

PLANTA DE PRODUCCIÓN DE SEVIN®



Christian Bouani Martínez

Oriol Call Vinyals

Alejandro Díaz Salcedo

Daniel González Alé

David Lougedo García

Adrián Pérez Jiménez

Tutor: Albert Bartrolí

Proyecto final de carrera

Ingeniería Química 2014

VOLUMEN IV

10. MANUAL DE CÁLCULO

ÍNDICE

10.1	REACTOR R-201	1
10.1.1	Dimensionamiento del cuerpo.....	1
10.1.2	Dimensionamiento de la cabeza/fondo	2
10.1.3	Diseño mecánico del cuerpo	3
10.1.4	Diseño mecánico del cuerpo/cabeza	4
10.1.5	Balance de materia.....	5
10.1.6	Balance de energía	6
10.2	REACTOR R-202A/B/C	7
10.2.1	Materiales.....	9
10.2.2	Diseño mecánico.....	10
10.3	REACTOR CATALÍTICO R-301A/B.....	11
10.3.1	Balance de materia	12
10.3.2	Escalado del reactor	14
10.3.3	Balance de energía	17
10.3.4	Dimensionado del reactor catalítico R-301A/B.....	20
10.3.5	Estimación del tiempo de ruptura del lecho catalítico	23
10.3.6	Regeneración del catalizador	25
10.4	COLUMNAS DE DESTILACIÓN	28
10.4.1	Consideraciones generales	28
10.4.2	Diseño de columna	28
10.4.3	“Tray sizing”	30
10.4.4	KG-Tower. Diseño de internos.....	30
10.4.5	Diseño mecánico.....	31
10.5	COLUMNA DE ABSORCIÓN CA-201.....	31

10.5.1	Método Kremser.....	32
10.5.2	Diseño riguroso (HYSYS)	36
10.5.3	Dimensionamiento	42
10.5.4	Diseño mecánico.....	45
10.6	TANQUE DE MEZCLA TM-302	46
10.6.1	Dimensionado del tanque de mezcla	46
10.6.2	Diseño y dimensionado del agitador	47
10.6.3	Diseño mecánico.....	49
10.7	TANQUES DE CONDENSADOS, DE SEPARACIÓN Y DE ALMACENAMIENTO	57
10.7.1	Tanques V-201/2/3.....	57
10.7.2	Tanque V-204.....	58
10.7.3	Tanques T-205/6/7	59
10.7.4	Tanque de condensados V-501	59
10.8	CRISTALIZADOR OSLO CR-301.....	61
10.8.1	Balance de materia	61
10.8.2	Dimensionamiento del CR-301.....	63
10.9	SECADOR D-301	65
10.10	CICLÓN CI-301	69
10.11	COMPRESOR K-501.....	74
10.12	BIOFILTRO BI-501	75
10.12.1	Diseño tanque de aspersion	75
10.12.2	Diseño biofiltro	77
10.13	INTERCAMBIADOR DE CALOR E-303	82
10.13.1	Balance térmico	82
10.13.2	Cálculo del DTML	82
10.13.3	Selección del intercambiador	82

10.13.4	Distribución de los tubos	83
10.13.5	Carcasa	83
10.13.6	Cálculo de la superficie de intercambio de 1 tubo (A_t).....	84
10.13.7	Selección del número de pasos por tubo	86
10.13.8	Selección de la velocidad típica	86
10.13.9	Determinación de U del intercambiador a partir de coeficientes individuales.....	86
10.13.10	Diseño mediante el software ASPEN ExchangerDesign& Rating.....	88
10.14	SERPENTÍN INTERNO E-220/1/2.....	94
10.15	SILOS DE PRODUCTOS SÓLIDOS	97
10.15.1	Silos de almacenamiento de SEVIN	97
10.15.2	Silos de almacenamiento de 1-Naftol.....	100
10.16	BOMBAS	101
10.16.1	Soplantes.....	103
10.16.2	Compresores	103
10.17	TORRE DE REFRIGERACIÓN CT-801	103
10.18	DIMENSIONAMIENTO DE CUBETOS DE RETENCIÓN.....	109
10.18.1	Cubeto de Monometilamina.....	110
10.18.2	Cubeto de Tolueno.....	113
10.19	JET MIXERS J-205/6/7.....	116
10.19.1	Consideraciones generales	116
10.19.2	Diseño	116

10.1 REACTOR R-201

10.1.1 Dimensionamiento del cuerpo

El volumen del reactor R-201 ha sido determinado a partir de los datos obtenidos del proceso llevado a cabo en Bhopal, conociendo que en dicho proceso el tiempo de residencia de la reacción era de 1,5 s y calculando para el caudal de operación de la planta se obtiene el volumen necesario del R-201 para llevar a cabo la reacción:

$$\tau = \frac{V}{Q_l} \quad (10.1.1 - 1)$$

$$V = \tau \cdot Q_T \quad (10.1.1 - 2)$$

$$V = \tau \cdot (Q_{PH} + Q_{MMA}) \quad (10.1.1 - 3)$$

$$V = 1,5 \text{ s} \cdot \left(0,20 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \right)$$

$$V = 0,300 \text{ m}^3$$

Asumiendo un sobredimensionamiento del 20% el volumen de diseño para el equipo es:

$$V = 0,300 \text{ m}^3 \cdot 1,2 = 0,360 \text{ m}^3$$

Una vez conocido el volumen necesario del R-201 se pueden determinar la altura i el diámetro del mismo:

Tomando como parámetro de diseño la relación altura diámetro

$$\frac{H_c}{D_i} = 2 \quad (10.1.1 - 4)$$

Y mediante la ecuación para determinar el volumen de un cilindro

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 \cdot H_c \quad (10.1.1 - 5)$$

Despejando H_c en la ecuación 4 y substituyendo en la ecuación 5 se obtiene:

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 \cdot 2D_i \quad (10.1.1 - 6)$$

$$D_i = 0,612 \text{ m}$$

Por lo tanto la altura del cuerpo del reactor se puede determinar según:

$$H_c = 2 D_i = 2 * 0,612 \text{ m}$$

$$H_c = 1,22 \text{ m}$$

10.1.2 Dimensionamiento de la cabeza/fondo

Tanto la cabeza como el fondo del reactor son de tipo cónico y su dimensionamiento se plantea a continuación:

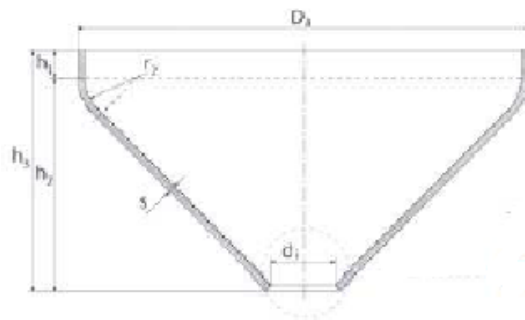


Figura 10.1.2-1 Esquema de la cabeza y fondo del reactor

Siguiendo correlaciones detalladas en bibliografía de diseño de equipos se calculan los diferentes parámetros:

$$r_2 = 0,1 \cdot D_i = 0,1 \cdot 0,612 \text{ m} = 0,0612 \text{ m} \quad (10.1.2 - 1)$$

$$h_1 = 0,1 \cdot D_i = 0,1 \cdot 0,612 \text{ m} = 0,0612 \text{ m} \quad (10.1.2 - 2)$$

$$h_3 = 0,8 \cdot D_i = 0,8 \cdot 0,612 \text{ m} = 0,490 \text{ m} \quad (10.1.2 - 3)$$

El diámetro de la boca del cabezal y el fondo del reactor corresponderá al diámetro de la tubería de carga i descarga del equipo, los cuales son función de los caudales volumétricos en ambas corrientes, pese a que el régimen de flujo se da en condiciones adiabáticas, se puede aproximar a flujo isotérmico ya que la diferencia de temperaturas entre la entrada y la salida no es excesivamente grande, el cálculo del diámetro necesario para la tubería ha sido calculado como se indica a continuación:

$$v = \frac{Q_l}{A_s} = \frac{Q_l}{\frac{\pi}{4} D_i^2} \quad (10.1.2 - 4)$$

Si se establece que la velocidad de circulación para los gases de reacción debe ser de 20 m/s, se puede obtener el valor del diámetro necesario para operar en dichas condiciones:

$$D_i = \sqrt{\frac{4Q_l}{v\pi}} \quad (10.1.2 - 5)$$

$$D_i = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,2 \frac{m^3}{s}}{20 \frac{m}{s} \pi}} = 0,113m$$

10.1.3 Diseño mecánico del cuerpo

El cálculo del espesor necesario para las paredes del cuerpo, cabeza y fondo del reactor se ha realizado mediante la normativa para diseño de equipos a presión ASME.

Las condiciones mecánicas de operación para los criterios de diseño son las siguientes:

Temperatura de operación: 533K

Temperatura de diseño: 573K

Presión de operación: 21,11 psia

Presión de diseño: 146,96 psia

La presión de diseño responde a la necesidad de soportar la presión máxima aportada por los tanques de almacenamiento en caso de fallo.

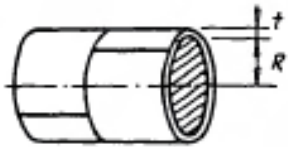
<p>P = DESIGN PRESSURE OR MAX. ALLOWABLE WORKING PRESSURE PSI S = STRESS VALUE OF MATERIAL, PSI, PAGE 131. E = JOINT EFFICIENCY, PAGE 118. R = INSIDE RADIUS, INCHES D = INSIDE DIAMETER, INCHES t = WALL THICKNESS, INCHES C.A. = CORROSION ALLOWANCE, INCHES</p>			
<p>A</p> 	<p>CYLINDRICAL SHELL (LONG SEAM)¹</p>		
	<table border="1"> <tr> <td> $t = \frac{PR}{SE - 0.6P}$ </td> <td> $P = \frac{SEt}{R + 0.6t}$ </td> </tr> </table>	$t = \frac{PR}{SE - 0.6P}$	$P = \frac{SEt}{R + 0.6t}$
	$t = \frac{PR}{SE - 0.6P}$	$P = \frac{SEt}{R + 0.6t}$	
<p>1. Usually the stress in the long seam is governing. See preceding page. 2. When the wall thickness exceeds one half of the inside radius or P exceeds 0.385 SE, the formulas given in the Code UA 2 shall be applied.</p>			

Figura 10.1.3-1 Código ASME para el cálculo del cuerpo

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} \tag{10.1.2 - 5}$$

$$t = \frac{146,96psi \cdot 12,05in}{13800psi \cdot 0,85 - 0.6 \cdot 146,96psi}$$

$$t = 0,152in = 3,86mm$$

10.1.4 Diseño mecánico del cuerpo/cabeza


<p>INTERNAL PRESSURE FORMULAS IN TERMS OF INSIDE DIMENSIONS</p>			
<p>P = DESIGN PRESSURE OR MAX. ALLOWABLE WORKING PRESSURE PSI. S = STRESS VALUE OF MATERIAL PSI, PAGE 131. E = JOINT EFFICIENCY, PAGE 118. R = INSIDE RADIUS, INCHES D = INSIDE DIAMETER, INCHES Q = ONE HALF OF THE INCLUDED (APEX) ANGLE, DEGREES L = INSIDE RADIUS OF DISH, INCHES r = INSIDE KNUCKLE RADIUS, INCHES t = WALL THICKNESS, INCHES C.A. = CORROSION ALLOWANCE, INCHES</p>			
<p>D</p> 	<p>CONE AND CONICAL SECTION</p>		
	<table border="1"> <tr> <td> $t = \frac{PD}{2 \cos \alpha (SE - 0.6P)}$ </td> <td> $P = \frac{2SEt \cos \alpha}{D + 1.2t \cos \alpha}$ </td> </tr> </table>	$t = \frac{PD}{2 \cos \alpha (SE - 0.6P)}$	$P = \frac{2SEt \cos \alpha}{D + 1.2t \cos \alpha}$
	$t = \frac{PD}{2 \cos \alpha (SE - 0.6P)}$	$P = \frac{2SEt \cos \alpha}{D + 1.2t \cos \alpha}$	
<p>1. The half apex angle, α not greater than 30°</p>			

Figura 10.1.4-1 Código ASME para el cálculo del fondo

Como parámetro de diseño se ha definido que $\alpha=30^\circ$

$$t = \frac{PD}{2 \cos\alpha(SE - 0.6P)}$$

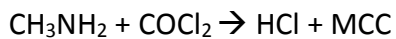
$$t = \frac{146,96\text{psi} \cdot 24,09 \text{ in}}{2 \cos 30(13800\text{psi} \cdot 0,85 - 0.6 \cdot 146,96\text{psi})}$$

$$t = 0,99 \text{ in} = 25,2 \text{ mm}$$

Se fija un sobre espesor de corrosión de 1mm por tanto el espesor de la cabeza y el fondo del reactor serán de 26,2mm.

10.1.5 Balance de materia

En el R-201 se lleva a cabo la reacción de formación del cloruro de metil carbamoilo (MCC) a partir de la condensación entre fosgeno y Metilamina según:



El balance de materia resultante para el reactor diseñado es el siguiente:

Tabla 10.1.5-1: Balance de materia

	MCC	COCl ₂	HCl	MMA	Total
(kmol/hora)	7,768	3,662	7,768	0	19,20
(m ³ /h)	339,603754	160,096415	339,603754	0	839,30
Kg/h	726,38568	362,24504	283,22128	0	1371,85
fracción molar	0,40462548	0,19074904	0,40462548	0	1

Dada la falta de información acerca de la cinética de la reacción y que en ninguna de las patentes consultadas se hablaba de recuperación o remoción de la MMA en las etapas posteriores del proceso se ha supuesto una conversión global del 100% para la MMA.

10.1.6 Balance de energía

El reactor ha sido diseñado para trabajar de forma adiabática debido a la complejidad de refrigerar medios de reacción en estado gas, partiendo de esta suposición y mediante los datos termodinámicos obtenidos de la bibliografía se ha obtenido una temperatura de reacción muy similar al de la patente de Union Carbide, por lo cual se dio por buena la suposición de reacción adiabática.

El balance realizado es el que sigue:

Tabla 10.1.5-2 Balance de energía

Parámetros del reactor adiabático						
J (K)	ΔH (Kj/s)	C_{pm} (Kj/Kmol·K)	ν_k	densidad (kg/m ³)	T (K)	ΔT (K)
47,24	-90100	72,87	-1	958	580,39	47,24

$$J = \frac{\Delta H \cdot n_k}{\nu_k \cdot C_{pm} \cdot \rho \cdot Q_l} \quad (10.1.6 - 1)$$

J= coeficiente de temperatura adiabática

AH= Entalpia de reacción de la mezcla (Kj/s)

nK= Caudal molar del componente limitante (Kmol/s)

ν_k = Coeficiente estequiométrico del componente limitante

C_{pm} = Calor específico medio de la mezcla a presión constante (Kj/Kg·K)

ρ = Densidad media de la mezcla (Kg/m³)

Q_l = Caudal volumétrico de alimentación al reactor (m³/s)

10.2 REACTOR R-202A/B/C

El reactor R202 es un reactor pirolítico modelizado como reactor continuo de tanque agitado (CSTR). En él se lleva a cabo la siguiente reacción endotérmica.



La reacción requiere de un aporte de energía que hará que esta se desplace hacia los productos (MIC + HCl) que saldrán del reactor en fase gas junto al disolvente orgánico.

Para su diseño se han tenido las siguientes consideraciones.

- 1) Tiempo de residencia: 21 horas (Documento Base de proyecto “BHOPAL: COULD WE HAVE AVOIDED IT?”)
- 2) Conversión : 0.8 (Document Base de proyecto “BHOPAL: COULD WE HAVE AVOIDED IT?”)
- 3) Presión de operación: 0.5 barg (Patente US 4.082.787, Apr 04,1978, Methyl Isocyanate Process)
- 4) Temperatura de operación: 90-110 °C (Patente US 4.082.787, Apr 04,1978, Methyl Isocyanate Process)
- 5) Agitación por medio de recirculación externa a través de intercambiador operado con vapor a contracorriente para calentar la mezcla dado que la reacción es endotérmica.
- 6) Estimación de propiedades (Aspen Hysys)
- 7) Reactor adiabático donde la reacción se produce en fase líquida a 90°C.
- 8) Los productos se vaporizan una vez reaccionados debido al punto de ebullición de los mismos.

Caudal de entrada:

Tabla 10.2-1 Caudal de entrada

Caudal másico [kg/h]	7582,52
Caudal molar [kgmol/h]	83,72
Densidad [kg/m ³]	778,88

Caudal volumétrico [m ³ /h]	9,74
Temperatura [C]	90,19
Presión [bar]	1,5

Composición (fracción másica):

Tabla 10.2.-2 Composición en fracción másica

MCC	0,120775
Fosgeno	9,39E-04
HCl	8,72E-11
Metil isocianato	3,12E-02
Tolueno	0,847117

Volumen:

$$V = \frac{T}{Q} = \frac{21 \text{ h}}{9,74 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} = 205 \text{ m}^3 \quad (10.2 - 1)$$

Dado lo elevado del volumen y para obtener mayor flexibilidad en la operación, se opta por dividir este en 3 reactores de 70 m³ cada uno.

Dimensiones:

Tabla 10.2-3 Dimensiones

Diámetro interno (m)	3,5
Altura (TI to TL) (m)	7
V cuerpo (m ³)	67,35
V fondo (m ³)	4,29
Volumen total (m ³)	71,64

Balace de energía:

En la tabla 10.2-4 se muestran las entalpías de formación:

Tabla 10.2-4 Entalpías de formación

	MCC	MIC	HCl	
$\Delta H_r (90^\circ\text{C})$	-2033	-1032	-2480	kJ/kg
	-190,1	-58,9	-90,4	kJ/mol

Entalpía de reacción:

$$\Delta H_r (90^\circ\text{C}) = 40,81 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \quad (10.2 - 2)$$

Tabla 10.2-5 Parámetros del reactor

Ca_0 (mol/L)	1
X_a	0,8
T (h)	21
R_a (mol/L·h)	0,038323
q_r (reacción) (kJ/h)	328427,28
q_v (vaporización) (Kj/h)	2827916,4
Q (kW)	877

Para conseguir la reacción y la vaporización de los productos se ha de aportar una potencia de 877 kW, que se hará a través del intercambiador externo E-207.

El tanque para evitar la pérdida de calor está aislado con lana de roca, al igual que el intercambiador y las líneas de recirculación. El espesor del aislamiento viene definido en el documento emitido para el efecto.

10.2.1 Materiales

Debido a la formación de HCl en la reacción, se ha seleccionado un material con que evite la corrosión prematura el tanque. Para ello se optado por acero inoxidable con un porcentaje de Titanio en su composición (AISI 316Ti).

10.2.2 Diseño mecánico

10.2.2.1 Cálculo del espesor de la pared cilíndrica

Para el cálculo del grosor es necesario conocer previamente la presión y temperatura de diseño (P_d y T_d), diámetro interno (D_i), factor de soldadura (E) y factor de estrés (S). (ASME B31.1)

$$P_d = 3.5 \text{ barg}$$

$$T_d = 150^\circ \text{C}$$

El material elegido para la carcasa del reactor es el acero inoxidable 316 Ti, ya que las sustancias del interior son corrosivas. Teniendo en cuenta esto y la temperatura de proyecto se obtiene de las tablas ASME el factor de estrés (S).

El valor del factor de soldadura es 0,85, ya que se trata de soldadura a tope con cordón preparado en X con radiografiado en los puntos de soldadura (—X—ray spot||).

Se calcula el espesor con la siguiente ecuación, sacada de las tablas ASME.

$$t = \frac{P_p \times D_i}{2 \times S \times E - 1,2 \times P_p} \quad (10.2.2.1 - 1)$$

Los datos utilizados para el cálculo y el espesor obtenido se muestran en la siguiente tabla.

Al espesor dado se le suma un valor de tolerancia a la corrosión (0 mm) y se redondea a la alza.

$$\text{espesor de la pared cilíndrica} = 16 \text{ mm}$$

10.2.2.2 Cálculo del espesor del cabezal

Para el cálculo del espesor del cabezal toriesférico se emplea la siguiente fórmula sacada de las tablas ASME.

$$t = \frac{0,885 \times P_p \times R_i}{S \times E - 0,1 \times P_p} \quad (10.2.2.2 - 1)$$

Al valor obtenido del espesor se le suma un valor de tolerancia de corrosión (0 mm) y se sobredimensiona un 10%.

espesor del cabezal (t) = 12 mm

10.3 REACTOR CATALÍTICO R-301A/B

En este apartado se expone la metodología de cálculo utilizada para diseñar el reactor catalítico multitubular R-301A/B, el cual utiliza una resina de intercambio aniónica para llevar a cabo la reacción entre el 1-naftol y el isocianato de metilo (MIC).

Primeramente hay que aclarar que, debido a la imposibilidad de obtener datos cinéticos sobre la reacción catalizada por la resina entre el 1-naftol y el isocianato de metilo, se optó por hacer un escalado del reactor que presenta Union Carbide Corporation en la patente "Eugen J. Boros & David W. Peck, 1981, Process for production of 1-naphthyl methylcarbamate, USA, nº 4.278.807, July 4th 1981".

En la tabla 10.3-1 se muestran varios datos representativos de la reacción que se lleva a cabo en el reactor R-301A/B y algunas propiedades de los compuestos involucrados.

Tabla 10.3-1 Propiedades de los compuestos involucrados en la reacción y propiedades de ésta

PROPIEDADES DE LOS COMPUESTOS				
Compuesto	1-Naftol	MIC	Tolueno	Carbaril
Densidad (kg/m ³)	1095,4	923	863,6	1200
Peso molecular (g/mol)	144,17	57,051	92,14	201,22
PROPIEDADES DE LA REACCIÓN				
Compuesto	1-Naftol	MIC	Tolueno	
Composición de entrada (% w/w)	7,2	18	74,8	
Relación estequiométrica 1-Naftol:MIC			1:1	
Temperatura de reacción (°C)			88	
Rendimiento de la reacción (%)			91,2	
Pureza del producto (%)			99,8	
Catalizador	Weak base anion exchange resin "Amberlyst A21"			

10.3.1 Balance de materia

Teniendo en cuenta la producción anual deseada de SEVIN®, que es de 10500 toneladas al año, y los datos expuestos en la tabla 10.3-1, es posible hacer un balance de materia del reactor con tal de saber la cantidad necesaria de cada uno de los reactivos.

Como se conoce la producción deseada, la relación estequiometría de los reactivos en la entrada al reactor y el rendimiento de la reacción, se pueden calcular los moles necesarios al año de 1-Naftol, MIC y tolueno para satisfacer esta producción anual.

$$\text{Producción} = 10500 \frac{\text{Tn SEVIN}}{\text{año}} \cdot \frac{1 \text{ Tn mol SEVIN}}{201,22 \text{ Tn SEVIN}} = 52,182 \frac{\text{Tn mol SEVIN}}{\text{año}}$$

La reacción que se lleva a cabo en el reactor catalítico R-301A/B es la siguiente:



Conociendo las relaciones estequiométricas de la reacción y de los reactivos y el rendimiento de la reacción, es posible conocer los moles necesarios de cada uno de los reactivos a la entrada.

$$52,182 \frac{\text{Tn mol SEVIN}}{\text{año}} \cdot \frac{1 \text{ Tn mol } 1 - \text{Naftol}}{1 \text{ Tn mol SEVIN}} \cdot \frac{1}{0,912} = 57,217 \frac{\text{Tn mol } 1 - \text{Naftol}}{\text{año}}$$

$$52,182 \frac{\text{Tn mol SEVIN}}{\text{año}} \cdot \frac{1 \text{ Tn mol MIC}}{1 \text{ Tn mol SEVIN}} \cdot \frac{1}{0,912} = 57,217 \frac{\text{Tn mol MIC}}{\text{año}}$$

Para conocer la cantidad de Tolueno que es necesario introducir junto con los dos reactivos, es necesario tener estas cantidades expresadas en unidades másicas y aplicar el porcentaje de composición en la entrada al reactor.

$$57,217 \frac{\text{Tn mol } 1 - \text{Naftol}}{\text{año}} \cdot \frac{144,17 \text{ Tn } 1 - \text{Naftol}}{1 \text{ Tn mol } 1 - \text{Naftol}} = 8248,941 \frac{\text{Tn } 1 - \text{Naftol}}{\text{año}}$$

$$57,217 \frac{\text{Tn mol MIC}}{\text{año}} \cdot \frac{57,051 \text{ Tn MIC}}{1 \text{ Tn mol MIC}} = 3264,274 \frac{\text{Tn MIC}}{\text{año}}$$

$$\frac{\left(8248,941 \frac{\text{Tn } 1 - \text{Naftol}}{\text{año}} + 3264,274 \frac{\text{Tn MIC}}{\text{año}} \right) \cdot 0,742}{0,072 + 0,18} = 34174,146 \frac{\text{Tn Tolueno}}{\text{año}}$$

Una vez se conocen las cantidades anuales de entrada al reactor, con la producción anual deseada y el rendimiento de la reacción se obtienen las cantidades anuales de salida, todo expresado en unidades másicas.

$$8248,941 \frac{Tn \text{ 1 - Naftol entrada}}{\text{año}} - \left(0,912 \cdot 8248,941 \frac{Tn \text{ 1 - Naftol reacciona}}{\text{año}} \right) \\ = 725,907 \frac{Tn \text{ 1 - Naftol salida}}{\text{año}}$$

$$3264,274 \frac{Tn \text{ MIC entrada}}{\text{año}} - \left(0,912 \cdot 3264,274 \frac{Tn \text{ MIC reacciona}}{\text{año}} \right) \\ = 287,256 \frac{Tn \text{ MIC salida}}{\text{año}}$$

$$34174,146 \frac{Tn \text{ Tolueno entrada}}{\text{año}} = 34174,146 \frac{Tn \text{ Tolueno salida}}{\text{año}}$$

En la tabla 10.3.1-1 se muestra un resumen del balance de materia del reactor.

Tabla 10.3.1-1 Balance de materia del reactor R-301A/B

ENTRADA				
	Tn/año	Tn mol/año	kmol/h	m ³ /h
1-Naftol	3264,274	57,217	7,947	0,491
MIC	8248,941	57,217	7,947	1,046
Tolueno	34174,146	370,894	51,513	5,496
TOTAL	45687,362	485,327	67,407	7,033
SALIDA				
	Tn/año	Tn mol/año	kmol/h	m ³ /h
1-Naftol	287,256	5,035	0,699	0,043
MIC	725,907	5,035	0,699	0,092
Tolueno	34174,146	370,894	51,513	5,496
Carbaril	10500,000	52,182	7,247	1,215
TOTAL	45687,309	433,146	60,159	6,847

10.3.2 Escalado del reactor

Se parte de los datos expuestos en la patente “Eugen J. Boros & David W. Peck, 1981, *Process for production of 1-naphthyl methylcarbamate, USA, nº 4.278.807, July 4th 1981*” para dimensionar el reactor R-301A/B a escala industrial.

En esta patente se utiliza un reactor tubular de 0,584 m de longitud y 0,025 m de diámetro, relleno con 100 g de la resina de intercambio aniónico “Amberlyst A21”, por el cual se hacen circular 0,0015 m³/h de la mezcla de reactivos con la composición citada en la tabla 10.3.1--1.

La idea aquí es calcular la cantidad de resina necesaria para dimensionar un reactor a escala industrial que pueda tratar 7,033 m³/h, con tal de satisfacer la producción anual de SEVIN®.

$$0,0015 \frac{\text{m}^3 \text{ reactivos}}{\text{h}} \rightarrow 0,1 \text{ kg de resina necesaria}$$

$$7,033 \frac{\text{m}^3 \text{ reactivos}}{\text{h}} \rightarrow \text{kg de resina necesaria?}$$

$$\frac{7,033 \frac{\text{m}^3 \text{ reactivos}}{\text{h}} \cdot 0,1 \text{ kg de resina necesaria}}{0,0015 \frac{\text{m}^3 \text{ reactivos}}{\text{h}}} = 468,867 \text{ kg de resina}$$

Las dimensiones del reactor no se escalan, debido a que por decisiones técnicas se opta por dimensionar un reactor catalítico multitubular en el cual se utilicen los 468,867 kg de resina, como se sugiere en el libro *TRAMBOUZE, P. – EUZEN, J.P. (2004): “Chemical reactors: from design to operation” Ed. Technips, Paris.*

A continuación se muestra la hoja de especificación del catalizador utilizado.

AMBERLYST™ A21

Industrial Grade Weakly Basic Polymeric Resin

AMBERLYST A21 is a bead form, weak base anion exchange resin developed for the removal of acidic materials from product streams. AMBERLYST A21 is supplied in the water-moist free base form. After proper solvent conditioning, it can be used directly to remove acidic materials from organic solvents and to remove phenol from benzene and inhibitors from

monomers : hydroquinone (HQ), hydroquinone mono-ethyl ether (MEHQ), tertiary butyl catechol (TBC).

AMBERLYST A21 is also used in adsorption of SO₂ from gas streams.

PROPERTIES

Physical form _____	Opaque spherical beads
Ionic form as shipped _____	Free Base (FB)
Concentration of active sites _____	≥ 1.30 eq/L ⁽¹⁾
	≥ 4.6 eq/kg
Moisture holding capacity ⁽¹⁾ _____	56 to 62 % (FB form)
Shipping weight _____	660 g/L (41.2 lbs/ft ³)
Particle size	
Harmonic mean size _____	0.490 - 0.690 mm
Uniformity coefficient _____	≤ 1.80
Fines content ⁽¹⁾ _____	< 0.300 mm : 1.0 % max
Coarse beads _____	> 1.180 mm : 2.0 % max
Nitrogen BET	
Surface area _____	35 m ² /g
Average pore diameter _____	110 Å
Total pore volume _____	0.10 cc/g
Swelling _____	Water to phenol : 77 %

⁽¹⁾ Contractual value

Figura 10.3.2-1 Hoja de especificación del catalizador utilizado

SUGGESTED OPERATING CONDITIONS (Chemical Processing)

pH range _____	0 to 14
Maximum operating temperature _____	100°C (210°F)
Minimum bed depth _____	600 mm (24 inches)
Service flow rate _____	8 to 40 BV/h (1 to 5 gpm/ft ²)
Regenerants _____	NaOH NH₄OH Na₂CO₃
Flow rate (BV/h) _____	4 to 8 4 to 8 4 to 8
Flow rate (gpm/ft ²) _____	0.5 to 1.0 0.5 to 1.0 0.5 to 1.0
Concentration (%) _____	2 to 4 2 to 4 4 to 8
Level _____	120 % of ionic load
Minimum contact time _____	30 minutes
Slow rinse _____	2 BV (15 gal/ft ²) at regeneration flow rate
Fast rinse _____	2 to 4 BV (15 to 30 gal/ft ²) at service flow rate

Figura 10.3.2-2 Características del catalizador

HYDRAULIC CHARACTERISTICS

Figure 1 shows the bed expansion of AMBERLYST A21 as a function of backwash flow rate and water temperature.

Figure 2 shows the pressure drop data for AMBERLYST A21 as a function of service flow rate and water temperature.

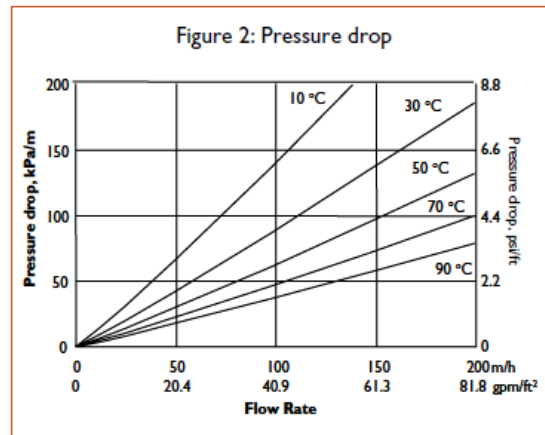
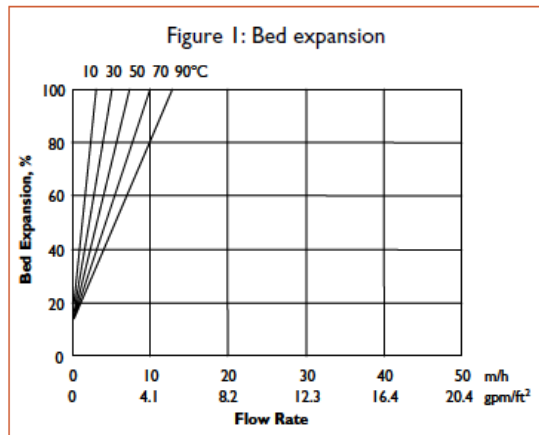


Figura 10.3.2-3 Características hidráulicas del catalizador

10.3.3 Balance de energía

Siguiendo las indicaciones del libro citado anteriormente, se decide diseñar el reactor catalítico R-301A/B como un reactor multitubular, el cual contendrá el catalizador en el interior de los tubos y un fluido refrigerante circulará por carcasa, para mantener la temperatura óptima de reacción y acabar de enfriar el producto con destino al cristizador CR-301.

A grandes rasgos, este reactor se diseña como un intercambiador de carcasa y tubos.

10.3.3.1 Cálculo del calor a intercambiar

Primeramente, resulta necesario estimar el calor de reacción que se generará por parte de la reacción, para después tenerlo en cuenta en el balance energético del reactor.

$$q_{reacción} = \Delta H_i \cdot n_i \cdot X_k \quad (10.3.3.1 - 1)$$

Donde:

$q_{reacción}$ es el calor generado por la reacción

ΔH_i es la entalpia de el compuesto "i"

n_i es el caudal molar del compuesto "i"

X_k es el rendimiento o conversión de la reacción

$$\begin{aligned} q_{reacción} &= -332900 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot 7,947 \frac{\text{kmol MIC}}{\text{h}} \cdot 0,912 = -2032958,052 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \\ &= -564710,570 \text{ W} \end{aligned}$$

Sabiendo el calor generado en la reacción, es posible hacer el balance de energía para calcular la cantidad de agua de refrigeración a 25°C necesaria para enfriar el producto de la reacción a 82°C y conducirlo al cristizador CR-301.

Se calcula el calor a intercambiar por parte de la mezcla de reacción, teniendo en cuenta su calor de reacción y el calor a eliminar para llevar la mezcla de 88°C a 82°C con la ecuación 10.3.3.1-2.

$$q_{mezcla} = m_{mezcla} \cdot C_{p,mezcla} \cdot (T_{s,mezcla} - T_{e,mezcla}) + q_{reacción} \quad (10.3.3.1 - 2)$$

Donde:

$$m_{mezcla} = 1,777 \frac{kg}{s}$$

$$C_{p,mezcla} = 1785 \frac{J}{kg \cdot K}$$

$$T_{e,mezcla} = 88 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{s,mezcla} = 82 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} q_{mezcla} &= 1,777 \frac{kg}{s} \cdot 1785 \frac{J}{kg \cdot K} \cdot (82 - 88)^\circ\text{C} + \left(-564710,570 \frac{J}{s}\right) \\ &= -583742,777 \text{ W} \end{aligned}$$

10.3.3.2 Cálculo de la cantidad de agua refrigerante necesaria

Si la temperatura de entrada del agua de refrigeración se considera 25 °C y la salida a 40 °C, la cantidad de agua de refrigeración necesaria es la siguiente:

$$m_{refrigerante} = \frac{q_{refrigerante}}{C_{p,refrigerante} \cdot (T_{s,refrigerante} - T_{e,refrigerante})} \quad (10.3.3.2 - 1)$$

Donde:

$$q_{refrigerante} = 583742,777 \text{ W}$$

$$C_{p,refrigerante} = 4179 \frac{J}{kg \cdot K}$$

$$T_{e,refrigerante} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{s,refrigerante} = 40 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$m_{refrigerante} = \frac{583742,777 \frac{J}{s}}{4179 \frac{J}{kg \cdot s} \cdot (40 - 25)^\circ\text{C}} = 9,312 \frac{kg}{s}$$

10.3.3.3 Cálculo del área de transferencia de calor y número mínimo de tubos

Con tal de calcular el área de transferencia de calor necesaria, se utiliza la expresión 10.3.3.3-1, considerando un coeficiente global de transferencia de calor (U) de 300 W/m²·K, como se propone en DONALD Q. KERN (1965): "Process heat transfer" CECSA.

$$A = \frac{q}{U \cdot \Delta T_{m.l.}} \quad (10.3.3.3 - 1)$$

Para esto, resulta necesario definir primero el incremento de temperatura media logarítmica, y corregirla con un factor que tiene en cuenta incrustaciones, suciedad, etc.

$$\Delta T_{m.l.} = \frac{(\Delta T_1)(\Delta T_2)}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \cdot F \quad (10.3.3.3 - 2)$$

$$\Delta T_1 = (T_{e,mezcla} - T_{s,refrigerante}) \quad (10.3.3.3 - 3)$$

$$\Delta T_2 = (T_{s,mezcla} - T_{e,refrigerante}) \quad (10.3.3.3 - 4)$$

$$F = 0,8$$

$$\Delta T_{m.l.} = \frac{(88 - 25) \text{ } ^\circ\text{C} \cdot (82 - 40) \text{ } ^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{88 - 25}{82 - 40}\right) \text{ } ^\circ\text{C}} \cdot 0,8 = 41,90 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Entonces,

$$A = \frac{583742,777 \text{ W}}{300 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{C}} \cdot 41,90 \text{ } ^\circ\text{C}} = 46,443 \text{ m}^2$$

Una vez conocido el área de intercambio, se requiere calcular el número mínimo de tubos para obtener la transferencia de calor deseada.

Se escoge trabajar con tubos de un diámetro externo de 2,5 pulgadas y longitud de 3 metros, con un espesor de 2,77 milímetros. Si se calcula el área de los tubos, y se divide el área total de transferencia de calor entre ésta, se obtiene el número de tubos mínimo para efectuar el intercambio de calor esperado.

$$A_{tubo} = \pi \cdot D_{externo \ tubo} \cdot L_{tubo} \quad (10.3.3.3 - 5)$$

$$n^{\circ} \text{ tubos} = \frac{A}{A_{tubo}} \quad (10.3.3.3 - 6)$$

$$A_{tubo} = \pi \cdot 0,0635 \text{ m} \cdot 3 \text{ m} = 0,598 \text{ m}^2$$

$$n^{\circ} \text{ tubos} = \frac{46,433 \text{ m}^2}{0,598 \text{ m}^2} = 77,647 \text{ tubos} \approx 78 \text{ tubos}$$

Entonces, será necesario introducir un mínimo de 78 tubos en el interior de la coraza del intercambiador para asegurar la transferencia de calor deseada.

10.3.4 Dimensionado del reactor catalítico R-301A/B

Por otro lado, a la hora de dimensionar el reactor, hay que tener en cuenta la cantidad de catalizador que se debe utilizar para efectuar satisfactoriamente la reacción, y cuantos tubos de las dimensiones citadas anteriormente son necesarios para albergar tal cantidad de catalizador.

Como se ha expuesto anteriormente en el apartado de escalado del reactor, son necesarios 468,867 kg de resina de intercambio aniónico del tipo Amberlyst A21 para llevar a cabo la reacción deseada en el reactor que se está diseñando. La densidad de este tipo de resina es de 660 kg/m³, como se indica en la ficha técnica del catalizador.

Así pues, es posible calcular el volumen total de resina, el volumen de resina por tubo y el número de tubos necesarios para albergar toda la cantidad de catalizador.

$$V_{resina} = \frac{m_{resina}}{\rho_{resina}} \quad (10.3.4 - 1)$$

$$V_{tubo} = \pi \cdot L_{tubo} \cdot \left(\frac{D_{interno\ tubo}}{2} \right)^2 \quad (10.3.4 - 2)$$

$$V_{resina} = \frac{468,867\ kg}{660\ \frac{kg}{m^3}} = 0,7104\ m^3\ resina$$

$$V_{tubo} = \pi \cdot 3\ m \cdot \left(\frac{0,058\ m}{2} \right)^2 = 0,008\ m^3$$

Se considera que los tubos no estarán totalmente llenos de catalizador, y se dejará un 30% de volumen vacío, teniendo en cuenta la posible expansión del lecho debido al paso del flujo de reactivos o de disolución regenerante; entonces, el volumen de catalizador por tubo será el siguiente:

$$V_{resina\ tubo} = 0,7 \cdot V_{tubo} \quad (10.3.4 - 3)$$

$$V_{resina/tubo} = 0,7 \cdot 0,008\ m^3 = 0,0055\ \frac{m^3\ resina}{tubo}$$

Se colocarán unas rejillas con un diámetro de paso de partículas de 0,3 mm para retener todo el catalizador en el interior de cada tubo y que no sea arrastrado por el fluido que circule por ellos.

Una vez se conoce la cantidad de resina por tubo y la cantidad de resina total, es posible estimar el número de tubos que son necesarios para albergar la totalidad del catalizador.

$$n^{\circ} \text{ tubos} = \frac{V_{\text{resina}}}{V_{\text{resina/tubo}}} \quad (10.3.4 - 4)$$

$$n^{\circ} \text{ tubos} = \frac{0,7104 \text{ m}^3 \text{ resina}}{0,0055 \frac{\text{m}^3 \text{ resina}}{\text{tubo}}} = 128,214 \text{ tubos} \approx 129 \text{ tubos}$$

Como el número de tubos necesarios para albergar la totalidad del catalizador es mayor que el número mínimo de tubos necesarios para efectuar el intercambio de calor deseado, se utilizan 129 tubos, lo cual asegura una óptima transferencia de calor y la posibilidad de albergar toda la cantidad de resina necesaria.

Una vez definido el número de tubos, se procede a calcular el diámetro del haz de tubos, para poder definir el diámetro interno de la carcasa del reactor.

$$D_b = D_{\text{externo tubo}} \cdot \left(\frac{n^{\circ} \text{ tubos}}{K_1} \right)^{1/n_1} \quad (10.3.4 - 5)$$

Donde:

D_b es el diámetro del haz de tubos

K_1, n_1 son constantes empíricas

Estas constantes son función del pitch de los tubos y del número de pasos por tubo, como se indica a continuación en la tabla 10.3.4-1.

Tabla 10.3.4-1 Valor de K_1 y n_1 según el pitch y el número de pasos por tubo

Al trebolillo o triangular, $P = 1.25d$					
Nº pasos por los tubos	1	2	4	6	8
K_1	0.319	0.249	0.175	0.0743	0.0365
n_1	2.142	2.207	2.285	5.499	2.675
Cuadrada, $P = 1.25d$					
Nº pasos por los tubos	1	2	4	6	8
K_1	0.215	0.156	0.158	0.0402	0.0331
n_1	2.207	2.291	2.263	2.617	2.643

Entonces, el diámetro del haz de tubos es:

$$D_b = 63,5 \text{ mm} \cdot \left(\frac{129}{0,215} \right)^{1/2,207} = 1152,297 \text{ mm} \approx 1153 \text{ mm}$$

Conociendo el diámetro del haz de tubos, se puede estimar el diámetro interior de la coraza a partir del gráfico que se muestra en la figura 10.3.4-1

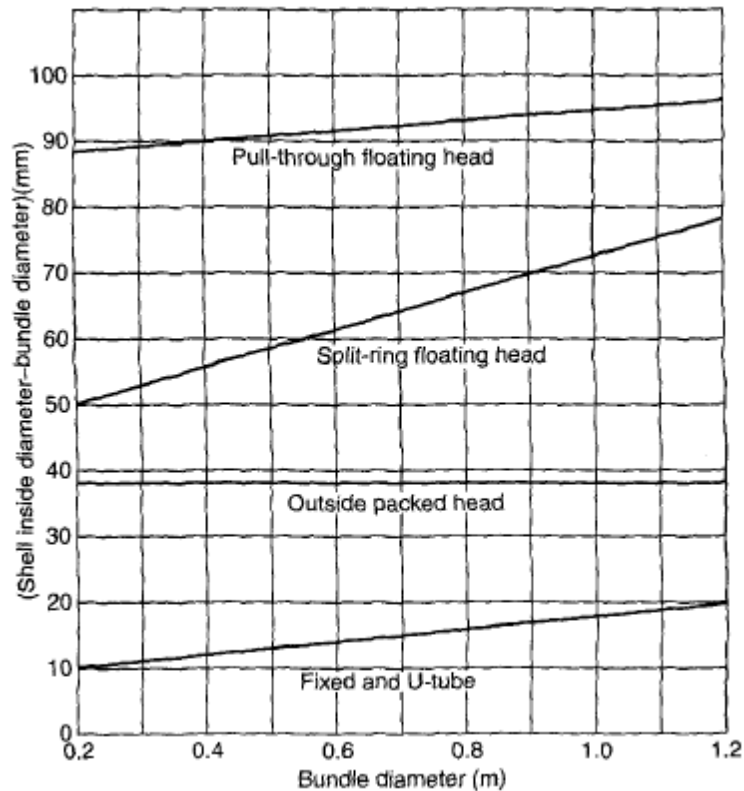


Figura 10.3.4-1 Relación entre el diámetro del haz de tubos y el diámetro interior de la coraza

Teniendo en cuenta la nomenclatura establecida en *TEMA*, se utilizan unas cabezas fijas del tipo M (Fixed tubesheet, like "B" stationary head). Para este tipo de cabezas, y con el diámetro del haz de tubos calculado anteriormente, se obtiene una diferencia entre el diámetro interior de la coraza y el diámetro del haz de tubos de:

$$D_{s,i} - D_b = 20 \text{ mm}$$

Entonces, el diámetro interno de la coraza es:

$$D_{s,i} = 1173 \text{ mm}$$

10.3.5 Estimación del tiempo de ruptura del lecho catalítico

A partir de la cantidad de 1-Naftol que se hace reaccionar en el reactor y de la cantidad de resina que hay en el interior de éste, es posible hacer una estimación del tiempo de ruptura que tiene el lecho catalítico de resina de intercambio aniónico.

La cantidad de 1-naftol que reacciona cada hora es la siguiente:

$$1145,686 \frac{\text{kg } 1 - \text{naftol entrada}}{h} - 100,820 \frac{\text{kg } 1 - \text{naftol salida}}{h}$$

$$= 1044,866 \frac{\text{kg } 1 - \text{naftol reacciona}}{h}$$

Si se supone que todo el 1-naftol que reacciona se adsorbe en la resina de intercambio para reaccionar, es posible estimar el tiempo de ruptura mediante la expresión 10.3.5-1:

$$t_{rup} = \frac{W_{ads} \cdot \rho_{resina} \cdot A \cdot L}{Q_L \cdot C_{1-naftol}} \quad (10.3.5 - 1)$$

Donde:

t_{rup} es el tiempo de ruptura de la resina

W_{ads} es la relación entre el 1 – naftol adsorbido y la cantidad de resina

ρ_{resina} es la densidad de la resina Amberlyst A21

A es la superficie de contacto de la resina en cada tubo

L es la longitud de los tubos

Q_L es el caudal volumétrico de mezcla que circula por cada tubo

$C_{1-naftol}$ es la concentración de entrada de 1 – naftol

Entonces, el tiempo de ruptura estimado para el lecho catalítico es el siguiente:

$$t_{rup} = \frac{\left(\frac{1044,866 \frac{\text{kg } 1 - \text{naftol}}{h}}{468,878 \text{ kg resina}} \right) \cdot 660 \frac{\text{kg resina}}{\text{m}^3} \cdot 0,546 \text{ m}^2 \cdot 3 \text{ m}}{\left(\frac{7,033 \frac{\text{m}^3}{h}}{129 \text{ tubos}} \right) \cdot 137,260 \frac{\text{kg } 1 - \text{naftol}}{\text{m}^3 \text{ mezcla}}} = 322,101 \text{ h}$$

Se obtiene un tiempo de ruptura de 322,101 horas, que resulta aproximadamente de unos 13 días de operación en continuo.

10.3.6 Regeneración del catalizador

Siguiendo los resultados obtenidos en la patente “Eugen J. Boros & David W. Peck, 1981, Process for production of 1-naphthyl methylcarbamate, USA, nº 4.278.807, July 4th 1981”, se decide utilizar una disolución de regeneración compuesta por un 9% de NH_4OH , un 10% de NH_4Cl y agua, la cual aporta una mejor regeneración de la resina y le proporciona mayor durabilidad.

Según las especificaciones técnicas del fabricante de la resina de intercambio aniónico, se utiliza un caudal de regeneración equivalente a 3,5 veces el volumen del lecho catalítico por hora, durante un mínimo de 30 minutos, para asegurar la total regeneración de la resina.

$$3,5 \frac{BV}{h} \cdot 0,710 \text{ m}^3 \text{ resina} = 2,486 \frac{\text{m}^3 \text{ regenerador}}{h}$$

De los cuales:

$$0,09 \cdot 2,486 \frac{\text{m}^3 \text{ regenerador}}{h} = 0,224 \frac{\text{m}^3 \text{ NH}_4\text{OH}}{h}$$

$$0,10 \cdot 2,486 \frac{\text{m}^3 \text{ regenerador}}{h} = 0,249 \frac{\text{m}^3 \text{ NH}_4\text{Cl}}{h}$$

$$0,81 \cdot 2,486 \frac{\text{m}^3 \text{ regenerador}}{h} = 2,014 \frac{\text{m}^3 \text{ H}_2\text{O}}{h}$$

Teniendo en cuenta que la planta opera en continuo durante todo el año y que cada ciclo en un reactor dura 13 días, se tiene que proceder al lavado y regeneración de la resina 28 veces al año. Con estos datos, y si se utilizan disoluciones comerciales preparadas de NH_4OH 5M y de NH_4Cl 30% w/w, es posible calcular las necesidades anuales de éstas y de agua de aporte.

$$0,224 \frac{\text{m}^3 \text{ NH}_4\text{OH}}{h} \cdot \frac{1000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \cdot \frac{880 \text{ g NH}_4\text{OH}}{1 \text{ L NH}_4\text{OH}} \cdot \frac{1 \text{ mol NH}_4\text{OH}}{35,05 \text{ g NH}_4\text{OH}} \cdot \frac{1 \text{ L disolución}}{5 \text{ mol NH}_4\text{OH}}$$

$$= 1123,703 \text{ L disolución NH}_4\text{OH 5M}$$

$$0,249 \frac{\text{m}^3 \text{ NH}_4\text{Cl}}{h} \cdot \frac{1000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \cdot \frac{1547 \text{ g NH}_4\text{Cl}}{1 \text{ L NH}_4\text{Cl}} \cdot \frac{1 \text{ L disolución}}{1073 \text{ g NH}_4\text{Cl}} \cdot \frac{100}{30}$$

$$= 1179,821 \text{ L disolución NH}_4\text{Cl 30\% w/w}$$

Como estas disoluciones ya traen una parte de agua, se calcula cual es esta parte para poder obtener la cantidad necesaria de agua de aporte para preparar la disolución de regeneración.

$$(1123,703 \text{ L disolución } NH_4OH \text{ 5M} - 223,783 \text{ L } NH_4OH \text{ puro}) \\ + (1179,821 \text{ L disolución } NH_4Cl \text{ 30\% w/w} \\ - 248,648 \text{ L } NH_4Cl \text{ puro}) = 1831,093 \text{ L } H_2O \text{ en las disoluciones}$$

$$2014,045 \text{ L } H_2O - 1831,093 \text{ L } H_2O \text{ disoluciones} = 182,952 \text{ L } H_2O \text{ de aporte}$$

Entonces, al año serán necesarias las siguientes cantidades, teniendo en cuenta el número de lavados:

$$1123,703 \text{ L disolución } NH_4OH \text{ 5M} \cdot 28 \frac{\text{lavados}}{\text{año}} \\ = 31,550 \frac{m^3 \text{ disolución } NH_4OH \text{ 5M}}{\text{año}}$$

$$1179,821 \text{ L disolución } NH_4Cl \text{ 30\% } \frac{w}{w} \cdot 28 \frac{\text{lavados}}{\text{año}} \\ = 33,126 \frac{m^3 \text{ disolución } NH_4Cl \text{ 30\% w/w}}{\text{año}}$$

$$182,952 \text{ L } H_2O \text{ de aporte} \cdot 28 \frac{\text{lavados}}{\text{año}} = 5,137 \frac{m^3 H_2O \text{ de aporte}}{\text{año}}$$

En la tabla 10.3.6-1 se recogen las especificaciones del reactor catalítico R-301A/B

Tabla 10.3.6-1 Especificación del reactor catalítico R-301A/B

ESPECIFICACIÓN R-301A/B	
Caudal a tratar (m ³ /h)	7,033
Volumen vacío (m ³)	3,350
Altura (m)	3,400
Diámetro interno (m)	1,173
Diámetro externo (m)	1,193
Presión interna de diseño (atm)	2,000
Espesor del cuerpo (mm)	10,000
TUBOS	
Número de tubos	129,000
Longitud de los tubos (m)	3,000
Diámetro interno de los tubos (mm)	57,960
Diámetro externo de los tubos (mm)	63,500
Espesor de los tubos (mm)	2,700
Diámetro del haz de tubos (m)	1,153
TRANSFERENCIA DE CALOR	
Calor a intercambiar (kW)	583,743
Coefficiente global de transferencia de calor (W/m ² ·°C)	300,000
Caudal de agua de refrigeración (m ³ /h)	33,524
CATALIZADOR	
Resina de intercambio aniónico	Amberlyst A21
Densidad de la resina (kg/m ³)	660,000
Cantidad de resina (kg)	468,878
Tiempo de ruptura (días)	13,000

10.4 COLUMNAS DE DESTILACIÓN

10.4.1 Consideraciones generales

Para el diseño de las columnas se han utilizado dos software informáticos especializados. Uno de ellos, el Aspen Hysys, ha sido utilizado para el dimensionamiento de la columna. El otro es un software de un proveedor especialista en todo tipo de columnas, KG Tower, de Koch-Glitsch, que ha permitido el diseño hidráulico de la columna y sus internos.

10.4.2 Diseño de columna

El diseño realizado con Hysys ha sido un procedimiento sencillo. En primer lugar se han identificado los componentes ligero y pesado que se desean separar estudiando los coeficientes K.

Una vez identificados, se realiza una primera aproximación, con el método “shortcut”, tratando de obtener una máxima separación a una presión moderada y con una relación de reflujo en torno a 1.5 veces la mínima.

De esta manera se obtiene una aproximación del número de etapas y de la etapa de alimentación. Además permite conocer las temperaturas de operación del “reboiler” y del condensador.

Si conseguir estas temperaturas, con los fluidos térmicos disponibles en la planta, es necesario, rehacer el cálculo, cambiando la presión de operación (al alza), hasta obtener una temperatura de operación “válida” para la operación.

Performance	
Trays	
Minimum Number of Trays	8,241
Actual Number of Trays	13,761
Optimal Feed Stage	6,882
Temperatures	
Condenser [C]	22,26
Reboiler [C]	135,7
Flows	
Rectify Vapour [kgmole/h]	30,629
Rectify Liquid [kgmole/h]	18,378
Stripping Vapour [kgmole/h]	30,629
Stripping Liquid [kgmole/h]	103,438
Condenser Duty [kW]	-251,436
Reboiler Duty [kW]	652,872

Figura 10.4.2-1 Performance de columna de destilación simulada en Hysys. Método “short-cut”

Estos valores se utilizan para obtener una simulación más real con el método riguroso. Insertando los datos obtenidos en el método anterior. Los resultados difieren, pero se acercan más a la realidad.

El reboiler seleccionado en todo los casos es de tipo kettle, tal como se puede apreciar en la especificación del mismo y el P&IDs.

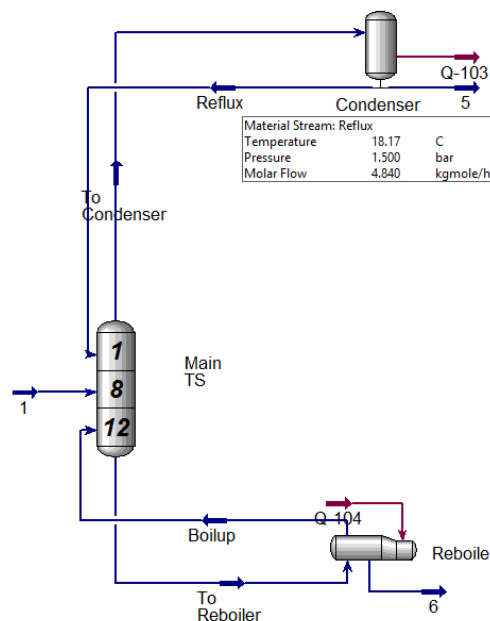


Figura 10.4.2-2. Column Enviroment. Método riguroso. Hysys.

10.4.3 “Tray sizing”

Una vez conocido el numero de etapas y presión y temperaturas de operación , con ayuda de la aplicación interna de hysys (tray sizing), se obtienen las dimensiones de la columna y la especificación de internos.

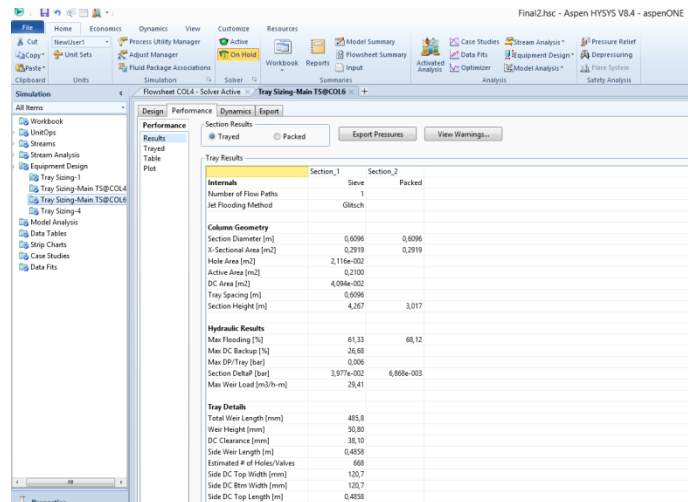


Figura 10.4.3-1 Entorno tray sizing. Hysys.

El software indica la idoneidad de platos o relleno, de acuerdo a los caudales de la columna.

10.4.4 KG-Tower. Diseño de internos

Tomando como base las dimensiones obtenidas en Hysys, diseñamos la columna con el software de Koch-Glitsch, KG-TOWER. Esto nos ofrece diferentes tipos de rellenos y platos que el mismo fabrica y distribuye.

KG-Tower permite generar una hoja de especificación para poder remitir al suministrador de las columnas.

	Load 1	Load 2	Load 3	Load 4	Load 5
Zone	Design				
Description					
Tray or Bed Number					
Vapor					
Mass Rate	kg/hr	1230	0	0	0
Density	kg/m3	4.1414	1.1774	1.1774	1.1774
Std.			Calc	Calc	Calc
Actual Vol.Flow	m3/hr	297.00	0.00	0.00	0.00
Viscosity	cP	0.0081	0.0070	0.0070	0.0070
Min. Rate	%	0.00	0.00	0.00	0.00
Max. Rate	%	0.00	0.00	0.00	0.00
Liquid					
Mass Rate	kg/hr	780	0	0	0
Density	kg/m3	742.857	1000.000	1000.000	1000.000
Volume Rate	m3/hr	1.050	0.000	0.000	0.000
Surface Tension	dyne/cm	13.552	18.713	18.713	18.713
Viscosity	cP	0.3792	0.9963	0.9963	0.9963
Min. Rate	%	0.00	0.00	0.00	0.00
Max. Rate	%	0.00	0.00	0.00	0.00
System Factor		1.00	Load OK	Load not active	Load not active
			Min	Design	Max
Select Design :		Trays	Packings	Comments	Close

Figura 10.4.4-1 KG-Tower V5.1

10.4.5 Diseño mecánico

Para el diseño mecánico se ha seguido el código ASME, utilizando el mismo procedimiento que para el resto de equipos a presión.

10.5 COLUMNA DE ABSORCIÓN CA-201

En este punto se detalla el procedimiento seguido para conseguir el diseño de la columna de absorción, la cual tiene el objetivo de reducir la presencia de HCl en el caudal obtenido en la reacción de MCC a partir de fosgeno y mono metilamina. Además tiene la función de “quenching”, ya que reduce la temperatura de dicho caudal.

Teniendo en cuenta que el sistema es multicomponente, se utilizó el método de Kremser descrito en *“Operaciones de transferencia de masa, R. Treybal, 2ª Edición, Ed. McGraw-Hill”*, un método de aproximación que sirvió para tener una idea del número de etapas necesarias y de las composiciones del líquido y del gas de salida. Posteriormente, se realizó un diseño más riguroso mediante el software de AspenTech *“Aspen HYSYS”*. Una vez realizado el diseño riguroso, se obtuvo el dimensionamiento de la torre a partir del software del distribuidor Koch-Glitsch, *“KG Towers”*.

En la tabla 10.5-1 se muestra la composición de los caudales de entrada a la torre, en fracción molar.

Tabla 10.5-1 Composición de los caudales de entrada

Fracción molar		
Componente	Gas	Líquido
HCl	0,44	0,00
Fosgeno	0,11	0,00
MCC	0,44	0,00
Tolueno	0,00	1,00
Caudal (kmol/h)	20,57	70,00

Cabe destacar que el caudal de líquido en este paso del diseño no está definido, se utiliza el valor de 70 kmol/h como valor inicial para realizar los cálculos. En función de la composición del caudal de salida de líquido y de la temperatura del mismo este valor puede verse modificado más adelante para mejorar la etapa de absorción. El objetivo principal es conseguir la mayor cantidad de MCC en el corriente líquido, ya que es reactivo de la segunda reacción, y también una buena recuperación de fosgeno en el mismo, para su posterior recirculación al proceso.

10.5.1 Método Kremser

La tabla 10.5.1-1 muestra los valores de las propiedades de las diferentes especies que intervienen en esta etapa de absorción a diseñar y que son necesarias para el método de Kremser.

Tabla 10.5.1-1 Propiedades de los compuestos presente en la absorción.

PROPIEDADES DE LOS COMPUESTOS				
Compuesto	Cp (kJ/kmol K)		λ (kJ/kmol)	m
	Gas	Líquido		
HCl	29,12	136,00	-	0,00
Fosgeno	57,68	110,00	24428,3,	5,74

MCC	90,91	130,00	13361,13	2,10
Tolueno		181,02		

El valor de m es la relación de equilibrio de cada componente con el tolueno, que será el absorbente utilizado. Se considera que la solubilidad del ácido clorhídrico es menospreciable y que el tolueno no pasará a la fase gaseosa.

Según los caudales de gas y líquido de entrada se puede calcular el coeficiente L/G de operación:

$$\frac{L}{G_{op}} = \frac{70 \text{ kmol/h}}{20,57 \text{ kmol/h}} = 3,40 \quad (10.5.1 - 1)$$

Donde:

L: Caudal de líquido de entrada (kmol/h)

G: Caudal de gas de entrada (kmol/h)

Se calcula la absorción total en 0,15 kmol, de esta manera se puede calcular un valor aproximado de L/G en la parte superior y en el fondo como:

$$\frac{L}{G_{sup}} = \frac{\frac{L}{G_{op}}}{(1 - 0,15)} = \frac{3,40}{(1 - 0,15)} = 4,001 \quad (10.5.1 - 2)$$

$$\frac{L}{G_{fondo}} = \frac{\left(\frac{L}{G_{op}} + 0,15\right)}{1} = \frac{(3,40 + 0,15)}{1} = 3,55 \quad (10.5.1 - 3)$$

De esta manera se obtiene un L/G promedio de 3,78.

Con este último valor, se calcula el coeficiente de absorción específico aproximado:

$$A_{aprox} = \frac{\bar{L}}{m_i} \quad (10.5.1 - 4)$$

A partir del resultado de esta ecuación, y fijando un número de platos teóricos para la columna se puede obtener la fracción eliminada de cada componente según la ecuación:

$$\% \text{ eliminado} = \frac{A_{aprox}^{N_p} - A_{aprox}}{A_{aprox}^{N_p} - 1} \quad (10.5.1 - 5)$$

Se pueden resolver, estas dos ecuaciones, marcando un número entero de platos, y aceptar la solución en función de las necesidades de absorción que estén marcadas

La tabla 10.5.1-2 muestra los resultados para un número de platos teóricos de 10:

Tabla 10.5.1-2 Valor del coeficiente de absorción específico y del porcentaje de eliminación del gas respecto a cada componente y 10 platos teóricos.

Componente	A_{aprox}	% Eliminación
HCl	-	0,000
Fosgeno	0,658	0,653
MCC	1,800	0,998

Por tanto, con estos porcentajes, se puede resolver el balance de materia, definiéndose los caudales de todos los corrientes de entrada y salida del sistema, así como sus fracciones molares, como se muestra en la tabla 10.5.1-3.

Tabla 10.5.1-3 Caudales molares y composiciones para cada caudal de cada componente.

Componente	Caudal molar (kmol/h)				Fracción molar			
	Entrada		Salida		Entrada		Salida	
	Gas	Líquido	Gas	Líquido	Gas	Líquido	Gas	Líquido
HCl	9,14	0,00	9,14	0,00	0,44	0,00	0,92	0,00
Fosgeno	2,28	0,00	0,79	1,49	0,11	0,00	0,08	0,02
MCC	9,14	0,00	0,02	9,12	0,44	0,00	0,00	0,11
Tolueno	0,00	70,00	0,00	70,00	0,00	1,00	0,00	0,87
Caudal total (kmol/h)	20,56	70,00	9,95	80,61				

Conociendo los valores de la tabla 10.5.1-3 se desarrolla el balance de energía, teniendo en cuenta las temperaturas de operación fijadas, que vienen dadas por el propio proceso, que se muestran en la tabla 10.5.1-4:

Tabla 10.5.1-4 Temperatura de cada corriente.

Caudal	Temperatura (°C)
Gas entrada	210
Gas salida	120
Líquido entrada	25

Como se puede observar en la tabla anterior, se ha fijado también la temperatura de salida de los gases. Este valor no es más que una suposición con el objetivo de resolver el balance de energía, y por tanto, antes de cerrar el diseño de la columna hará falta comprobar o recalcularla.

El balance de energía para la columna será:

$$G_e \cdot H_{Ge} + L_e \cdot H_{Le} = G_s \cdot H_{Gs} + L_s \cdot H_{Ls}$$

Donde:

G_e/G_s : Caudal de gas de entrada o salida (kmol/h).

L_e/L_s : Caudal de líquido de entrada o salida (kmol/h)

H_{Ge}/H_{Gs} : Entalpia gas entrada o salida (kJ/kmol)

H_{Le}/H_{Ls} : Entalpia liquido entrada o salida (kJ/kmol)

Sabiendo que:

$$H_{i,j} = C_{p i,j} \cdot (T_{i,j} - T_{ref}) \quad (10.5.1 - 6)$$

Y con los valores de la tabla x.y-2, todas las variables del balance de energía son conocidas excepto la temperatura de salida del líquido, y por tanto se puede resolver obteniéndose:

$$T_{Ls} = 49,60 \text{ °C}$$

10.5.2 Diseño riguroso (HYSYS)

Como ya se ha comentado anteriormente en este punto, el diseño riguroso de la torre y su dimensionamiento se ha realizado mediante el software “Aspen HYSYS” de “Aspentech”.

El primer aspecto a tener en cuenta es que el componente MCC no figura en la base de datos de dicho software, y por tanto se ha de introducir por parte del usuario.

Una vez seleccionados los componentes presentes en la etapa de absorción, se introduce la etapa de absorción en la pantalla, para su posterior simulación, como se muestra en la figura 10.5.2-1

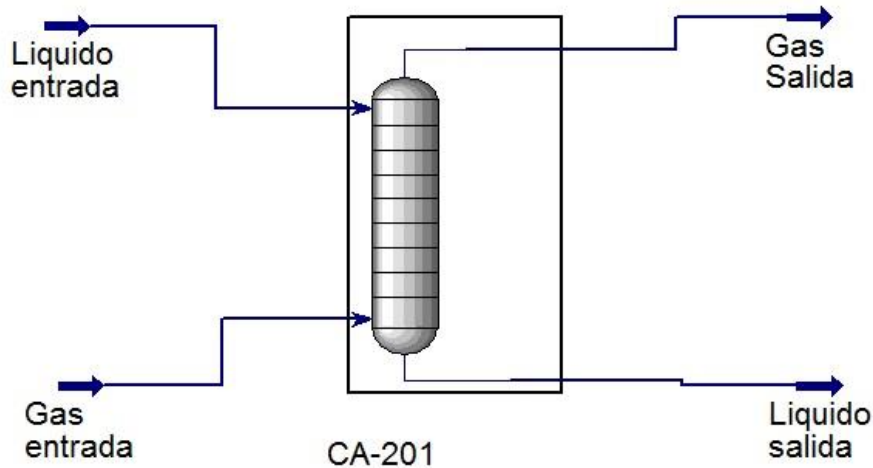


Figura 10.5.2-1 Columna de absorción en Hysys.

10.5.2.1 Caracterización de los corrientes de entrada

Una vez introducida la columna, es necesario crear los corrientes de entrada y de salida, representados como una flecha azul, el de líquido de entrada en la parte superior izquierda del ambiente de simulación, el de gas en la parte inferior izquierda, y el de gas de salida y líquido de salida a la derecha de la columna arriba y abajo respectivamente. De esta manera, la simulación tendrá en cuenta que la absorción se realiza a contracorriente.

Es necesario definir las propiedades de los corrientes de entrada. Se puede observar en las figuras 10.5.2.1-2 y 10.5.2.1-5.

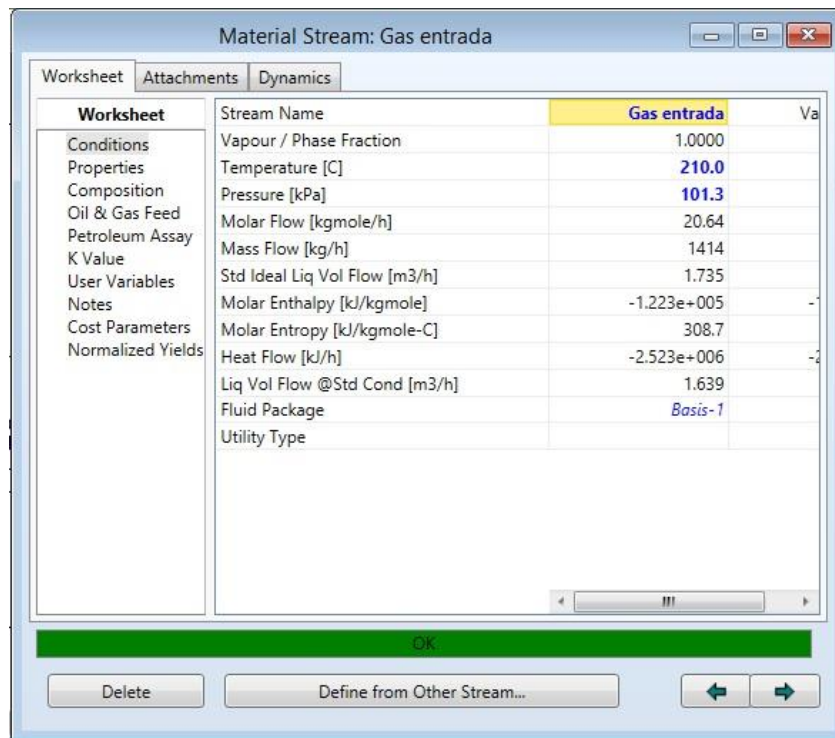


Figura 10.5.2.1-2 Propiedades del gas de entrada.

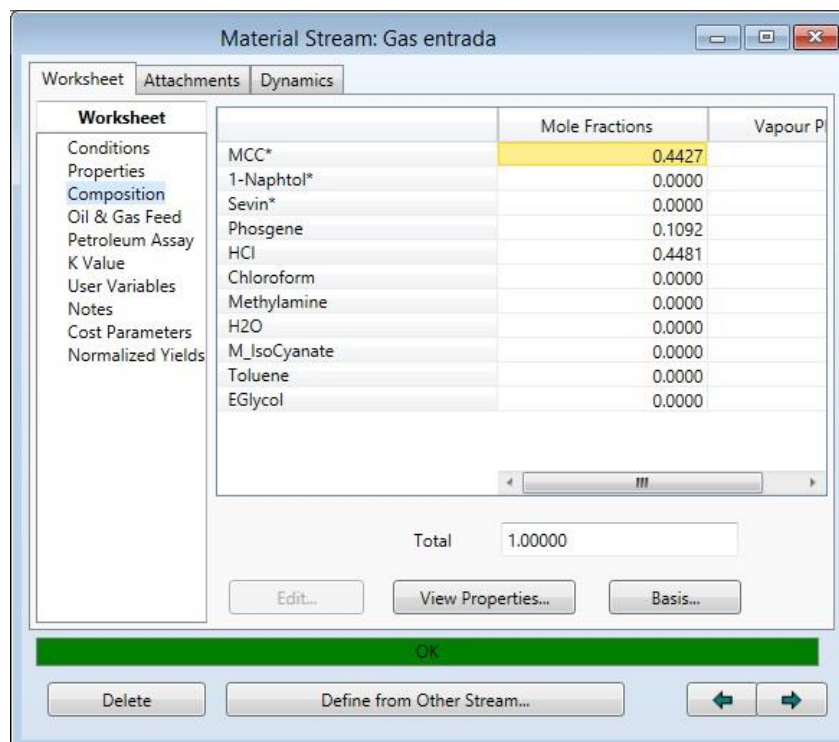


Figura 10.5.2.1-3 Composición del gas de entrada.

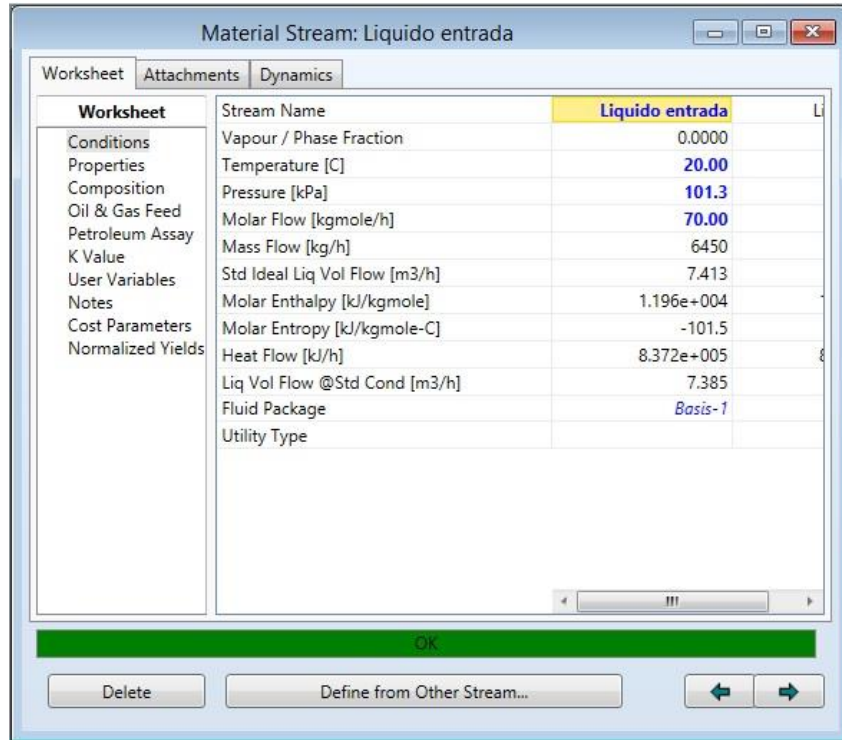


Figura 10.5.2-4 Propiedades del líquido de entrada.

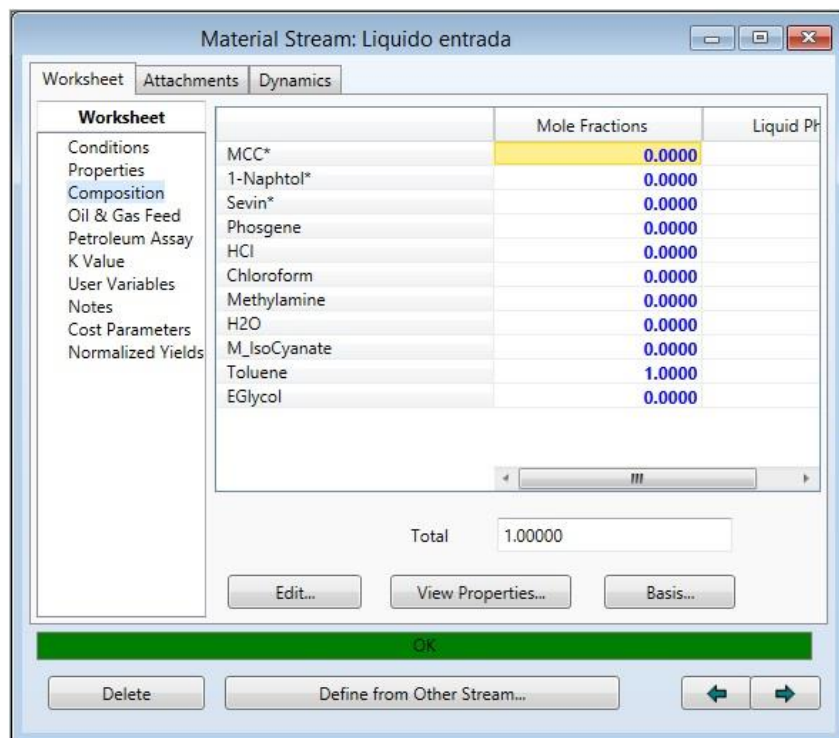


Figura 10.5.2.1-5 Composición del líquido de entrada.

10.5.2.2 Simulación de la columna CA-201 con HYSYS

Una vez definidos los corrientes de entrada a la columna, se procede a la simulación de la etapa de absorción con el objetivo de obtener las composiciones reales de salida.

Para este procedimiento es necesario fijar:

- Presión en colas y cabezas de columna
- Numero de platos teóricos.

En el caso del número de platos teóricos se utiliza el valor obtenido en el método aproximado de Kremser, 10. En el caso de la presión es 1 atmosfera en los dos puntos. Se puede observar el resultado de este paso en la figura 10.5.2.2-1.

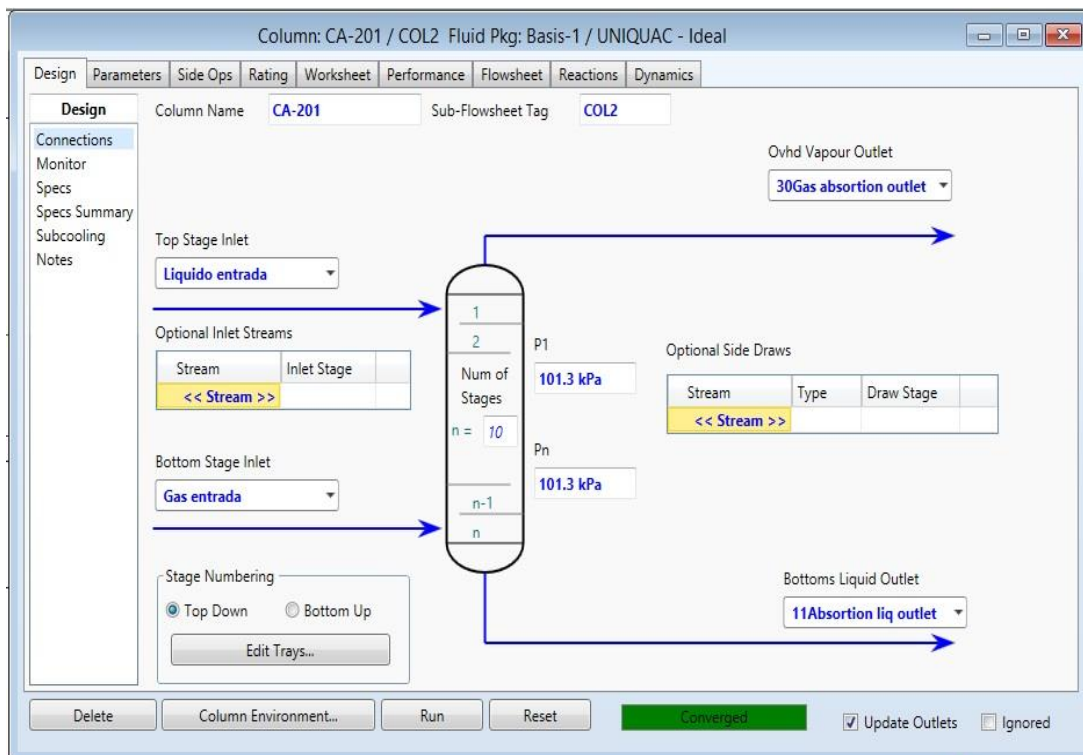


Figura 10.5.2.2.-1 Diseño de la columna CA-201 en HYSYS.

10.5.2.3 Solución HYSYS

Una vez completado el paso anterior, el software resuelve el sistema mediante un método iterativo, y ofreciendo la composición de los caudales de salida, como se muestra en las figuras 10.5.2.3-1 y 10.5.2.3-2

Material Stream: Gas salida

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet	Stream Name	Gas salida	Value
Conditions	Vapour / Phase Fraction		1.0000
Properties	Temperature [C]		21.81
Composition	Pressure [kPa]		101.3
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]		9.287
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]		354.7
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]		0.4075
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]		-8.804e+004
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]		204.8
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]		-8.177e+005
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]		0.3957
	Fluid Package		Basis-1
	Utility Type		

OK

Delete Define from Other Stream...

Figura 10.5.2.3-1 Propiedades del gas de salida.

Material Stream: Gas salida

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet		Mole Fractions	Vapour P
Conditions	MCC*	0.0000	
Properties	1-Naphtol*	0.0000	
Composition	Sevin*	0.0000	
Oil & Gas Feed	Phosgene	0.0000	
Petroleum Assay	HCl	0.9689	
K Value	Chloroform	0.0000	
User Variables	Methylamine	0.0000	
Notes	H2O	0.0000	
Cost Parameters	M_IsoCyanate	0.0000	
Normalized Yields	Toluene	0.0310	
	EGlycol	0.0000	

Calculated by: 3

Total 1.00000

Edit... View Properties... Basis...

OK

Delete Define from Other Stream...

Figura 10.5.2.3-2 Composición del gas de salida.

Material Stream: 11Absortion liq outlet

Worksheet	Stream Name	11Absortion liq outle	
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.0000	
Properties	Temperature [C]	76.23	
Composition	Pressure [kPa]	101.3	
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	81.35	
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	7510	
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	8.741	
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.067e+004	
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-9.511	
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-8.683e+005	
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	8.695	
	Fluid Package	Basis-1	
	Utility Type		

OK

Delete Define from Other Stream...

Figura 10.5.2.3-3 Propiedades del líquido de salida.

Material Stream: 11Absortion liq outlet

Worksheet	Mole Fractions	Liquid Ph
Conditions	MCC*	0.1123
Properties	1-Naphtol*	0.0000
Composition	Sevin*	0.0000
Oil & Gas Feed	Phosgene	0.0277
Petroleum Assay	HCl	0.0031
K Value	Chloroform	0.0000
User Variables	Methylamine	0.0000
Notes	H2O	0.0000
Cost Parameters	M_IsoCyanate	0.0000
Normalized Yields	Toluene	0.8569
	EGlycol	0.0000

Total 1.00000

Edit... View Properties... Basis...

OK

Delete Define from Other Stream...

Figura 10.5.2.3-4 Composición del líquido de salida.

Se puede obtener la evolución de la temperatura a lo largo de la columna. La figura 10.5.2.3-5 muestra la temperatura de cada plato.

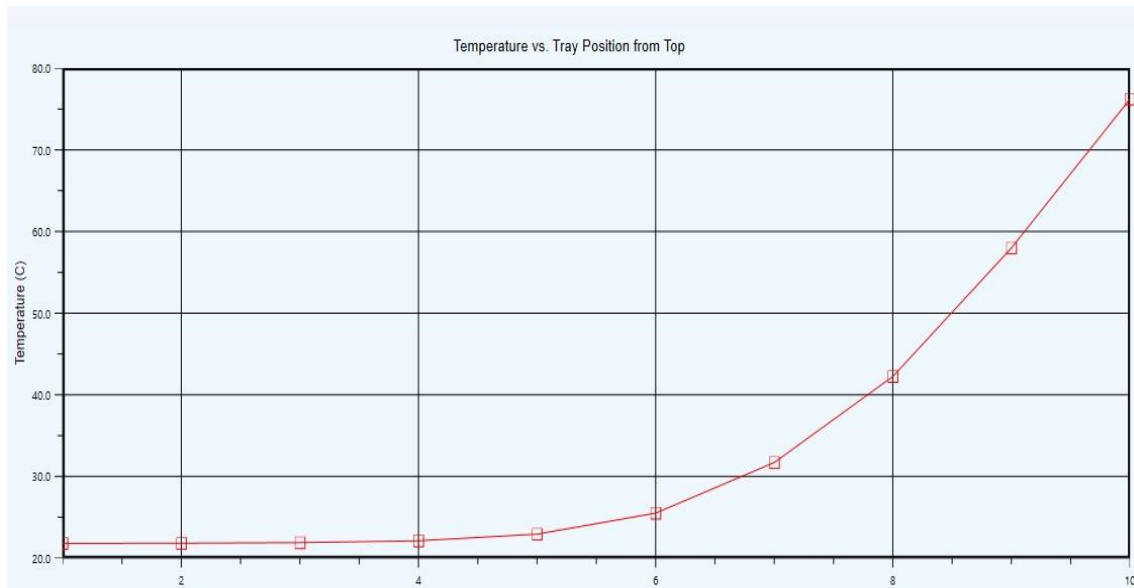


Figura 10.5.2.3-5 Evolución de la temperatura a lo largo de la columna.

10.5.3 Dimensionamiento

Para el dimensionamiento de la columna de absorción se utiliza la herramienta “Tray sizing”, en la que definiendo el tipo de plato de equilibrio, relleno en este caso, el software resuelve las dimensiones de este relleno.

Con las dimensiones extraídas de “HYSYS”, se introducen en “KG Towers”, que realiza el diseño de los internos de la columna. Las dimensiones resultantes de “Tray sizing” se muestran en la figura 10.5.3-1.

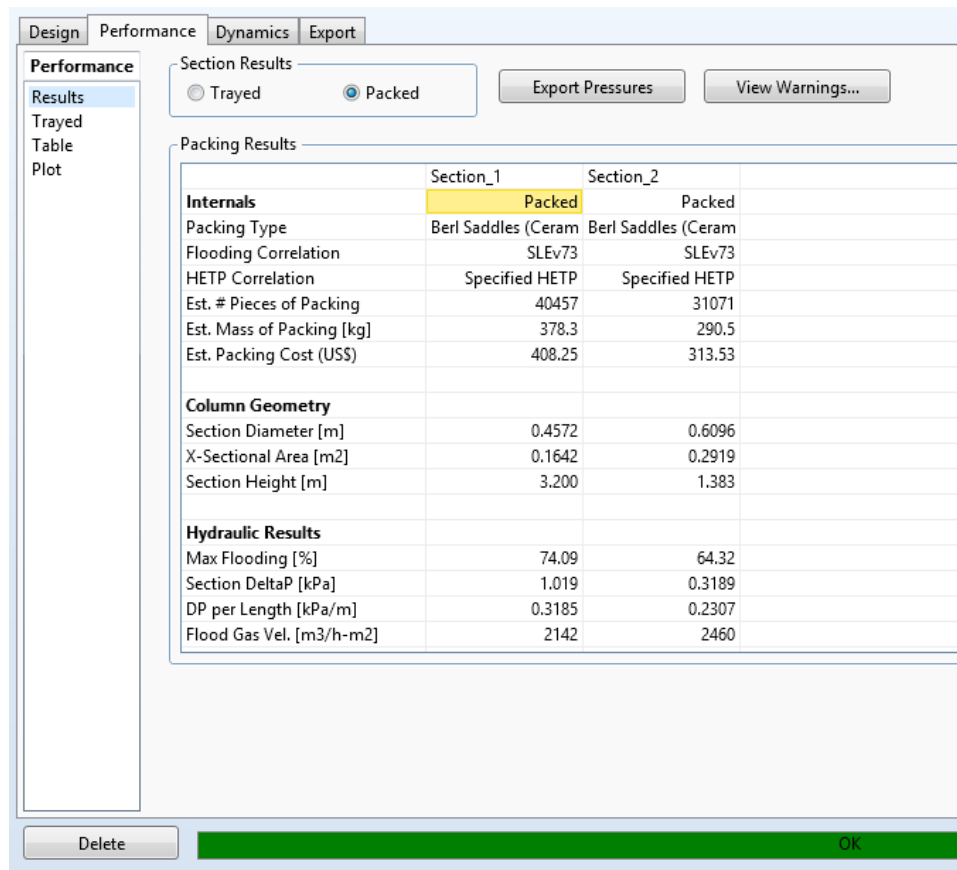


Figura 10.5.3-1 Dimensionamiento CA-201 de "Tray Sizing".

Se introducen los resultados en el software "KG Towers", como se muestra en las figuras 10.5.3-2 y 10.5.3-3. Hay que tener en cuenta que el tipo de relleno ofrecido por el software es "FLEXISADDLE", que es el nombre que le han asignado al tipo de packing "sillas Berl" que distribuyen.

LOADINGS

File Edit Units Window Help

Project Name: Sevin Date: 12-Apr-14
 Tower Name: CA-201 By: DL
 Case Name: Design Revision: 1

	Load 1	Load 2	Load 3	Load 4	Load 5
Zone	1-7	8-10			
Description	Top	Botton			
Tray or Bed Number					

Vapor

	Load 1	Load 2	Load 3	Load 4	Load 5
Mass Rate kg/hr	420	1200	0	0	0
Density kg/m3	1.6154	2.6667	1.1774	1.1774	1.1774
Std. Actual Vol.Flow m3/hr	260.00	450.00	0.00	0.00	0.00
Viscosity cP	0.0072	0.0076	0.0070	0.0070	0.0070
Min. Rate %	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Max. Rate %	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Liquid

	Load 1	Load 2	Load 3	Load 4	Load 5
Mass Rate kg/hr	6500	7500	0	0	0
Density kg/m3	866.667	937.500	1000.000	1000.000	1000.000
Volume Rate m3/hr	7.500	8.000	0.000	0.000	0.000
Surface Tension dyne/cm	17.409	15.360	18.713	18.713	18.713
Viscosity cP	0.6257	0.8078	0.9963	0.9963	0.9963
Min. Rate %	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Max. Rate %	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

System Factor: 1.00

Load OK Load OK Load not active Load not active Load not active

Min Design Max

Select Design: **Trays** Packings Comments Close

Figura 10.5.3-2 Entorno "KG Towers" (1)

PACKED TOWER DESIGN

File Options Units Window Help

Project Name: Sevin Date: 12-Apr-14
 Tower Name: CA-201 By: DL
 Case Name: Design Revision: 1

	Load 1	Load 2
Zone	1-7	8-10
Description	Top	Botton
Bed Number		
Packing Type	FLEXISADDLE™	FLEXISADDLE™
Packing Size	1"	1"
Tower Diameter mm	457.20	762.00
Number of Layers	N/A	N/A
Packing height mm	3200.00	1383.00
Capacity, Const. LV %	58.80	36.38
System Limit %	12.60	10.22
Fs m/s*(kg/m3)^0.5	0.56	0.45
Cv m/s	0.019	0.015
Liquid Load m3/hr/m2	45.68	17.54
Pressure Drop mbar/m	1.578	0.608

Note: The total packing pressure drop is the sum of the calculated pressure drop for each loading. When comparing different packings, a separate case should be used for each. When entering loads at the top and bottom of a packed bed, the bed height should be split between the two loads.

Total Packing Pressure Drop mm Hg 4.42

Print Comments Close

Figura 10.5.3-3 Entorno "KG Towers" (2)

En la figura 10.5.3-4 se muestran el resultado del diseño de los internos estriado en forma de report:

Packing Type		FLEXISADDLE™	FLEXISADDLE™
		1" random packing CERAMIC	1" random packing CERAMIC
Tower Diameter	mm	457	762
Tower Area	m ²	0,16	0,46
Packing Height	mm	3200	1383
Fs	m/s*(kg/m ³) ^{0.5}	0,56	0,45
Cv	m/s	0,02	0,01
Liquid Loading	m ³ /hr/m ²	45,68	17,54
Calculated Capacity Constant L/V	%	59	36
Pressure Drop	mbar/m	1,58	<0.5
Total Packing Pressure Drop	mbar		5,89

Note: The total packing pressure drop is the sum of the calculated pressure drop for each loading.

Figura 10.5.3-4 Resultado del diseño de internos en “KG Towers”

10.5.4 Diseño mecánico

Se siguió el procedimiento de calculo que describe el manual de los equipos TM-302, a partir del código ASME.

Los resultados se muestran en la tabla 10.5.4-1:

Tabla 10.5.4-1 Resultados diseño mecánico de CA-201.

DISEÑO MECÁNICO CUERPO CILÍNDRICO	
Espesor teórico del cuerpo cilíndrico (mm)	2,982
Espesor real del cuerpo cilíndrico (mm)	3,000
Peso del cuerpo cilíndrico (kg)	135,873
DISEÑO MECÁNICO TAPA Y FONDO TORISFÉRICO	
Espesor tapa torisférica para presión interna (mm)	1,706
Espesor tapa torisférica para presión externa (mm)	1,576
Espesor real de la tapa torisférica (mm)	2,000
Peso de la tapa torisférica (kg)	1,715
Espesor fondo torisférico para presión interna (mm)	4,044
Espesor fondo torisférico para presión externa (mm)	1,960
Espesor real del fondo torisférico (mm)	5,000
Peso del fondo torisférico (kg)	5,638

10.6 TANQUE DE MEZCLA TM-302

El procedimiento de cálculo que se expone en este apartado es el mismo que se utiliza en el diseño de los tanques de mezcla TM-301 y TM-303.

El caudal de salida del tanque, con destino al reactor catalítico de lecho fijo R-301A/B, es de 7,033 m³/h. Se fija un tiempo de residencia de 23 minutos con el objetivo de asegurar una buena mezcla de los componentes y así poder ajustar las dimensiones del tanque.

10.6.1 Dimensionado del tanque de mezcla

Conociendo el caudal de salida del tanque y el tiempo de residencia, es posible calcular el volumen de éste mediante la ecuación 10.6.1-1.

$$\tau = \frac{V_{\text{líquido}}}{Q_L} \quad (10.6.1 - 1)$$

$$V_{\text{líquido}} = \tau \cdot Q_L = 23 \text{ min} \cdot \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} \cdot 7,033 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 2,696 \text{ m}^3$$

Este volumen es el volumen de líquido contenido en el tanque, pero se hace un sobredimensionado para que el tanque opere al 90% de su capacidad total; por lo tanto, el volumen real del tanque de mezcla es:

$$V_{\text{tanque}} = V_{\text{líquido}} + 0,1 \cdot V_{\text{líquido}} \quad (10.6.1 - 2)$$

$$V_{\text{tanque}} = 2,696 \text{ m}^3 + 0,1 \cdot 2,696 \text{ m}^3 = 2,965 \text{ m}^3 \approx 3 \text{ m}^3$$

Con tal de calcular la altura del tanque, se fija un diámetro i una relación altura-diámetro:

$$\frac{H_t}{D_t} = 2; D_t = 1,25 \text{ m}$$

Entonces, la altura del tanque es:

$$H_t = 2 \cdot D_t = 2 \cdot 1,25 \text{ m} = 2,5 \text{ m}$$

10.6.2 Diseño y dimensionado del agitador

Se escoge un agitador del tipo turbina, debido a la poca viscosidad del medio, con el objetivo de lograr una buena turbulencia i asegurar un buen grado de mezcla de los componentes.

Lo primero que se debe definir es, según la relación de altura del líquido-diámetro del tanque, el número de impulsores necesarios. La altura del líquido se calcula mediante el volumen del líquido en el tanque i el diámetro de éste:

$$H_{\text{líquido}} = \frac{V_{\text{líquido}}}{\frac{\pi}{4} \cdot D_t^2} \quad (10.6.2 - 1)$$

$$H_{\text{líquido}} = \frac{2,696 \text{ m}^3}{\frac{\pi}{4} \cdot (1,25 \text{ m})^2} = 2,197 \text{ m}$$

La decisión de cuántos impulsores son necesarios se toma según la siguiente relación:

$$0,75 < \frac{H_{\text{líquido}}}{D_{\text{tanque}}} < 1,5 \rightarrow 1 \text{ impulsor}$$

$$\frac{H_{\text{líquido}}}{D_{\text{tanque}}} > 1,5 \rightarrow 2 \text{ impulsores}$$

$$\frac{H_{\text{líquido}}}{D_{\text{tanque}}} = \frac{2,197 \text{ m}}{1,25 \text{ m}} = 1,758 > 1,5 \rightarrow 2 \text{ impulsores}$$

Con tal de dimensionar todas las partes del agitador (diámetro, distancia al fondo del tanque, dimensiones de las palas, distancia entre impulsores, etc.) se utilizan las siguientes relaciones. La nomenclatura se especifica en la figura 10.6.2-1

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}; \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}; \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}; \quad \frac{E}{D_a} = 1; \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}; \quad \frac{\Delta C}{D_a} = 1,5$$

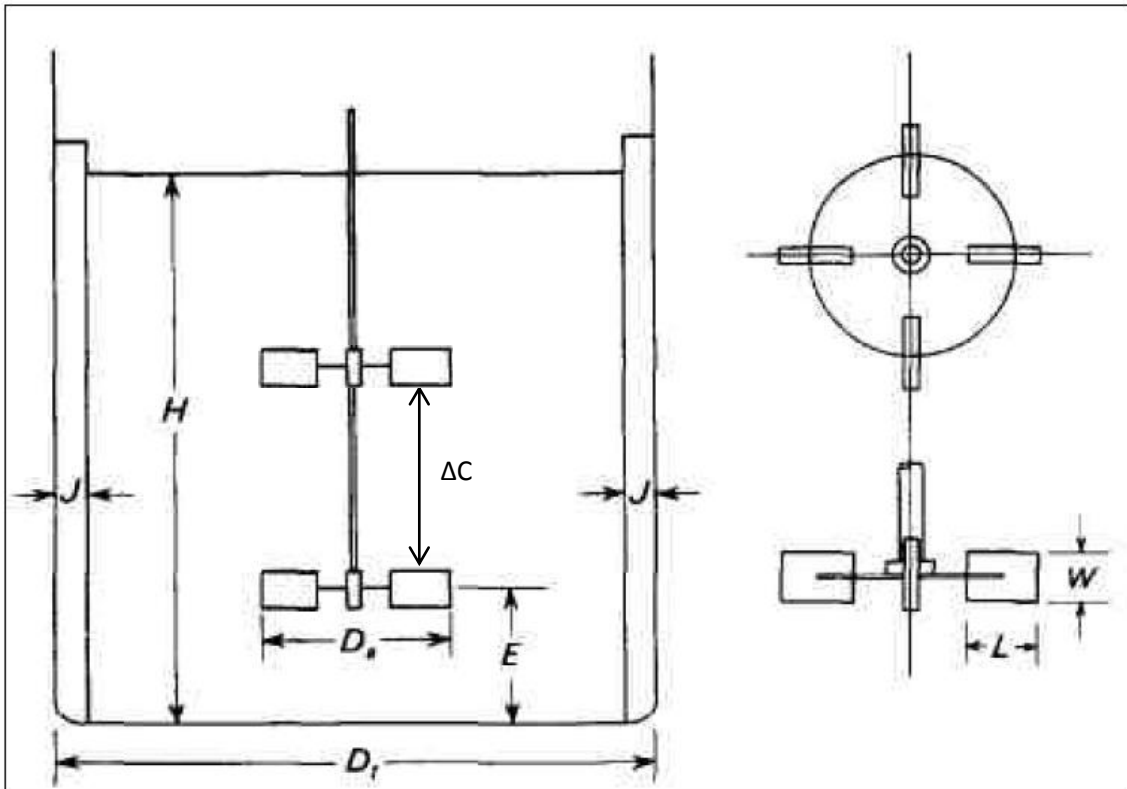


Figura 10.6.2-1 Nomenclatura esquemática del tanque de mezcla con agitador

Por lo tanto, si se conoce el diámetro del tanque, se pueden obtener las dimensiones del agitador de turbina.

$$D_a = \frac{1}{3} \cdot D_t = \frac{1}{3} \cdot 1,25 \text{ m} = 0,417 \text{ m}$$

$$W = \frac{1}{5} \cdot D_a = \frac{1}{5} \cdot 0,417 \text{ m} = 0,083 \text{ m}$$

$$L = \frac{1}{4} \cdot D_a = \frac{1}{4} \cdot 0,417 \text{ m} = 0,104 \text{ m}$$

$$E = D_a = 0,417 \text{ m}$$

$$J = \frac{1}{12} \cdot D_t = \frac{1}{12} \cdot 1,25 \text{ m} = 0,104 \text{ m}$$

$$\Delta C = 1,5 \cdot D_a = 1,5 \cdot 0,417 \text{ m} = 0,625 \text{ m}$$

Para calcular la potencia de agitación necesaria, se debe calcular primero el número de Reynolds del agitador (Re_{agitador}) y después obtener gráficamente el número de

potencia (N_p) a partir de las relaciones gráficas que se muestran en la 10.6.2-2; para estos casos se han escogido unos impulsores del tipo “Vertical Blade” (curva 2):

$$Re_{agitador} = \frac{\rho_{mezcla} \cdot N \cdot D_a^2}{\mu_{mezcla}} \quad (10.6.2 - 2)$$

$$Re_{agitador} = \frac{863,6 \frac{kg}{m^3} \cdot 1,6 rps \cdot (0,417 m)^2}{0,0006543 \frac{kg}{m \cdot s}} = 3,67 \cdot 10^5$$

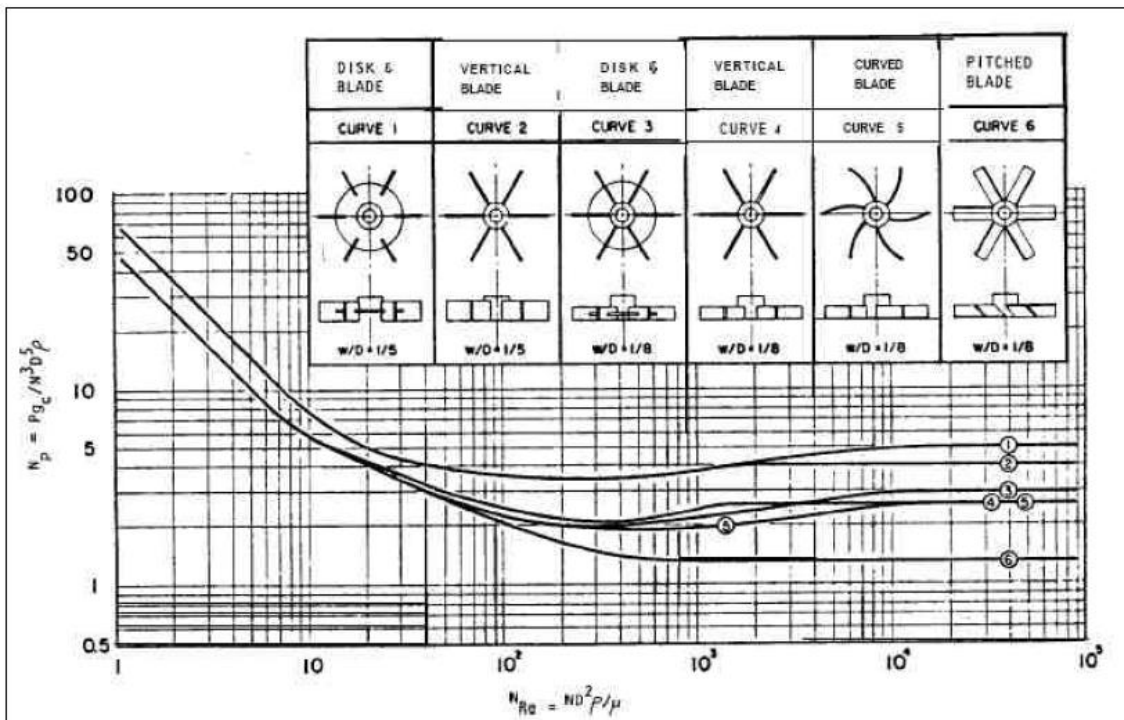


Figura 10.6.2-2 Relación entre el número de Reynolds del agitador y el número de potencia, para diferentes tipos de impulsores

Se obtiene un número de potencia $N_p=4$; con este valor se puede calcular la potencia de agitación requerida con la expresión 10.6.2-3.

$$P = N_p \cdot \rho_{mezcla} \cdot N^3 \cdot D_a^5 \quad (10.6.2 - 3)$$

$$P = 4 \cdot 863,6 \frac{kg}{m^3} \cdot (1,6 rps)^3 \cdot (0,417 m)^5 = 177,695 W$$

10.6.3 Diseño mecánico

El diseño mecánico del tanque consiste en establecer un espesor de pared para las chapas que conforman el tanque, con el objetivo de que éste no padezca ningún tipo

de deformación debido a la presión soportada o debido a diversas operaciones. Se utiliza el método ASME para el diseño mecánico de todos los equipos.

Al tratarse el tanque de mezcla TM-302 de un tanque atmosférico, se calcula la presión hidrostática del líquido para establecer la presión de diseño mediante la ecuación 10.6.3-1.

$$P_{\text{líquido}} = \rho_{\text{mezcla}} \cdot H_{\text{líquido}} \cdot g \quad (10.6.3 - 1)$$

$$P_{\text{líquido}} = 863,6 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 2,197 \text{ m} \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} = 19061,811 \text{ Pa} = 0,188 \text{ atm} = 0,191 \text{ bar}$$

Entonces, se toman como presiones de diseño los siguientes valores:

$$P_{\text{interna diseño}} = 1,5 \text{ bar} + P_{\text{líquido}} = 1,691 \text{ bar}$$

$$P_{\text{externa diseño}} = 1,013 \text{ bar}$$

10.6.3.1 Dimensionado del cuerpo cilíndrico para la presión interna

Siguiendo las indicaciones del código ASME, se calcula el espesor de pared necesario para el cuerpo cilíndrico que conforma el tanque de mezcla TM-302.

El código ASME marca, para acero inoxidable 316L, los siguientes valores máximos permitidos de “stress value” y radiografiado:

$$S = 10200 \text{ psi}$$

$$r = 0,85$$

Por lo tanto, para calcular el espesor necesario se utiliza la ecuación 10.6.3.1-1, teniendo en cuenta un factor de corrosión de 1 mm:

$$\tau = \frac{P_{\text{interna}} \cdot \frac{D_{\text{interno}}}{2}}{S \cdot r - 0,6 \cdot P_{\text{interna}}} + C.A. \quad (10.6.3.1 - 1)$$

Donde:

$$C.A. = 1 \text{ mm} = 0,03937 \text{ inch}$$

$$P_{\text{interna}} = 1,691 \text{ bar} = 24,526 \text{ psi}$$

$$D_{\text{interno}} = 1250 \text{ mm} = 49,213 \text{ inch}$$

$$\tau = \frac{24,526 \text{ psi} \cdot \frac{49,213 \text{ inch}}{2}}{10200 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 24,526 \text{ psi}} + 0,039 \text{ inch} = 0,110 \text{ inch} = 2,79 \text{ mm}$$

$$\approx 3 \text{ mm}$$

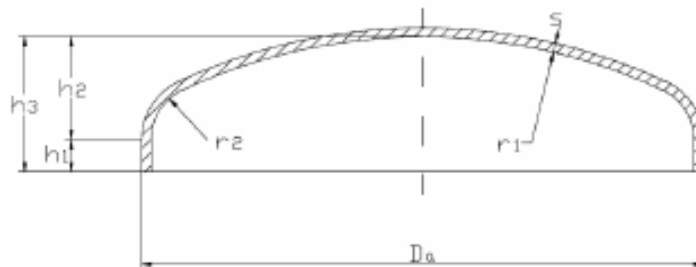
Por lo tanto, se establece un espesor de pared de 3 mm para el cuerpo cilíndrico.

10.6.3.2 Dimensionado del fondo y tapa torisférica

Siguiendo las indicaciones del código ASME, se calcula el espesor de pared necesario para el fondo y la tapa torisférica que conforman el tanque de mezcla TM-302. Como a efectos prácticos ambas partes tienen las mismas características, se expone tan solo el cálculo de una de ellas.

Se calcula el espesor de la pared de una tapa torisférica de acero inoxidable 316L y el valor de las variables dimensionales que se muestran en la figura 10.6.3.2-1

Torispherical head DIN 28011



$$\begin{aligned} r_1 &= D_a & h_1 &= 3,5 \times s \\ r_2 &= 0,1 \times D_a & h_2 &= 0,1935 \times D_a - 0,455 \times s \\ & & h_3 &= h_1 + h_2 \end{aligned}$$

Figura 10.6.3.2-1 Esquema de una tapa torisférica

- Cálculo del espesor de pared necesario y dimensiones, para presión interna

Para definir el espesor de la chapa de la tapa torisférica para la presión interna, se utiliza la expresión 10.3.3.2-1.

$$\tau = \frac{P_{\text{interna}} \cdot D_{\text{interno}} \cdot M}{2 \cdot S \cdot r - 0,2 \cdot P_{\text{interna}}} + C.A. \quad (10.6.3.2 - 1)$$

Donde:

$$P_{interna} = 24,526 \text{ psi}$$

$$D_{interno} = 49,213 \text{ inch}$$

$$S = 10200 \text{ psi}$$

$$r = 0,85$$

$$M = 1,54$$

$$C.A. = 0,039 \text{ inch}$$

$$\tau = \frac{24,526 \text{ psi} \cdot 49,213 \text{ inch} \cdot 1,54}{2 \cdot 10200 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 24,526 \text{ psi}} + 0,039 \text{ inch} = 0,148 \text{ inch} = 3,75 \text{ mm}$$

$$\approx 4 \text{ mm}$$

Para definir las dimensiones de la tapa, se acude a las ecuaciones descritas en la figura 10.3.3.2-1

$$h_1 = 3,5 \cdot \tau \quad (10.6.3.2 - 2)$$

$$h_2 = 0,1935 \cdot D_{externo} - 0,455 \cdot \tau \quad (10.6.3.2 - 3)$$

$$D_{externo} = D_{interno} + 2 \cdot \tau \quad (10.6.3.2 - 4)$$

$$h_3 = h_1 + h_2 \quad (10.6.3.2 - 5)$$

$$r_1 = D_{externo} \quad (10.6.3.2 - 6)$$

$$r_2 = 0,1 \cdot D_{externo} \quad (10.6.3.2 - 7)$$

Entonces, las dimensiones de la tapa son las siguientes:

$$h_1 = 3,5 \cdot 4 \text{ mm} = 14 \text{ mm}$$

$$h_2 = 0,1935 \cdot (1250 \text{ mm} + 2 \cdot 4 \text{ mm}) - 0,455 \cdot 4 \text{ mm} = 241,60 \text{ mm}$$

$$h_3 = 14 \text{ mm} + 241,60 \text{ mm} = 255,60 \text{ mm}$$

$$r_1 = 1250 \text{ mm} + 2 \cdot 4 \text{ mm} = 1258 \text{ mm}$$

$$r_2 = 0,1 \cdot 1258 \text{ mm} = 125,80 \text{ mm}$$

- Cálculo del espesor de pared necesario y dimensiones, para presión externa

Para definir el espesor de la chapa de la tapa torisférica para la presión externa, se utiliza la ecuación 10.6.3.2-8.

$$\tau = \frac{P_{\text{externa}} \cdot D_{\text{externo}} \cdot M \cdot 1,67}{2 \cdot S \cdot r - 0,2 \cdot P_{\text{externa}} \cdot 1,67} + C.A. \quad (10.6.3.2 - 8)$$

Donde:

$$P_{\text{externa}} = 14,696 \text{ psi}$$

$$D_{\text{externo}} = 49,449 \text{ inch}$$

$$S = 10200 \text{ psi}$$

$$r = 1$$

$$M = 1,54$$

$$C.A. = 0,039 \text{ inch}$$

$$\begin{aligned} \tau &= \frac{14,696 \text{ psi} \cdot 49,449 \cdot 1,54 \cdot 1,67}{2 \cdot 10200 \text{ psi} \cdot 1 - 0,2 \cdot 14,696 \text{ psi} \cdot 1,67} + 0,039 \text{ inch} = 0,131 \text{ inch} \\ &= 3,32 \text{ mm} \approx 4 \text{ mm} \end{aligned}$$

Para definir las dimensiones de la tapa, se acude a las ecuaciones descritas en la figura 10.6.3.2-1

$$h_1 = 3,5 \cdot \tau \quad (10.6.3.2 - 2)$$

$$h_2 = 0,1935 \cdot D_{\text{externo}} - 0,455 \cdot \tau \quad (10.6.3.2 - 3)$$

$$D_{\text{externo}} = D_{\text{interno}} + 2 \cdot \tau \quad (10.6.3.2 - 4)$$

$$h_3 = h_1 + h_2 \quad (10.6.3.2 - 5)$$

$$r_1 = D_{\text{externo}} \quad (10.6.3.2 - 6)$$

$$r_2 = 0,1 \cdot D_{\text{externo}} \quad (10.6.3.2 - 7)$$

Entonces, las dimensiones de la tapa son las siguientes:

$$h_1 = 3,5 \cdot 4 \text{ mm} = 14 \text{ mm}$$

$$h_2 = 0,1935 \cdot (1250 \text{ mm} + 2 \cdot 4 \text{ mm}) - 0,455 \cdot 4 \text{ mm} = 241,60 \text{ mm}$$

$$h_3 = 14 \text{ mm} + 241,60 \text{ mm} = 255,60 \text{ mm}$$

$$r_1 = 1250 \text{ mm} + 2 \cdot 4 \text{ mm} = 1258 \text{ mm}$$

$$r_2 = 0,1 \cdot 1258 \text{ mm} = 125,80 \text{ mm}$$

Una vez calculados los espesores necesarios de cada una de las partes que forman el tanque de mezcla, se escoge el grosor máximo y se establece para cada una de las partes, con tal de asegurar el buen funcionamiento del equipo. Se establece un espesor de pared de 3 mm para el cuerpo cilíndrico y de 4 mm para la tapa torisférica y el fondo torisférico.

10.6.3.3 Peso del equipo

Una vez se conocen las dimensiones y espesores de cada parte del tanque, se realiza una estimación del volumen real del equipo, teniendo en cuenta el volumen de la tapa y el fondo torisférico, y el peso del equipo vacío.

- Cálculo del peso del cuerpo cilíndrico

Se calcula el volumen de la chapa que conforma el cuerpo cilíndrico del tanque y, mediante la densidad del acero inoxidable 316L, se calcula su peso.

$$V_{\text{cuerpo}} = \pi \cdot \left(\frac{D_{\text{externo}}}{2} \right)^2 \cdot H_{\text{tanque}} - V_{\text{tanque}} \quad (10.6.3.3 - 1)$$

$$m_{\text{cuerpo}} = V_{\text{cuerpo}} \cdot \rho_{316L} \quad (10.6.3.3 - 2)$$

Teniendo en cuenta que la densidad del acero inoxidable 316L es de 8000 kg/m³, el peso del cuerpo cilíndrico resulta:

$$V_{\text{cuerpo}} = 3,16 \cdot \left(\frac{1,258 \text{ m}}{2} \right)^2 \cdot 2,5 \text{ m} - 3 \text{ m}^3 = 0,142 \text{ m}^3$$

$$m_{\text{cuerpo}} = 0,142 \text{ m}^3 \cdot 8000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 1133,62 \text{ kg}$$

- Cálculo del peso de la tapa torisférica

Se calcula el volumen de la chapa que conforma la tapa torisférica y, mediante la densidad del acero inoxidable 316L, se calcula su peso.

$$V_{tapa} = 0,1 \cdot D_{interno}^3 \quad (10.6.3.3 - 3)$$

$$m_{tapa} = (0,1 \cdot D_{externo}^3 - V_{tapa}) \cdot \rho_{316L} \quad (10.6.3.3 - 4)$$

Teniendo en cuenta que la densidad del acero inoxidable 316L es de 8000 kg/m^3 , el peso de la tapa torisférica es:

$$V_{tapa} = 0,1 \cdot (1,25 \text{ m})^3 = 0,195 \text{ m}^3$$

$$m_{tapa} = (0,1 \cdot (1,258 \text{ m})^3 - 0,195 \text{ m}^3) \cdot 8000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 30,19 \text{ kg}$$

- Cálculo del peso total del tanque

El peso total del equipo vacío es la suma de los pesos individuales de cada parte:

$$m_{tanque} = m_{cuerpo} + 2 \cdot m_{tapa} \quad (10.6.3.3 - 5)$$

$$m_{tanque} = 1133,62 \text{ kg} + 2 \cdot 30,19 \text{ kg} = 1194 \text{ kg}$$

En la tabla 10.6.3.3-1 se muestran los resultados obtenidos.

Tabla 10.6.3.3-1 Especificación del tanque de mezcla TM-302

ESPECIFICACIÓN TM-302	
Volumen (m ³)	3,000
Altura (m)	2,500
Diámetro interno (m)	1,250
Diámetro externo (m)	1,256
Peso (kg)	1194,000
Tiempo de residencia (min)	23,000
Presión interna de diseño (atm)	1,700
Presión externa (atm)	1,000
DISEÑO MECÁNICO CUERPO CILÍNDRICO	
Espesor teórico del cuerpo cilíndrico (mm)	2,790
Espesor real del cuerpo cilíndrico (mm)	3,000
Peso del cuerpo cilíndrico (kg)	1133,620
DISEÑO MECÁNICO TAPA Y FONDO TORISFÉRICO	
Espesor tapa torisférica para presión interna (mm)	3,750
Espesor tapa torisférica para presión externa (mm)	3,320
Espesor real de la tapa torisférica (mm)	4,000
Peso de la tapa torisférica (kg)	30,190
Espesor fondo torisférico para presión interna (mm)	3,750
Espesor fondo torisférico para presión externa (mm)	3,320
Espesor real del fondo torisférico (mm)	4,000
Peso del fondo torisférico (kg)	30,190
AGITACIÓN	
Número de impulsores	2
Diámetro del agitador (m)	0,417
Distancia del agitador al fondo dl tanque (m)	0,417
Velocidad de agitación (rpm)	96
Número de Reynolds del agitador	366634,401
Potencia de agitación (W)	177,695

10.7 TANQUES DE CONDENSADOS, DE SEPARACIÓN Y DE ALMACENAMIENTO

10.7.1 Tanques V-201/2/3

La filosofía del diseño de los tanques se basa en dimensionar el tanque para conseguir un tiempo de residencia determinado.

Para ello se ha de tener en cuenta el caudal de vaciado del mismo realizado por la bomba aguas debajo de los tanques.

De acuerdo a diferentes guías de diseño, el tiempo de diseño para tanques de reflujo de columnas de destilación es de 5 minutos.

Con este criterio y el caudal de la bomba, se diseña el tanque considerando que el volumen obtenido es el alojado entre las alarmas de nivel bajo y alto del tanque.

$$V = Q \cdot t \quad (10.7.1 - 1)$$

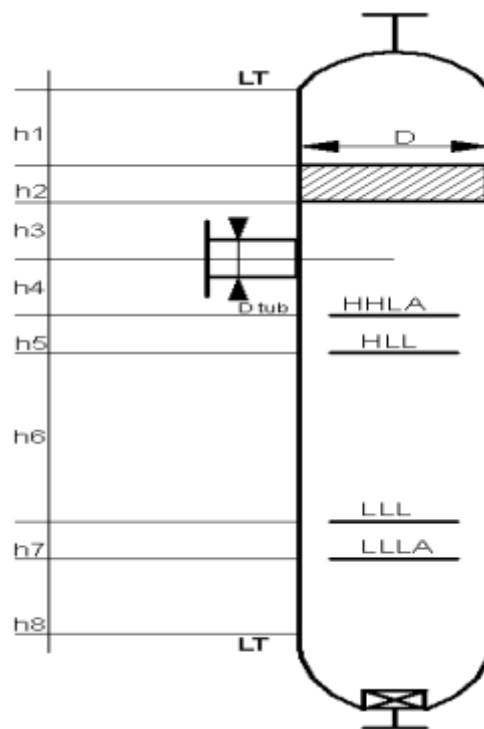


Figura 10.7.1-1 Diseño tanque V-201/202/203

La relación L/D considerada es de 2 a 4.

Mecánicamente están diseñados según el código ASME.

10.7.2 Tanque V-204

Para el dimensionamiento del separador gas-liquido se ha de tener en cuenta las consideraciones mencionadas anteriormente. Además es importante un diseño que dé el suficiente tiempo a que se produzca la separación entre ambas fases.

Para garantizar esto es necesario no superar un coeficiente K o %Vc que viene tabulado según los diferentes servicios.

Para el servicio de V-204 este valor es de 170 y se ve incrementado a 220 si se instala un de míster en el tanque.

$$V_c = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (10.7.2 - 1)$$

Donde

Vc (m/s) = velocidad crítica

K = constate, 0.048

ρ_L (kg/m³) = densidad líquido

ρ_G (kg/m³) = densidad gas

$$\%V_c = 400 \sqrt{\frac{Q}{D^2 \cdot V_c}} \quad (10.7.2 - 2)$$

Donde,

Q (m³/s) = caudal de gas

D (m) = diámetro de tanque

Mecánicamente están diseñados según el código ASME.

10.7.3 Tanques T-205/6/7

Los tanques de almacenamientos de MIC están diseñados para poder almacenar el MIC durante un tiempo determinado y que sirvan de “buffer” para continuar la producción.

El caudal que se requiere para la producción de sevin es aproximadamente $0.5 \text{ m}^3/\text{h}$ y se estima que es necesario un provisión de MIC para 10 días aproximadamente.

$$V = 0.5 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 10\text{d} \cdot \frac{24\text{h}}{1\text{d}} = 120\text{m}^3$$

El volumen se reparte en dos recipientes horizontales de aproximadamente 60 m^3 cada uno, aunque se instala uno adicional por medidas de seguridad que siempre permanecerá vacío y servirá para realizar un rápido transvase en caso de fuga de uno de los que están en uso.

Los tanques tienen doble pared y son de acero inoxidable AISI 316TI esmaltado para evitar corrosión.

Todos los tanques van equipados con fuertes medidas de seguridad debida el carácter altamente tóxico del producto que almacenan.

Mecánicamente están diseñados según el código ASME.

10.7.4 Tanque de condensados V-501

El condensador E-501 condensa una parte del tolueno que contiene el corriente de aire procedente del secador. Debido a que el caudal de tolueno condensado es muy pequeño, se ha decidido utilizar un tanque de condensados para almacenarlos y posteriormente vaciarlo hasta el tanque T-104.

El tanque V-501 está diseñado en función del caudal de condensado. El caudal de tolueno condensado es de 34 kg/h .

A continuación se muestran las ecuaciones utilizadas para su dimensionamiento.

Cálculo del caudal másico total de condensado producido en un día:

$$34 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}} = 816 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

En función de la densidad del tolueno líquido, se puede calcular el volumen diario de condensado:

$$816 \frac{kg}{día} \cdot \frac{1 m^3}{893,2 kg} = 0,914 m^3$$

Finalmente, se ha decidido que el tanque V-501 tenga un volumen de $1 m^3$ lo que produce que la descarga del tanque se produzca aproximadamente una vez al día.

Otro parámetro importante para el dimensionamiento de la línea que vehicula el condensado hasta el tanque T-104, es el tiempo de descarga del tanque de condensados. Se ha decidido que el tiempo de la operación de descarga del tanque es de 8 minutos, utilizado para el cálculo del diámetro de la tubería.

Cálculo del caudal de descarga:

$$\frac{1 m^3}{480 s} = 2,1 \cdot 10^{-3} \frac{m^3}{s}$$

Utilizando una velocidad típica para líquidos en tuberías de 2 m/s, se puede obtener el área de la tubería 50003 (500-PID-101).

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{2,1 \cdot 10^{-3} \frac{m^3}{s}}{2 \frac{m}{s}} = 1,05 \cdot 10^{-3} m^2 \quad (10.7.4 - 1)$$

A = área tubería (m^2)

Q = cabal de descarga del tanque de condensados V-501 (m^3/s)

v = velocidad típica para líquidos en tuberías (m/s)

Con el área de la tubería se puede calcular el diámetro:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,05 \cdot 10^{-3} m^2}{\pi}} = 0,0365 m \quad (10.7.4 - 2)$$

d = diámetro de la tubería (m)

A = área tubería (m^2)

En función del diámetro de la tubería se puede deducir que la tubería tendrá un DN40.

10.8 CRISTALIZADOR OSLO CR-301

Como se puede observar en el diagrama de proceso, la planta de producción consta de un cristalizador de Carbaril (área 300). Las etapas de cristalización sirven tanto para la separación como para la purificación del producto deseado.

Para llevar a cabo la cristalización del Carbaril se ha seleccionado un tipo de cristalizador en particular, éste es un evaporador-cristalizador o de tipo “Oslo” o “Krystal”. Este tipo de cristalizadores consta de dos cámaras diferenciadas e interconectadas; en la superior, o de evaporación se produce la evaporación parcial de la mezcla mientras que en la inferior, o de cristalización es donde se lleva a cabo el crecimiento de los cristales.

El sistema del cristalizador Oslo tiene también incorporado un intercambiador de calor con el cual se calienta la mezcla de la recirculación y el alimento hasta la temperatura de trabajo deseada. Después de una simulación en Hysys sobre la mezcla objeto de la cristalización se ha decidido trabajar a una temperatura (en cámara de evaporación) de 110°C, con la cual se obtiene que para la composición de la mezcla, el 50% estará evaporándose.

10.8.1 Balance de materia

El balance de materia se realiza sobre el conjunto que compone el cristalizador, teniendo en cuenta que se está evaporando parte de la mezcla, pero que este vapor no contiene producto de interés, por tanto las ecuaciones serían las siguientes:

- Balance total de materia $\rightarrow F = V + S + L$
- Balance de materia Carbaril $\rightarrow F \cdot x_f = S \cdot x_s + L \cdot x_l$

Siendo:

- F; Caudal de alimento al cristalizador (kg/h)
- V; Caudal de vapor de salida del cristalizador (kg/h)
- S; Caudal de salida de sólido del cristalizador (kg/h)
- L; Caudal de salida de líquido del cristalizador (kg/h)

- x_f ; Fracción de Carbaril en el corriente de alimento (kg/kg)
- x_s ; Fracción de Carbaril en el sólido del corriente de salida (kg/kg)
- x_l ; Fracción de Carbaril en el líquido del corriente de salida (kg/kg)

En la tabla 10.8.1-1 que sigue a continuación, se muestra el corriente de entrada al cristalizador y su composición.

Tabla 10.8.1-1 Composición y caudal del corriente de alimentación del cristalizador CR-301

CAUDAL (m ³ /h)	COMPOSICIÓN	FRACCIÓN (w/w)
6,85	Carbaril	0,2298
	Tolueno	0,748
	1-Naftol	0,0159
	MIC	0,0063

Para poder resolver las ecuaciones del balance de materia del cristalizador son necesarios datos como la solubilidad del Carbaril en el tolueno (componente mayoritario) o el tipo de cristales de Carbaril que se formarán. Debido a la falta de documentación sobre estos dos datos imprescindibles se han adoptado las siguientes suposiciones/simplificaciones:

1. Aproximamos la solubilidad del Carbaril en tolueno a la solubilidad que presenta este componente en hexano, que es de 0,214 g/l [Long, 1987].
2. Suponemos que los cristales formados no contendrán otro componente que no sea Carabril.

Una vez tenidas en cuenta estas suposiciones, se puede resolver el balance de materia para el cristalizador, donde se tienen dos ecuaciones con dos incógnitas, siendo éstas el caudal de sólido y líquido de salida del cristalizador, en kg/h. Los resultados de esta resolución se presentan en la tabla 10.8.2 mostrada a continuación.

Tabla 10.8.1-2 Composiciones de los diferentes corrientes del cristalizador

COMPONENTE/ CAUDAL (kg/h)	ALIMENTO, F	VAPOR, V	LÍQUIDO, L	SÓLIDO, S
Tolueno	4746,40	2403,66	2343,35	-
Carbaril	1458,19	-	-	1458,19
MIC	39,98	39,98	-	-
1-Naftol	100,89	-	100,89	-

Se puede observar en la tabla 10.8.1-2 como para el sistema de cristalización en las condiciones específicas de operación se obtiene un rendimiento de recuperación del Carbaril, en forma de cristales, del 100%.

Además de estos corrientes, que son la base para el cálculo del balance de materia para el cristalizador, es necesario calcular el caudal del corriente de recirculación del cristalizador Oslo. Este corriente se mezcla con el de alimentación (F) y es calentado en el intercambiador para luego entrar en la cámara de evaporación y luego pasar, a través de la tubería de conexión, a la cámara de cristalización.

Se ha cogido como caudal de recirculación el valor correspondiente al 50% del caudal de líquido de salida del cristalizador, es decir, que el valor del corriente de recirculación (R) será de 1222,12 kg/h.

10.8.2 Dimensionamiento del CR-301

Para poder calcular el volumen del cristalizador de carbaril se ha utilizado una aproximación gráfica sobre tiempos de residencia característicos y dimensiones de cristales obtenidas para los diferentes tipos de cristalizadores [*Crystallization of Organic Compounds, Hsien-Hsin Tung*].

De esta gráfica se obtiene que para el CR-301 tipo Oslo es necesario un tiempo de residencia de 4h y se obtienen cristales con un tamaño medio de 1,25mm.

A partir de los datos obtenidos de tiempo de residencia y tamaño de partícula es posible conocer la velocidad de crecimiento (G) de los cristales de Carbaril. La ecuación que relaciona estos parámetros viene dada por A.G.Jones en el libro *Crystallization Process Systems* y es la siguiente:

$$L = 3 \cdot G \cdot \tau \quad (10.8.2 - 1)$$

Donde:

- L; Tamaño de las partículas (m)
- G; Velocidad de crecimiento de los cristales (m/h)
- τ ; Tiempo de residencia de los cristales (h)

A partir de la ecuación de Jones obtenemos, por tanto, un valor de velocidad de crecimiento de 1,04E-4 m/h.

Se puede calcular ahora el volumen como el producto del caudal volumétrico por el tiempo de residencia necesario.

$$V = \tau \cdot Q_L = 4h \cdot 6,85 \frac{m^3}{h} = 27,4m^3 \quad (10.8.2 - 2)$$

Aseguraremos la etapa de cristalización aplicando un sobredimensionamiento del 25% sobre el volumen calculado, por tanto el volumen total del cristalizador final es de 34m³.

Para calcular el volumen que tendrá cada una de las cámaras que componen el CR-301, debido a la falta de información sobre los criterios a seguir para su estimación, se ha extrapolado a partir de un cristalizador ya existen de 94m³.

Una vez calculado el volumen de las cámaras de este cristalizador ejemplo, se han podido estimar las del CR-301, obteniendo los valores presentados en la tabla 10.8.2-1 que aparece a continuación.

Tabla 10.8.2-1 Dimensiones del cristalizador CR-301

	VOLUMEN (m ³)	ALTURA (m)	DIÁMETRO MÁX. (m)
C. Evaporación	14	4,5	2
C. Cristalización	20	4	2,5
Total	34	7,5	2,5

El diseño mecánico del CR-301 ha sido realizado acorde con el código ASME y de igual manera que los tanques TM-301/2/3.

10.9 SECADOR D-301

Para reducir el contenido de humedad del SEVIN[®] proveniente del cristalizador, se utiliza una centrifuga para quitar la mayor parte de tolueno que contiene el sólido. Como el producto no está suficientemente seco, se hace pasar por un secador de túnel en contracorriente para eliminar ese tolueno que provoca que el SEVIN[®] no sea comercializable. Una vez pasado por el secador, ya reúne las condiciones necesarias para su posterior comercialización.

El secador de túnel utiliza aire como medio de secado, utilizado en contracorriente para obtener una mayor capacidad de secado. El sólido entra por un lado y atraviesa el túnel mediante una cinta transportadora. Por el lado contrario, entra el aire que pasa previamente por un intercambiador para que entre a la temperatura óptima para el secado. Una parte del aire utilizado durante la operación de secado es recirculado para ahorrar un trabajo excesivo del intercambiador previo a la entrada al secador.

A continuación se muestra el balance de materia realizado en el secador, así como el cálculo del caudal de recirculación.

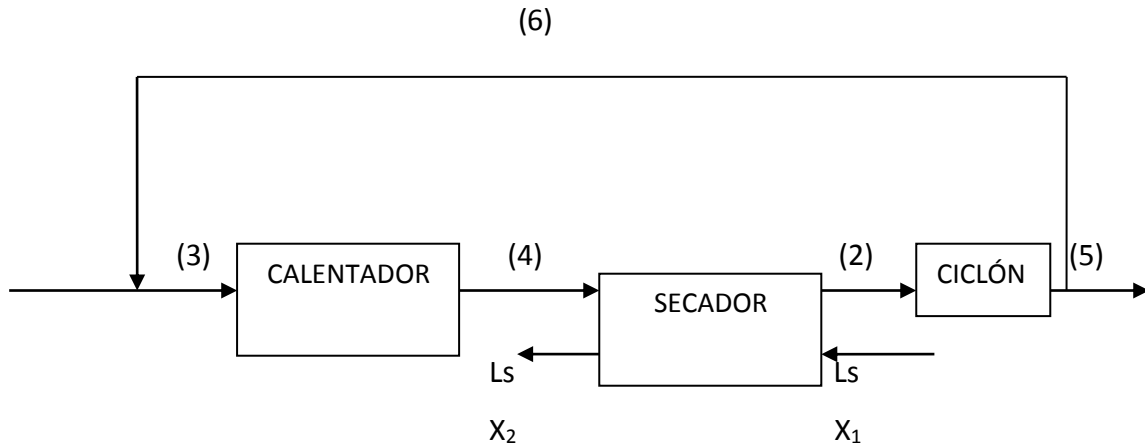


Figura 10.9-1 Esquema de las etapas que intervienen en el secado

El secador está diseñado para eliminar el tolueno que contiene el producto, proveniente de la centrifugadora PC-301, que es de 0,031 kg tolueno/kg de sólido seco, hasta una concentración de 0,001 kg tolueno/kg de sólido seco.

En la tabla 10.9-1 se muestran todos los corrientes identificados que intervienen en el proceso de secado, con valores de temperatura y contenido de tolueno.

Tabla 10.9-1 Valores de los corrientes que intervienen en el secado

	1	4	2	6	Sólido (1)	Sólido (2)
T (°C)	0	65	38	38	30	30
G (kg/h)	2253,5	3004,7	3004,7	751,2		
H (kg tolueno/kg aire)	0	0,005	0,02	0,005		
Ls (kg/h)					1458,6	1458,6
X (kg tolueno/kg sólido seco)					0,031	0,0001

Cálculo del caudal de sólido seco:

$$L_S = 1458,73 \frac{kg}{h} \cdot (1 - 0,0001) = 1458,6 \frac{kg}{h} \quad (10.9 - 1)$$

Para calcular el caudal de aire fresco que se necesita, se realiza un balance de humedad en el secador y un balance en el calentador.

SECADOR: $(G_1 + G_6)H_4 + L_Sx_1 = (G_1 + G_6)H_2 + L_Sx_2$

$$\text{CALENTADOR: } G_1 H_1 + G_6 H_6 = (G_1 + G_6) H_4$$

A partir de dos incógnitas con dos ecuaciones, ya es posible el cálculo de los corrientes de aire (1) y (6).

$$G_6 = 751,17 \frac{\text{kg aire}}{\text{h}}$$

$$G_1 = 2253,51 \frac{\text{kg aire}}{\text{h}}$$

El porcentaje de recirculación de aire del corriente que procede del ciclón se calcula a continuación:

$$\% \text{ recirculación} = \frac{G_6}{G_1 + G_6} \cdot 100 = \frac{751,17 \frac{\text{kg aire}}{\text{h}}}{2253,51 \frac{\text{kg aire}}{\text{h}} + 751,17 \frac{\text{kg aire}}{\text{h}}} \cdot 100$$

$$\% \text{ recirculación} = 25 \%$$

Finalmente se realiza un balance energético en el calentador para poder dimensionar el intercambiador a partir de los requerimientos de energía.

Como los corrientes (1) y (6) tienen caudales diferentes y temperaturas diferentes, se realiza el balance energético por separado y el diseño del intercambiador se realiza con el valor total de ambos corrientes.

$$Q_1 = G_1 \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (10.9 - 2)$$

$$Q_6 = G_6 \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (10.9 - 3)$$

Según la información obtenida del libro *Ocon, J. – Tojo, G. "Problemas de Ingeniería Química: Operaciones básicas"*, en función del líquido orgánico utilizado y utilizando la relación conocida como coeficiente psicrométrico, se obtiene el siguiente valor de la relación de Lewis. Para el tolueno el valor es de 0,415 cal/g·°C o 1,7347 kJ/kg·K.

$$Q_1 = \frac{2253,51 \frac{\text{kg aire}}{\text{h}}}{3600 \text{ s}} \cdot 1,7347 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot (65^\circ\text{C} - 0^\circ\text{C}) = 70,6 \text{ kW}$$

$$Q_6 = \frac{751,1717 \frac{\text{kg aire}}{\text{h}}}{3600 \text{ s}} \cdot 1,7347 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot (65^\circ\text{C} - 38^\circ\text{C}) = 9,8 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{TOTAL}} = Q_1 + Q_6 = 70,6 \text{ kW} + 9,8 \text{ kW} = 80,4 \text{ kW}$$

Una vez calculado el balance energético y de materia, se procede al cálculo del tiempo de secado del producto. Este cálculo se ha realizado en las peores condiciones posibles, lo que conlleva el cálculo del tiempo considerando que el secado se encuentra en el periodo de velocidad de secado decreciente.

$$t_d = \frac{G}{L_s} \cdot \left(\frac{L_s}{A} \right) \cdot \frac{x_1}{k_y P M_B \cdot (H_w - H_2)} \cdot \frac{G}{L_s} + x_2 \ln \frac{x_1 (H_w - H_2)}{x_2 (H_w - H_1)} \quad (10.9 - 4)$$

Para el cálculo de la H_s , se ha utilizado el diagrama psicométrico del aire- agua debido a que no fue posible la obtención de un diagrama psicométrico aire- tolueno. Esta aproximación conlleva un error asociado debido a que en sistemas que no son aire- agua, no se puede aproximar que $T_w = T_s$ y por lo tanto no se puede decir que $H_w = H_s$.

El valor obtenido de H_s es de 0,025 kg tolueno/kg de aire seco).

El valor de $k_y P M_B$ es un valor obtenido de datos bibliográficos y se ha supuesto que es de 1 kg aire/h·m². Como el diseño del secador es un cálculo aproximado, debido a la carencia de datos, el error producido por este valor es menospreciable comparado con las suposiciones generales.

Finalmente, se ha calculado que el tiempo de secado es de 34 minutos. Se ha definido el dimensionamiento del secador, dónde la cinta transportadora mide 10 metros de largo y 3 metros de ancho. La velocidad de la cinta es de 30 cm/min, para que esté el tiempo necesario dentro del secador de túnel para obtener la humedad final determinada.

10.10 CICLÓN CI-301

Se ha decidido que el aire que proviene del secador pase por un ciclón para eliminar las posibles partículas de producto arrastradas por el corriente gaseoso y que se dirigen a la recirculación o al tratamiento del tolueno.

El ciclón se ha situado a la salida del corriente gaseoso procedente del secador, y antes de la recirculación de una fracción de ese corriente de aire. De este modo, el aire que se dirija al tratamiento de gases estará exento de partículas sólidas en suspensión, al igual que la fracción de aire recirculado.

El ciclón utilizado es del tipo Zenz y a continuación se muestra el diseño y el dimensionamiento de dicho equipo.

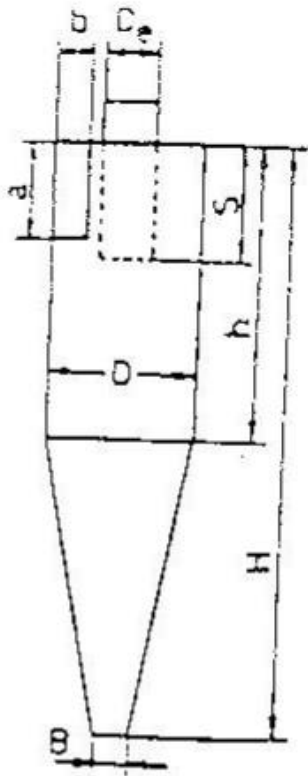


Tabla 10.10-1 Relaciones de medidas para el dimensionamiento del ciclón tipo Zenz

CICLÓN TIPO ZENZ	
a/D	0,5
b/D	0,25
S/D	0,75
De/D	0,5
h/D	2
H/D	4
B/D	0,25

Figura 10.10-1 Esquema de un ciclón con las medidas para su dimensionamiento

Tabla 10.10-2 Medidas para el dimensionamiento del ciclón

DIMENSIONAMIENTO DEL CICLÓN	
D (m)	1
A (m)	0,5
B (m)	0,25
S (m)	0,75
De (m)	0,5
H (m)	2
H (m)	4
B (m)	0,25

Cálculo del cabal volumétrico de entrada al ciclón:

$$Q = 3004,7 \frac{\text{kg aire}}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1,2 \text{ kg aire}} = 2503,9 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

La temperatura de entrada al ciclón, corresponde a la temperatura de salida del aire del secador, que es de 38°C o 311 K.

El método utilizado para el cálculo, es un método iterativo que consiste en suponer un diámetro, calcular los parámetros de diseño y finalmente la eficiencia del ciclón.

Los parámetros básicos para decidir si finalmente el ciclón es válido, son la eficiencia de eliminación de las partículas sólidas y la pérdida de carga, debido a que hay una pérdida de carga máxima admisible. Si la eficiencia final y pérdida de presión no cumplen con las expectativas, se supone un diámetro mayor y se realizan otra vez los cálculos de diseño y dimensionamiento.

El primer paso, es suponer un diámetro de 1 metro y a continuación se empiezan a realizar todos los cálculos.

Cálculo del exponente del vórtice del ciclón:

$$n = 1 - \left[(1 - 0,67 \cdot D^{0,14}) \cdot \left(\frac{T}{283} \right)^{0,3} \right] = 1 - \left[(1 - 0,67 \cdot 1^{0,14}) \cdot \left(\frac{311}{283} \right)^{0,3} \right] = 0,66$$

(10.10-1)

n = exponente del vórtice

D = diámetro (m)

T = temperatura (K)

Cálculo de la eficiencia:

$$\eta = 1 - \exp \left[-2 \cdot \left[\frac{(1+n) \cdot Q \cdot k}{D^3} \cdot \frac{\rho_s d_i^2}{18\mu} \right]^{0,5/1+n} \right] \quad (10.10 - 2)$$

η = eficiencia

Q = caudal volumétrico (m³/s)

D = diámetro (m)

$k = 34,7$ (función del tipo de ciclón)

ρ_s = densidad del sólido (kg/m³)

d_i = diámetro de la partícula (m)

μ = viscosidad del fluido (kg/m·s)

Velocidad del aire a la entrada del ciclón:

$$u = \frac{Q}{a \cdot b} = \frac{0,835 \frac{m^3}{s}}{0,5 m \cdot 0,25 m} = 6,68 \frac{m}{s} \quad (10.10 - 3)$$

Q = caudal de aire (m³/s)

a = altura de la tubería de entrada al ciclón (m)

b = anchura de la tubería de entrada al ciclón (m)

Número de vueltas:

$$\vartheta = \frac{h}{a} = \frac{2 \text{ m}}{0,5 \text{ m}} = 4 \quad (10.10 - 4)$$

h = altura del cilindro del ciclón (m)

a = altura de la tubería de entrada al ciclón (m)

Para el cálculo de la eficiencia se ha realizado un estudio basado en la ley de Stokes. El estudio consiste en ver cuál es el tamaño de partículas mínimo que produce un arrastramiento por parte del corriente gaseoso.

El diámetro teórico de las partículas de SEVIN® provenientes de la cristalización son de 1,25 mm. A partir de este valor se ha calculado la ley de Stokes, pudiendo asegurar que hasta un diámetro inferior a 0,1 mm no se produce arrastramiento.

Tabla 10.10-3 Cálculo de la Ley de Stokes para diferentes tamaños de partícula

d_p (mm)	d_p (m)	v_t (m/s)
1,25	1,25E-03	53,73
1,2	1,20E-03	49,52
1,05	1,05E-03	37,91
0,95	9,50E-04	31,03
0,85	8,50E-04	24,84
0,75	7,50E-04	19,34
0,65	6,50E-04	14,53
0,55	5,50E-04	10,40
0,45	4,50E-04	6,96
0,35	3,50E-04	4,21
0,25	2,50E-04	2,15
0,15	1,50E-04	0,77
0,1	1,00E-04	0,34
0,05	5,00E-05	0,09

0,04	4,00E-05	0,06
0,03	3,00E-05	0,03
0,02	2,00E-05	0,01

A partir de este cálculo, se ha supuesto un análisis por tamizado para saber la eficiencia que tiene el ciclón encargado de eliminar estas partículas de producto. Se ha supuesto que un 1% de la carga del secador tiene un tamaño de partícula inferior a 1,25 mm.

En función del tiempo de secado se puede calcular la masa de producto que hay en el interior del secador:

$$q = t_{\text{secado}} \cdot L_s = 0,55 \text{ h} \cdot 1458,58 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 811,7 \text{ kg} \quad (10.10 - 5)$$

q = carga de sólido en el secador (kg)

t_{secado} = tiempo para secar el producto en el secador (h)

L_s = caudal de sólido seco (kg/h)

Se ha supuesto que de los diámetros de partículas que son arrastrados, hay un porcentaje que corresponde a cada tamaño de partícula del producto que hay dentro del secador.

Tabla 10.10-4 Porcentaje de tamaño de partículas que son arrastradas

dp (micras)	dp (m)	Δmi (%)
100	0,0001	50
50	0,00005	20
40	0,00004	20
30	0,00003	5
20	0,00002	5

En la tabla 10.10-5 se muestra el cálculo de la eficiencia y la fracción recuperada en función del diámetro de cada partícula. Finalmente, la suma de las fracciones recuperadas corresponde al porcentaje de eficiencia sin corregir.

Tabla 10.10-5 Cálculo de la eficiencia y la fracción recuperada en función del diámetro de partícula

dp (micras)	dp (m)	Δm_i (%)	Δm_i	EFICIENCIA	FRACCIÓN RECUPERADA
100	0,0001	50	0,5	0,8910	0,4455
50	0,00005	20	0,2	0,7677	0,1535
40	0,00004	20	0,2	0,7209	0,1442
30	0,00003	5	0,05	0,6581	0,0329
20	0,00002	5	0,05	0,5686	0,0284
		100	1		0,8046

Una vez calculada la eficiencia sin corregir y en función de la carga de partículas del corriente, se calcula la eficiencia global mediante una gráfica de eficiencia en función de la carga de partículas.

Finalmente se obtiene que el ciclón tenga una eficiencia global del 85%.

10.11 COMPRESOR K-501

A la salida del ciclón se ha decidido la instalación de un compresor para aumentar la presión del corriente i así poder condensar una parte del tolueno.

En la tabla 10.11-1 se muestran las condiciones de entrada y salida del corriente de aire al compresor K-501.

Tabla 10.11-1 Características del corriente de entrada y salida del compresor K-501

	ENTRADA	SALIDA
Caudal de aire (kg/h)	2254	2254
Temperatura (°C)	38	157
Presión (bar)	1	2,5

Para el diseño del compresor K-501 se ha utilizado el simulador Hysys, dónde se ha simulado la etapa de compresión para el cálculo de la temperatura de salida del compresor así como la potencia necesaria para realizar la compresión.

La potencia necesaria para poder comprimir el aire hasta las condiciones de salida es de 76 kW.

10.12 BIOFILTRO BI-501

El biofiltro ha sido diseñado para eliminar las trazas de tolueno que quedan en el aire y así, poder devolver el aire a la atmósfera con una concentración de tolueno que no produzca ningún efecto en el medio ambiente.

Antes de la entrada del aire al biofiltro, el corriente gaseoso pasa por un tanque, llamado tanque de aspersión, dónde se humidifica el aire para que atraviese el lecho del biofiltro en las condiciones óptimas para los microorganismos. Finalmente, el corriente de aire con tolueno entra en el biofiltro con una temperatura de 30°C y una humedad relativa del 99%.

10.12.1 Diseño tanque de aspersión

El primer paso en el dimensionamiento es el de determinar el tamaño del tanque de aspersión. Para realizar este cálculo hay que establecer previamente cuál será la velocidad de circulación del gas dentro del tanque. Las velocidades de diseño del tanque de aspersión se encuentran entre 3 m/s y 1 m/s, siendo la menor la más deseada para permitir más tiempo de contacto entre el gas y el líquido.

El área de la base del tanque viene dada por la siguiente ecuación:

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{0,4458 \frac{m^3}{s}}{1 \frac{m}{s}} = 0,45 m^2 \quad (10.12.1 - 1)$$

A = área tanque de aspersión (m²)

Q = cabal de entrada al tanque de aspersión (m³/s)

v = velocidad del aire en el tanque de aspersión (m/s)

Se considera que el tanque es un cilindro, por lo tanto la base es de forma circular. Para encontrar el valor del diámetro del tanque se aplica la ecuación de la superficie de un círculo.

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,45 \text{ m}^2}{\pi}} = 0,76 \text{ m} \quad (10.12.1 - 2)$$

d = diámetro del tanque de aspersión (m)

A = área tanque de aspersión (m²)

Una vez conocido el diámetro el siguiente paso es el de calcular la altura del tanque. La relación entre la altura del tanque y el diámetro va entre 3 y 6, es decir, que la altura mide entre 3 y 6 veces lo que mide el diámetro.

$$H = 3 \cdot d = 3 \cdot 0,76 \text{ m} = 2,28 \text{ m} \quad (10.12.1 - 3)$$

H = altura del tanque de aspersión (m)

d = diámetro del tanque de aspersión (m)

El caudal de aire con tolueno debe entrar con un contenido de humedad muy alto al lecho, debido a que el relleno debe mantener una humedad para el buen desarrollo de los microorganismos. Debido a esto, se ha procedido al cálculo de agua necesaria para que el caudal de entrada al biofiltro tenga una humedad relativa del 99%.

Con los datos de temperatura y humedad relativa, y mediante el diagrama psicométrico del sistema aire- vapor de agua de Brown (figura 10.12.1-1), se ha realizado el cálculo.

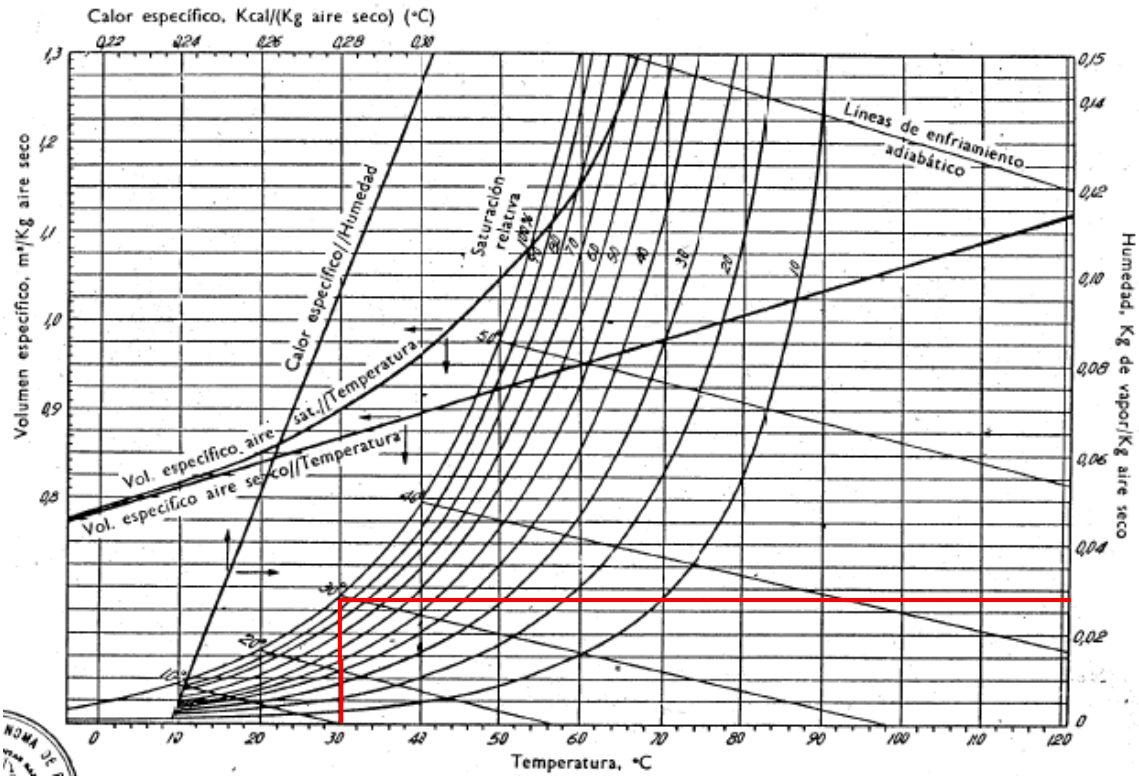


Figura 10.12.1-1 Diagrama psicrométrico aire- agua de Brown

La humedad de entrada al biofiltro es de 0,026 kg agua/ kg aire seco. A partir de este dato y con el caudal de entrada se puede obtener el caudal de agua necesario:

$$Q_{agua} = 0,026 \frac{kg \text{ agua}}{kg \text{ aire seco}} \cdot 2220 \frac{kg \text{ aire seco}}{h} = 57,72 \frac{kg \text{ agua}}{h}$$

10.12.2 Diseño biofiltro

Para calcular la superficie del biofiltro se requiere conocer el flujo volumétrico, el tiempo de retención de diseño, y la altura del lecho.

El caudal volumétrico del aire con tolueno en la entrada en el biofiltro es el siguiente:

$$2220 \frac{kg}{h} \cdot \frac{1 m^3}{1,38 kg \text{ aire}} = 1605 \frac{m^3}{h}$$

Carga másica de tolueno en el corriente de entrada al biofiltro:

$$0,005 \frac{\text{kg tolueno}}{\text{kg aire}} \cdot \frac{1,2 \text{ kg aire}}{\text{m}^3} \cdot \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} = 6 \frac{\text{g tolueno}}{\text{m}^3}$$

$$C_m = 6 \frac{\text{g tolueno}}{\text{m}^3} \cdot 1605 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 9630 \frac{\text{g tolueno}}{\text{h}}$$

Utilizando rangos bibliográficos de diseño, se ha determinado que el lecho tiene una porosidad del 60% y un tiempo de residencia de diseño de 50 segundos.

Con el caudal volumétrico de aire y el tiempo de residencia seleccionado, el volumen del lecho del biofiltro puede ser determinado utilizando la ecuación:

$$V_{lecho} = \tau \cdot Q \cdot (1 + \varepsilon) = 50 \text{ s} \cdot \frac{1605 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{3600 \text{ s}} \cdot (1 + 0,6) = 35,7 \text{ m}^3 \quad (10.12.2 - 1)$$

V_{lecho} = volumen del lecho (m^3)

τ = tiempo de residencia (s)

ε = porosidad

Para asegurar la capacidad de depuración se aplica un porcentaje de seguridad que hace aumentar el volumen del lecho entre un 10 y un 30% (volumen de seguridad):

$$V_{lecho} = 35,7 \text{ m}^3 + 20\% = 42,84 \text{ m}^3$$

$$V_{lecho \text{ vacío}} = V_{lecho} \cdot 0,6 = 42,84 \text{ m}^3 \cdot 0,6 = 25,7 \text{ m}^3 \quad (10.12.2 - 2)$$

$$V_{compost} = V_{lecho} - V_{lecho \text{ vacío}} = 42,84 \text{ m}^3 - 25,7 \text{ m}^3 = 17,14 \text{ m}^3$$

Hay que tener en cuenta que el tiempo de contacto real es mucho menor que el tiempo de contacto de diseño, ya que los materiales de relleno ocupan gran parte del volumen del lecho del biofiltro y en consecuencia el aire fluye a través de los poros en menos tiempo.

La ecuación siguiente se utiliza para calcular el tiempo de retención real, conociendo la porosidad del lecho.

$$\tau_{real} = \frac{V_{compost} \cdot \varepsilon}{Q} = \frac{17,14 \text{ m}^3 \cdot 0,6}{\frac{1605 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{3600 \text{ s}}} = 23 \text{ s} \quad (10.12.2 - 3)$$

τ_{real} = tiempo de residencia real (s)

$V_{compost}$ = volumen de relleno (m^3)

ε = porosidad

Q = caudal volumétrico (m^3/s)

Una de las restricciones que puede tener el diseño de un biofiltro es la superficie o espacio disponible para la instalación. En este caso se considera que no hay límite para la superficie, debido a que se dispone de área suficiente para su instalación, así que la altura que se aplica es la recomendada para un óptimo funcionamiento y mantenimiento. En este caso el valor utilizado de altura del lecho es de 1,5 metros.

El área disponible, junto con el volumen calculado del material de relleno, se usa para calcular la altura del lecho:

$$\text{Área} = \frac{V}{H} = \frac{42,84 \text{ m}^3}{1,5 \text{ m}} = 28,56 \text{ m}^2 \quad (10.12.2 - 4)$$

V = volumen del biofiltro (m^3)

H = altura del lecho (m)

Previamente al cálculo del rendimiento se necesita conocer otros parámetros como son la carga superficial del gas sobre el lecho (C_s), la carga volumétrica del gas sobre el lecho (C_v), la carga másica superficial sobre el lecho (C_{ms}) y la carga másica volumétrica sobre el lecho (C_{mv}). A continuación se muestran los cálculos de los diferentes parámetros.

Carga superficial del gas sobre el lecho:

$$C_s = \frac{Q}{A} = \frac{1605 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{28,56 \text{ m}^2} = 56,2 \frac{\text{m}^3}{\text{h} \cdot \text{m}^2} \quad (10.12.2 - 5)$$

C_s = carga superficial del gas sobre el lecho ($\text{m}^3/\text{h} \cdot \text{m}^2$)

Q = caudal volumétrico (m³/h)

A = área del biofiltro (m²)

Carga volumétrica del gas sobre el lecho:

$$C_v = \frac{Q}{V} = \frac{1605 \frac{m^3}{h}}{42,84 m^3} = 37,5 \frac{m^3}{h \cdot m^3 \text{lecho}} \quad (10.12.2 - 6)$$

C_v = Carga volumétrica del gas sobre el lecho (m³/h·m³ lecho)

Q = caudal volumétrico (m³/h)

V = volumen del biofiltro (m³)

Carga másica volumétrica sobre el lecho:

$$C_{mv} = \frac{C_m}{V} = \frac{9630 \frac{g}{h}}{42,84 m^3} = 225 \frac{g}{h \cdot m^3 \text{lecho}} \quad (10.12.2 - 7)$$

C_{mv} = Carga másica volumétrica sobre el lecho (g/h·m³ lecho)

C_m = carga másica del corriente de entrada (g/h)

V = volumen del biofiltro (m³)

Carga másica superficial sobre el lecho:

$$C_{ms} = \frac{C_m}{A} = \frac{9630 \frac{g}{h}}{28,56 m^2} = 337 \frac{g}{h \cdot m^2} \quad (10.12.2 - 8)$$

C_{ms} = Carga másica superficial sobre el lecho (g/h·m²)

C_m = carga másica del corriente de entrada (g/h)

A = área del biofiltro (m²)

La caída de presión en el biofiltro debe reducirse al mínimo, y está directamente relacionada con el contenido de humedad en el lecho y el tamaño de los poros de los medios de relleno. El aumento de la humedad y la disminución de los poros dan como resultado un aumento de la caída de presión. En consecuencia, la selección de medios

de relleno del filtro y el riego del lecho es fundamental para el rendimiento y la eficiencia energética del biofiltro.

Una presión típica por el biofiltro es del rango entre 1 y 10hPa. En este caso se ha utilizado una pérdida de presión de 3 hPa/m. a continuación se calcula la perdida de carga total del lecho, a partir de la caída de presión por metro de altura del relleno.

$$\Delta P_T = P_{MP} \cdot H = 3 \frac{\text{hPa}}{\text{m}} \cdot 1,5 \text{ m} = 4,5 \text{ hPa} \quad (10.12.2 - 9)$$

ΔP_T = pérdida de carga total (hPa)

P_{MP} = pérdida de presión por metro de lecho (hPa/m)

H = altura del lecho (m)

Para determinar el rendimiento del biofiltro eliminando COVs se utiliza la ecuación siguiente:

$$R = \frac{C_i - C_s}{C_i} \cdot 100 \quad (10.12.2 - 10)$$

R = rendimiento del biofiltro

C_i = concentración entrada biofiltro (g/m^3)

C_s = concentración salida biofiltro (g/m^3)

En este caso, se ha utilizado un valor extraído de la bibliografía, dentro del rango típico de rendimientos en biofiltros, para poder calcular la concentración de tolueno que se envía a la atmosfera.

$$98 = \frac{6 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} - X}{6 \frac{\text{g}}{\text{m}^3}} \cdot 100$$

$$\text{Concentración tolueno salida} = 0,12 \frac{\text{g}}{\text{m}^3}$$

Con la concentración de salida del lecho calculada, se procede al cálculo de la capacidad de eliminación del biofiltro:

$$C_e = \frac{(C_i - C_s) \cdot Q}{V} = \frac{\left(6 \frac{g}{m^3} - 0,12 \frac{g}{m^3}\right) \cdot 1605 \frac{m^3}{h}}{42,84 m^3} = 220,3 \frac{g}{m^3 \cdot h} \quad (10.12.2 - 11)$$

C_e = capacidad de eliminación del biofiltro ($g/m^3 \cdot h$)

C_i = concentración entrada biofiltro (g/m^3)

C_s = concentración salida biofiltro (g/m^3)

Q = caudal volumétrico (m^3/h)

V = volumen del biofiltro (m^3)

10.13 INTERCAMBIADOR DE CALOR E-303

10.13.1 Balance térmico

$$q = M_s C_{ps} (T_1 - T_2) = m_t C_{pt} (t_2 - t_1) \quad (10.13.1 - 1)$$

S; Carcasa (Shell)

t; tubos

M, m; caudal másico (kg/s)

C_p ; Capacidad calorífica ($J/kg^\circ C$)

q; calor intercambiado (W)

10.13.2 Cálculo del DTML

$$DTML = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (10.13.2 - 1)$$

10.13.3 Selección del intercambiador

- Cálculo del área de intercambio A

$$A = \frac{q}{U(DTML)_c} \quad (10.13.3 - 1)$$

- **Selección características de los tubos**

El diámetro externo suele oscilar entre 16 y 50 mm. Se seleccionan de 25,4mm.

El grosor en función de la presión interna y el factor de corrosión se obtiene de 2,77mm.

La longitud de los tubos oscila entre 1,83 y 4,88. Se selecciona una longitud de 1,83m.

Los cálculos realizados se han iniciado con un valor de diámetro externo de 19 mm para luego ser ajustado.

10.13.4 Distribución de los tubos

La distribución de los tubos sigue tres esquemas típicos: triangular, cuadrado y romboidal.

El pitch, o distancia entre los centros de los tubos consecutivos, es recomendado que sea de 1.25 veces el diámetro externo del tubo.

El pitch seleccionado es de 31,75mm.

10.13.5 Carcasa

Los diámetros típicos de carcasa suelen oscilar entre 150mm y 1520mm.

Los tipos de carcasa se contemplan en la figura 12.10 del Coulson.

El diámetro de haz de tubos se puede calcular a partir de:

$$N_t = K_1 \left(\frac{D_b}{D_E} \right)^{n_1} \quad (10.13.5 - 1)$$

$$D_b = D_E \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{1/n_1} \quad (10.13.5 - 2)$$

N_t ; número de tubos

D_b ; diámetro de haz de tubos en mm

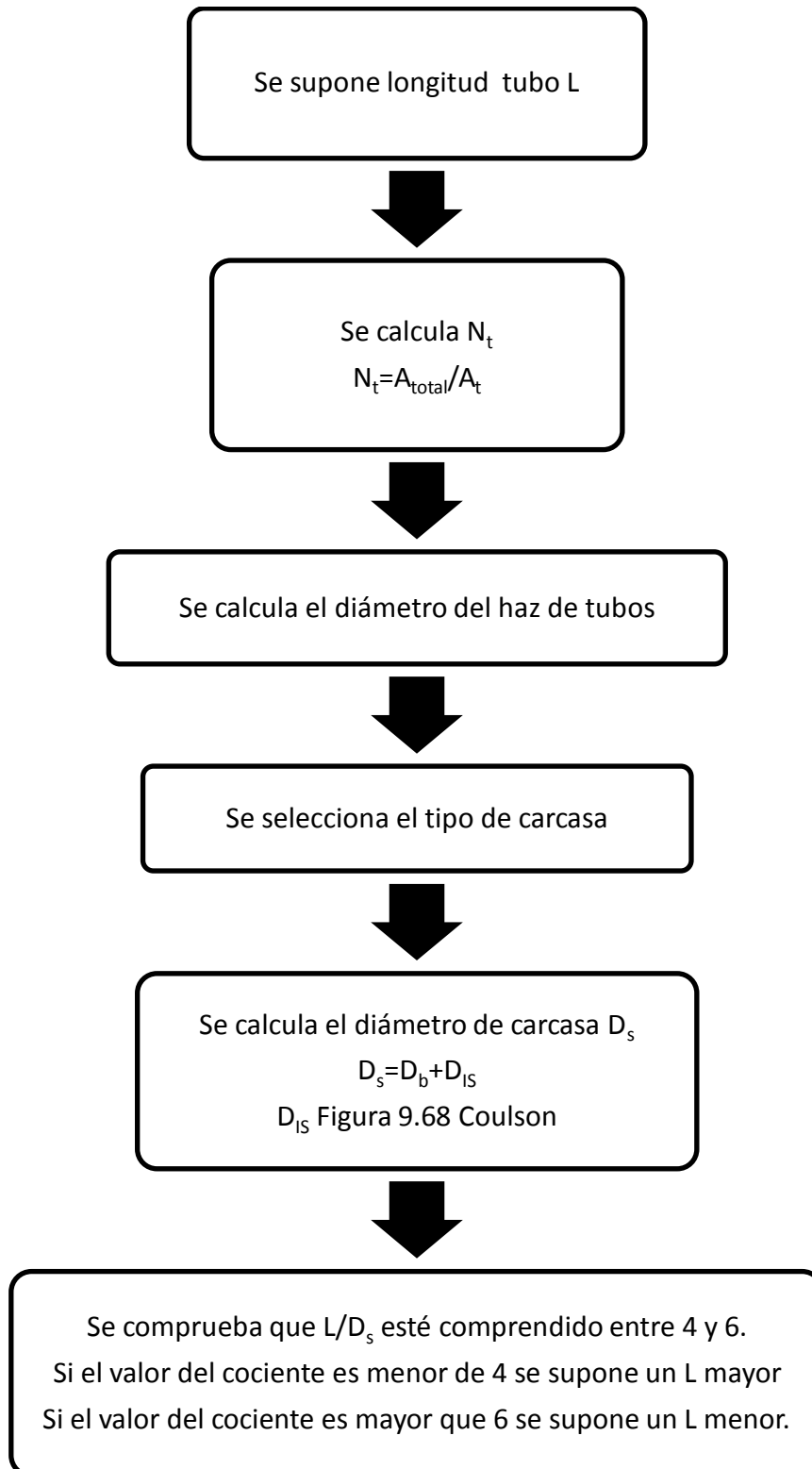
D_E ; Diámetro exterior en mm

Se selecciona un paso por carcasa.

10.13.6 Cálculo de la superficie de intercambio de 1 tubo (A_t)

$$A_t = \pi D_E L \quad (10.20.6 - 1)$$

- Metodología



10.13.7 Selección del número de pasos por tubo

$$v_t = \frac{m_t}{\rho A_{\text{paso1tubo}} N_{tp}} \quad (10.13.7 - 1)$$

$$N_{tp} = \frac{N_t}{n_{pt}} \quad (10.13.7 - 2)$$

$$A_{\text{paso1tubo}} = \frac{\pi}{4} D_I^2 \quad (10.13.7 - 3)$$

N_{tp} ; Número de tubos por paso

10.13.8 Selección de la velocidad típica

- **Velocidades típicas**

- Líquido por tubo:

Líquido de proceso entre 1 y 2 m/s máximo 4 m/s si se evita el ensuciamiento. Agua entre 1,5 y 2,5 m/s.

- Líquido por carcasa:

Entre 0,3 y 1 m/s.

- Vapores:

Depende de la presión de operación y de la densidad del gas.

Vacío → 50-70m/s

Presión atmosférica 10-30m/s

Alta presión 5-10 m/s

$$N_{tp} = \frac{m_t}{\rho A_{\text{paso1tubo}} v_t} \quad (10.13.8 - 1)$$

$$n_{tp} = \frac{N_t}{N_{tp}} \quad (10.13.8 - 2)$$

10.13.9 Determinación de U del intercambiador a partir de coeficientes individuales

- Sección de paso

$$A_{\text{paso1tubo}} = \frac{\pi}{4} D_I^2 \quad (10.13.9 - 1)$$

$$A_{pasot} = N_t \frac{A_{paso1tubo}}{n_{pt}} \quad (10.13.9 - 2)$$

- Diámetro equivalente de tubos

$$d_{eq} = D_I (10.13.9 - 3)$$

- Caudal másico por unidad de área

$$G_{tubo} = \frac{m_t}{A_{pasot}} \quad (10.13.9 - 4)$$

- Cálculo de los números de Reynolds

$$Re_t = \frac{D_I G_{tubo}}{\mu} \quad (10.13.9 - 5)$$

$$Pr_t = \frac{C_p \mu}{k} \quad (10.20.9 - 6)$$

- Cálculo del coeficiente individual de transmisión de calor lado tubo

$$\frac{h_t D_I}{k} = j_h Re Pr^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (10.13.9 - 7)$$

Jh se obtiene de la tabla 9.77 del Coulson.

- Cálculo del área transversal de la carcasa A_{st}

$$A_{ST} = \frac{l_b D_s (pitch - D_E)}{pitch n_{ps}} \quad (10.13.9 - 8)$$

N_{ps} ; número de pasos por carcasa.

- Cálculo del caudal másico por unidad de área y de la velocidad de carcasa

$$G_s = \frac{M_s}{A_{ST}} \quad (10.13.9 - 9)$$

$$v_s = \frac{M_s}{A_{ST} \rho_s} \quad (10.13.9 - 10)$$

- Cálculo del diámetro equivalente de carcasa

$$d_{eq} = \frac{1.10}{D_E} (pitch^2 - 0.917 D_E^2) \quad (10.13.9 - 11)$$

- Cálculo de Reynolds de carcasa (Re_s)

$$Re_s = \frac{d_{eq} G_s}{\mu_s} \quad (10.13.9 - 12)$$

- Cálculo del coeficiente individual de transmisión de calor

$$\frac{h_s d_{eq}}{k} = j_h Re Pr^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (10.13.9 - 13)$$

j_h ; Se obtiene de la gráfica 9.81 del Coulson.

- Cálculo del coeficiente global U

$$\frac{1}{U_R} = \frac{1}{h_s} + \frac{1}{R_s} + \frac{D_E \ln\left(\frac{D_E}{D_I}\right)}{2k} + \frac{D_E}{D_I} \frac{1}{R_t} + \frac{D_E}{D_I} \frac{1}{h_t} \quad (10.13.9 - 14)$$

10.13.10 Diseño mediante el software ASPEN ExchangerDesign& Rating

Se utiliza el software *ASPEN ExchangerDesign& Rating (EDR)* para realizar el diseño riguroso de todos los intercambiadores de calor de la planta, puesto que resulta de gran ayuda y proporciona unos resultados claros y fiables. Con este programa se obtienen todos los datos necesarios para especificar un intercambiador de calor, como la superficie de intercambio de calor, el calor a intercambiar, las dimensiones de la coraza y los tubos, y todo tipo de sutilezas muy valorables.

A continuación se expone el procedimiento a seguir, con diversos pasos opcionales, para conseguir un diseño estricto del equipo de transferencia de calor en cuestión.

10.13.10.1 Parámetros generales del intercambiador

Este es el primer paso a realizar en el momento de empezar el diseño del equipo con el software EDR. Se ingresan datos u opciones como por dónde circula el fluido caliente o el tipo de aplicación del equipo (con o sin cambio de fase). En la figura 10.13.10.1-1 se muestra una imagen de esta pantalla.

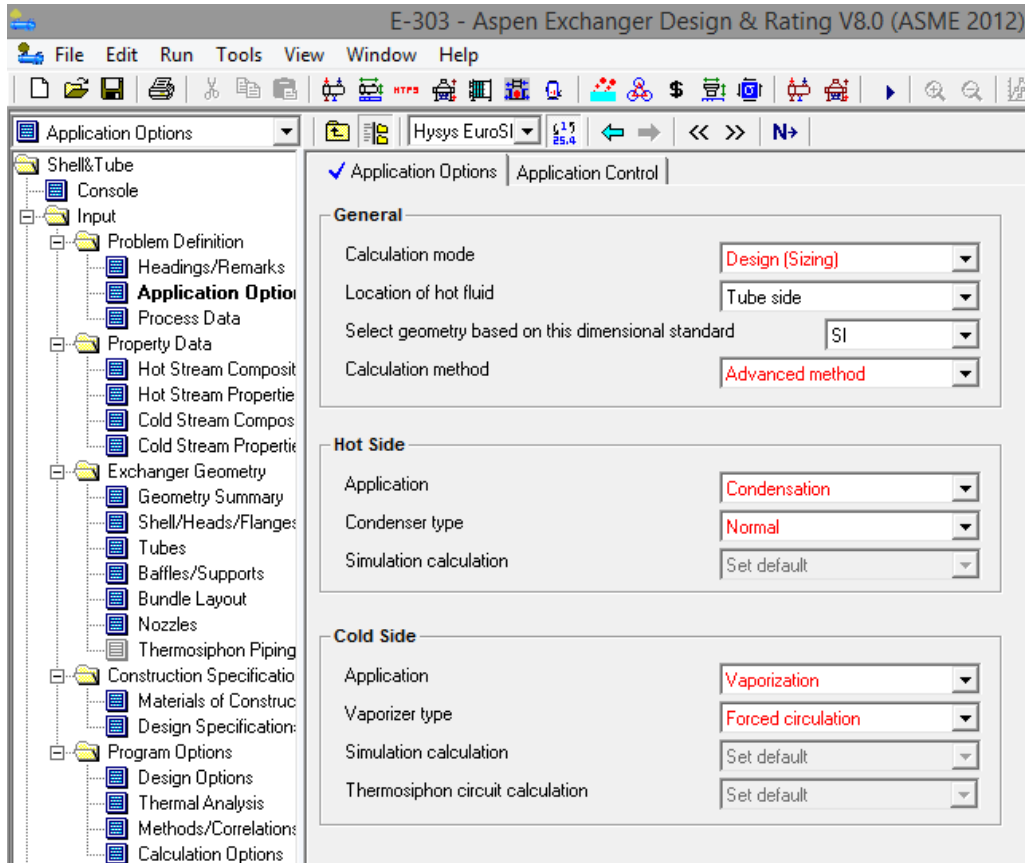


Figura 10.13.10.1-1 Opciones de diseño del intercambiador

A continuación, se introducen los datos conocidos de los corrientes que circulan a través de la coraza y de los tubos, como las temperaturas de entrada y salida, las presiones de operación o la fracción de vapor en cada uno de los corrientes a la entrada y a la salida, tal y como se muestra en la figura 10.13.10.1-2.

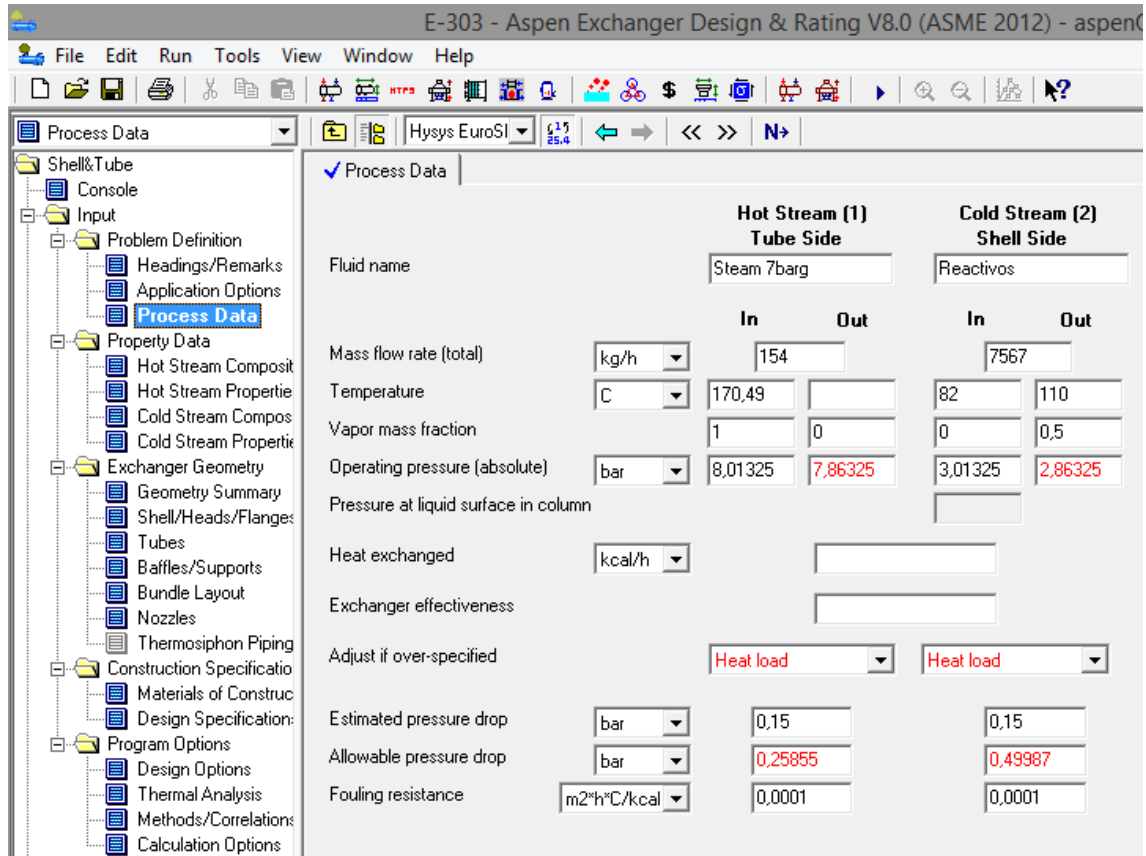


Figura 10.13.10.1-2 Datos de los corrientes que circulan a través del intercambiador de calor

10.13.10.2 Propiedades de los fluidos

Una vez introducidos estos datos, se procede a generar las propiedades de cada uno de los fluidos que actúan en el intercambiador. Esto se realiza mediante el paquete de fluidos que trae el software, como se muestra en la figura 10.13.10.2-1 para el fluido caliente y en la figura 10.13.10.2-2 para el fluido frío.

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Temperature	C	169.71	169.79	169.87	169.95	170.02	170.1	170.18	170.26	170.34	170.41	170.49
Liquid density	kg/m ³	804.89	804.82	804.74	804.66	804.59	804.5	804.43	804.35	804.27	804.19	804.12
Liquid specific heat	kJ/(kg·K)	4.30	4.30	4.30	4.301	4.301	4.301	4.302	4.302	4.302	4.303	4.304
Liquid viscosity	cp	0.1588	0.1588	0.1587	0.1586	0.1585	0.1584	0.1584	0.1583	0.1582	0.1581	0.1581
Liquid thermal cond.	W/(m·K)	0.6811	0.6811	0.6811	0.681	0.681	0.681	0.681	0.6809	0.6809	0.6809	0.6808
Liquid surface tension	dynes/cm	44.5	44.5	44.5	44.5	44.4	44.4	44.4	44.4	44.4	44.4	44.3
Liquid molecular weight		18.0151	18.0151	18.0151	18.0151	18.0151	18.0151	18.0151	18.0151	18.0151	18.0151	18.0151
Specific enthalpy	kcal/kg	0	0.08	0.16	0.25	0.33	0.41	0.49	0.57	0.65	0.74	0.82
Vapor mass fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1
Vapor density	kg/m ³											3.91
Vapor specific heat	kJ/(kg·K)											2.812
Vapor viscosity	cp											0.0146
Vapor thermal cond.	W/(m·K)											0.0304
Vapor molecular weight												18.0151

Figura 10.13.10.2-1 Propiedades del corriente caliente

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Temperature	C	82	84.21	86.41	88.6	90.78	92.95	95.1	97.25	99.39	101.51	103.63
Liquid density	kg/m ³	878.09	873.98	871.87	867.77	867.68	865.58	863.49	861.4	859.32	857.24	855.16
Liquid specific heat	kJ/(kg·K)	1.688	1.677	1.666	1.654	1.703	1.712	1.72	1.729	1.737	1.746	1.754
Liquid viscosity	cp	0.4763	0.4652	0.4545	0.4443	0.4344	0.4248	0.4155	0.3961	0.3868	0.3818	0.374
Liquid thermal cond.	W/(m·K)	0.1215	0.121	0.1205	0.12	0.1194	0.1189	0.1184	0.1179	0.1173	0.1168	0.1163
Liquid surface tension	dynes/cm	23.4	23.2	23	22.7	22.5	22.3	22	21.8	21.6	21.4	21.1
Liquid molecular weight		105.0214	105.0214	105.0214	105.0214	105.0214	105.0214	105.0214	105.0214	105.0214	105.0214	105.0214
Specific enthalpy	kcal/kg	0	0.9	1.81	2.71	3.62	4.52	5.43	6.33	7.23	8.14	9.04
Vapor mass fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Vapor density	kg/m ³											
Vapor specific heat	kJ/(kg·K)											
Vapor viscosity	cp											
Vapor thermal cond.	W/(m·K)											
Vapor molecular weight												
Liquid 2 mass fraction												
Liquid 2 density	kg/m ³											
Liquid 2 specific heat	kJ/(kg·K)											
Liquid 2 viscosity	cp											
Liquid 2 thermal cond.	W/(m·K)											
Liquid 2 surface tension	dynes/cm											
Liquid 2 molecular weight												

Figura 10.13.10.2-2 Propiedades del corriente frío

10.13.10.3 Geometría del intercambiador de calor

En este apartado se debe definir qué tipo de geometría tendrá el intercambiador que se está diseñando, pudiendo elegir entre las diferentes opciones de cabezal y coraza que presenta el manual *TEMA* de intercambiadores de calor, el diámetro externo y el espesor de los tubos, el pitch de los tubos o los tipos de baffles que se utilizan, entre otras opciones. En la figura 10.13.10.3-1 se muestra un resumen de estas opciones.

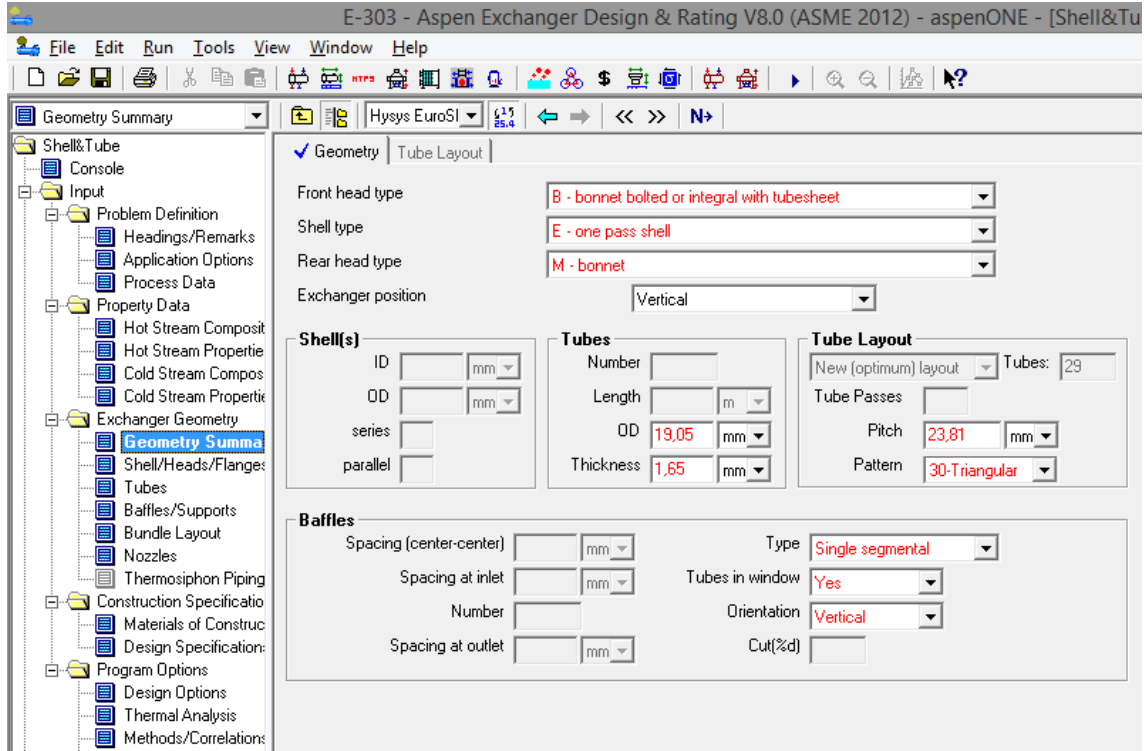


Figura 10.13.10.3-1 Opciones de la geometría del intercambiador de calor

10.13.10.4 Material de construcción de los componentes del intercambiador de calor

El último punto a definir es el de los materiales de construcción de los diferentes componentes del equipo. Se define manualmente y siempre teniendo en cuenta los tipos de fluidos que circulan por tubos y por coraza. En la figura 10.13.10.4-1 se muestra la elección de los materiales y en la figura 10.13.10.4-2 se muestran códigos y estándares de diseño del intercambiador de calor.

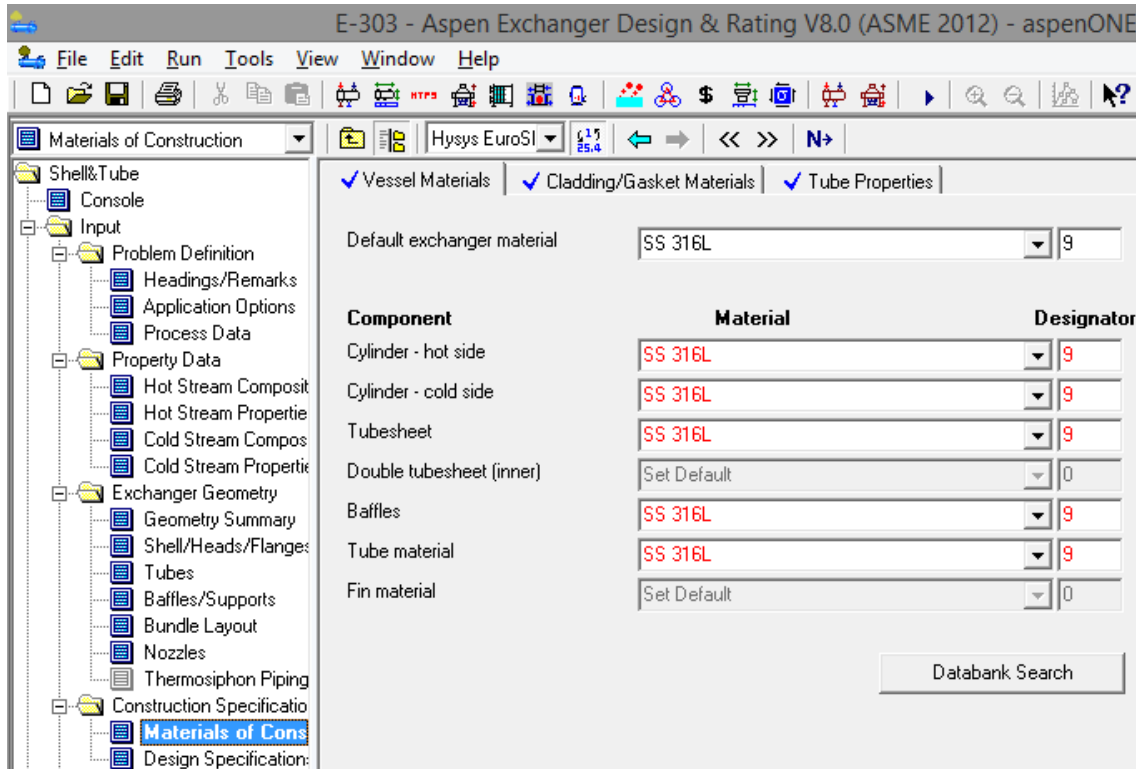


Figura 10.13.10.4-1 Materiales de construcción del equipo

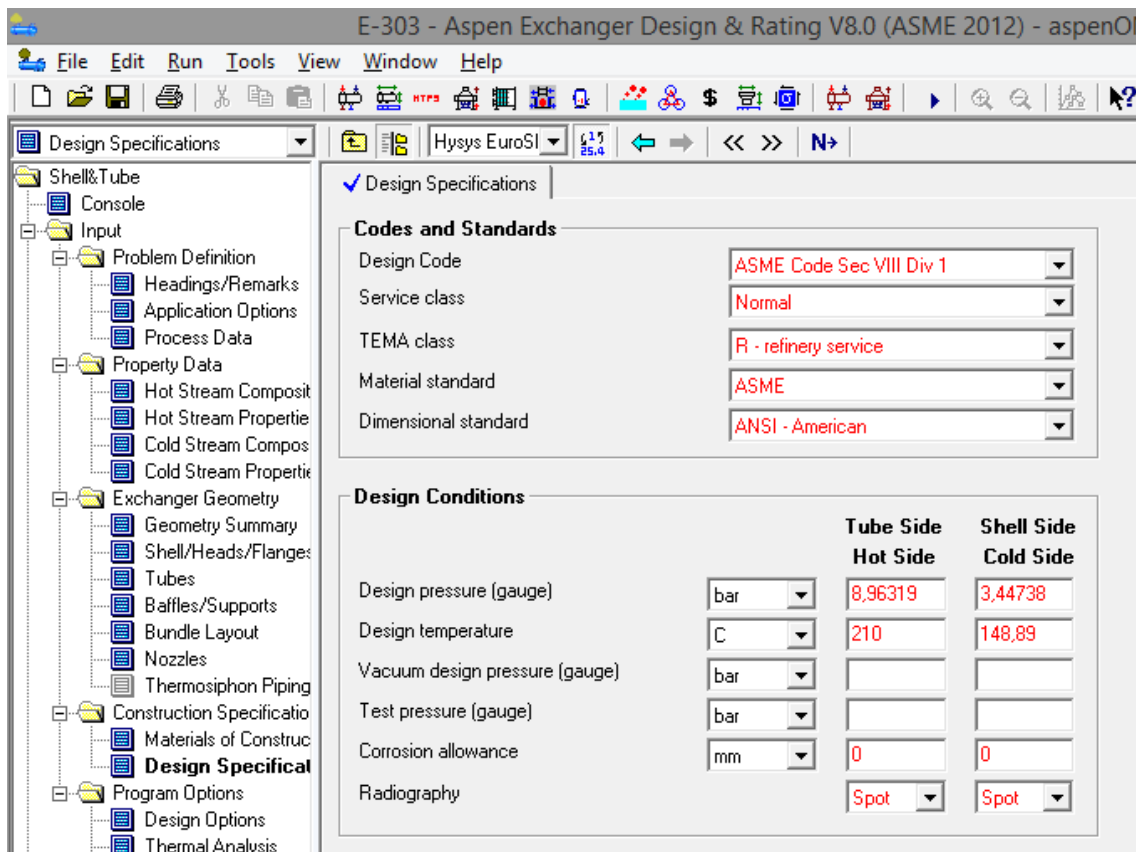


Figura 10.13.10.4-2 Códigos y estándares

10.14 SERPENTÍN INTERNO E-220/1/2

La función del serpentín interno instalado en los tanques de almacenamiento de MIC es mantener la temperatura del mismo entorno a $-10\text{ }^{\circ}\text{C}$ para evitar reacciones de polimerización.

Dado que los tanques están aislados y enterrados la pérdida de calor es mínima.

Cálculo de pérdidas de calor:

Tabla 10.14-1 Perry Handbook. Tabla 11-1

U global ($\text{W}/\text{m}^2\cdot\text{k}$)	2
A (m^2)	75,4
Tamb ($^{\circ}\text{C}$)	0
Tint ($^{\circ}\text{C}$)	-7
Q (W)	1262,446

Dado que aportar de manera continua este calor perdido parece poco útil, se diseñará un sistema de control para que el serpentín interno aporte frío cuando la temperatura alcance los -5°C y pare su aportación al alcanzar los -8°C .

El diseño se realiza con ayuda del Perry Handbook para enfriamiento isotérmico sin cambio de fase.

Cooling-in-Tank or Jacketed Vessel: Isothermal Cooling Medium

$$\ln(T_1 - t_1)/(T_2 - t_1) = UA\theta/MC \quad (11-35a)$$

Nomenclature (Use consistent units.) A = heat-transfer surface; C, c = specific heats of hot and cold fluids respectively; L_0 = flow rate of liquid added to tank; M = mass of fluid in tank; T, t = temperature of hot and cold fluids respectively; T_1, t_1 = temperatures at beginning of heating or cooling period or at inlet; T_2, t_2 = temperature at end of period or at outlet; T_0, t_0 = temperature of liquid added to tank; U = coefficient of heat transfer; and \dot{W}, w = flow rate through external exchanger of hot and cold fluids respectively.

Figura 10.14-1 Extracto del Perry Handbook

El fluido refrigerante es el utilizado en la planta como fluido frío (NBA) que no presenta problemas en caso de entrar en contacto con el MIC.

Tabla 10.14-2 Temperatura de los fluidos

Temperatura de fluidos			
NBA Inlet Temperature	-25	°C	t1
NBA Outlet Temperature	-10	°C	t2
Initial Vessel Temperature	-5	°C	T1
Final Vessel Temperature	-7	°C	T2

Tabla 10.14-3 Perry Handbook Tabla 11-2

Datos de intercambiador	
U (W/m ² K)	400
Superficie de intercambio (m ²)	2,8
Calor intercambiado (KJ/h)	20358

Tabla 10.14-4 Datos de proceso

Datos proceso	
Densidad (kg/m ³)	816,1
Cp (kJ/kg K)	1,66
Volumen (m ³)	60
Masa (kg)	48966

Tabla 10.14-5 Temperatura del tanque en función del tiempo

Tiempo (h)	Temperatura en tanque (°C)
0,2	-5
0,4	-5,111
0,6	-5,276
0,8	-5,494
1	-5,764
1,2	-6,082

1,4	-6,447
1,6	-6,855
1,8	-7,304
2	-7,789
2,2	-8,307
2,4	-8,855
2,6	-9,429

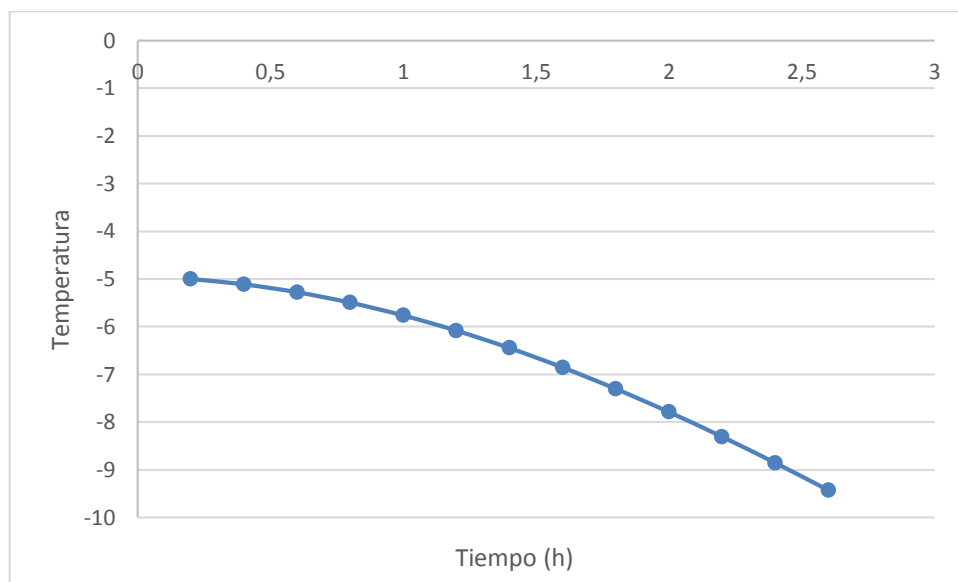


Figura 10.14-2 Representación de la temperatura del tanque en función del tiempo

En 2 horas recuperará la temperatura.

Calor intercambiado en una hora

$$q = mCp\Delta T = 62117 \frac{kJ}{h}$$

Caudal de fluido refrigerante:

$$m = \frac{q}{Cp\Delta T} = 2372 \text{ kg NBA}$$

10.15 SILOS DE PRODUCTOS SÓLIDOS

En la planta de producción tan solo se tienen dos materias en estado sólido, una de ellas es el 1-naftol, materia prima utilizada en el área 300 de producción. Esta materia prima viene en big-bag de 100kg y se introduce en una tolva de 4 m³ para poder mantener la continuidad en la producción, ya que se requieren de más de 19 m³ al día de 1-naftol.

La otra materia que se tiene en estado sólido y que por tanto precisa de silos para su almacenamiento es nuestro producto de interés, el SEVIN. Para el cálculo de las dimensiones de los silos de almacenamiento de SEVIN se tiene en cuenta un volumen de producción de 1458,5 kg/h. Debido a que el proceso de fabricación y envasado es continuo, no se requerirá un gran número de silos, a priori, para el almacenamiento del SEVIN.

10.15.1 Silos de almacenamiento de SEVIN

10.15.1.1 Dimensionamiento del silo

- Volumen de SEVIN a almacenar producido en un día:

$$1458,5 \text{ kg/h} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1200 \text{ kg}} = 1,215 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$1,215 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 24\text{h} = 29,17\text{m}^3 \text{ de SEVIN}$$

Por tanto, cogeremos como volumen del silo a dimensionar 30 m³.

- Cálculo del diámetro del silo:

$$V_{\text{silo}} = V_{\text{cilindro}} + V_{\text{cono}} = \frac{\pi}{4} \cdot D_e^2 \cdot L + \frac{\pi}{12} \cdot D_e^2 \cdot L$$

$$L = \frac{D_e}{2 \cdot \tan \alpha}$$

Se considera un ángulo α de 45°, de manera que se obtiene un diámetro:

$$D_e = \left(\frac{V}{\frac{1,5}{4} \cdot \pi + \frac{\pi}{24 \cdot \tan \alpha}} \right)^{\frac{1}{2}}$$

- Cálculo de la altura del cilindro:

$$\text{Altura del cilindro} = 1,5 \cdot D_e$$

- Cálculo de la altura del fondo cónico:

$$\text{Altura cono} = \frac{D_e}{2 \cdot \tan \alpha}$$

- Cálculo de la altura total del silo:

$$\text{Altura del silo} = \text{altura cilindro} + \text{altura cono}$$

10.15.1.2 Diseño mecánico

- Superficie del cilindro:

$$\text{Superficie del cilindro} = \pi \cdot D_e \cdot \text{Altura cilindro}$$

- Cálculo del volumen del cilindro:

Se considera el espesor del silo de 5 mm.

$$\text{Volumen acero cilindro} = \text{Superficie cilindro} \cdot 0,005$$

- Cálculo de la superficie del fondo cónico:

$$\text{Superficie cono} = \pi \cdot \frac{D_e}{2} \left(\frac{D_e^2}{4} + L^2 \right)$$

- Cálculo del volumen de acero del fondo cónico:

Se considera un espesor de 5 mm.

$$\text{Volumen de acero del cono} = \text{Superficie del cono} \cdot 0,005$$

- Cálculo del volumen total de acero:

$$\text{Volumen total} = \text{volumen acero cilindro} + \text{volumen acero fondo}$$

- Peso del silo vacío:

$$\text{Peso silo vacío} = \text{Volumen total acero} \cdot \text{densidad acero (316)}$$

- Peso del silo lleno de agua:

$$\text{Peso silo con agua} = \text{Peso silo vacío} + \text{densidad agua} \cdot \text{Vsilo}$$

- Cálculo del peso del silo lleno de producto:

$$\text{Peso del silo lleno} = \text{Peso silo vacío} + \text{densidad SEVIN} \cdot \text{Vsilo}$$

Una vez aplicadas todas las fórmulas de cálculo presentada anteriormente se obtienen los resultados que muestra la tabla 10.15.1.2-1 que aparece a continuación.

Tabla 10.15.1.2-1 Resultados del cálculo para el diseño de los silos de SEVIN

Datos de diseño	Silo de 30 m ³
Diámetro (m)	4,88
Altura del cilindro (m)	7,32
Altura del fondo cónico (m)	1,51
Altura total (m)	8,83
Superficie del cilindro (m ²)	112,3
Volumen de acero del cilindro (m ³)	0,5615
Superficie del fondo cónico (m ²)	22
Volumen de acero del fondo (m ³)	0,11
Volumen total del acero (m ³)	0,67
Peso del silo vacío (kg)	5277,69
Peso del silo lleno de agua (kg)	35277,69
Peso del silo lleno de SEVIN (kg)	41277,69

Teniendo en cuenta las características de la planta, que produce y envasa en continuo, se ha decidido utilizar tan solo dos silos de 30 m³ para el almacenamiento del SEVIN.

10.15.2 Silos de almacenamiento de 1-Naftol

Para el cálculo de los silos o tolvas de almacenamiento del naftol, o más bien para dar continuidad a su entrada en los tanques de mezcla, se ha seguido exactamente el mismo procedimiento que para los silos de almacenamiento de SEVIN.

En la tabla 10.15.2-1 se muestran los resultados de los cálculos del diseño de la tolva de 1-Naftol encargada de suministrar esta materia prima al tanque de mezcla.

Tabla 10.15.2-1 Resultados del cálculo para el diseño del silo de 1-Naftol

Datos de diseño	Silo de 4 m ³
Diámetro (m)	1,78
Altura del cilindro (m)	2,67
Altura del fondo cónico (m)	0,55
Altura total (m)	3,22
Superficie del cilindro (m ²)	14,97
Volumen de acero del cilindro (m ³)	0,075
Superficie del fondo cónico (m ²)	2,93
Volumen de acero del fondo (m ³)	0,015
Volumen total del acero (m ³)	0,090
Peso del silo vacío (kg)	703,69
Peso del silo lleno de agua (kg)	4703,69
Peso del silo lleno de Naftol (kg)	5583,69

El diseño mecánico de los Silos de almacenamiento ha sido realizado acorde con el código ASME y de igual manera que los tanques TM-301/2/3.

10.16 BOMBAS

Las bombas diseñadas son en su mayoría centrífugas. Disponen de un “mini flow” para proteger la bomba y que no opere, si es posible, a su presión de shut-off (Q=0).

Para su diseño, se ha estimado el cabezal de la bomba calculando la presión descarga y la presión de aspiración.

Para el cálculo se ha seguido el siguiente sketch.

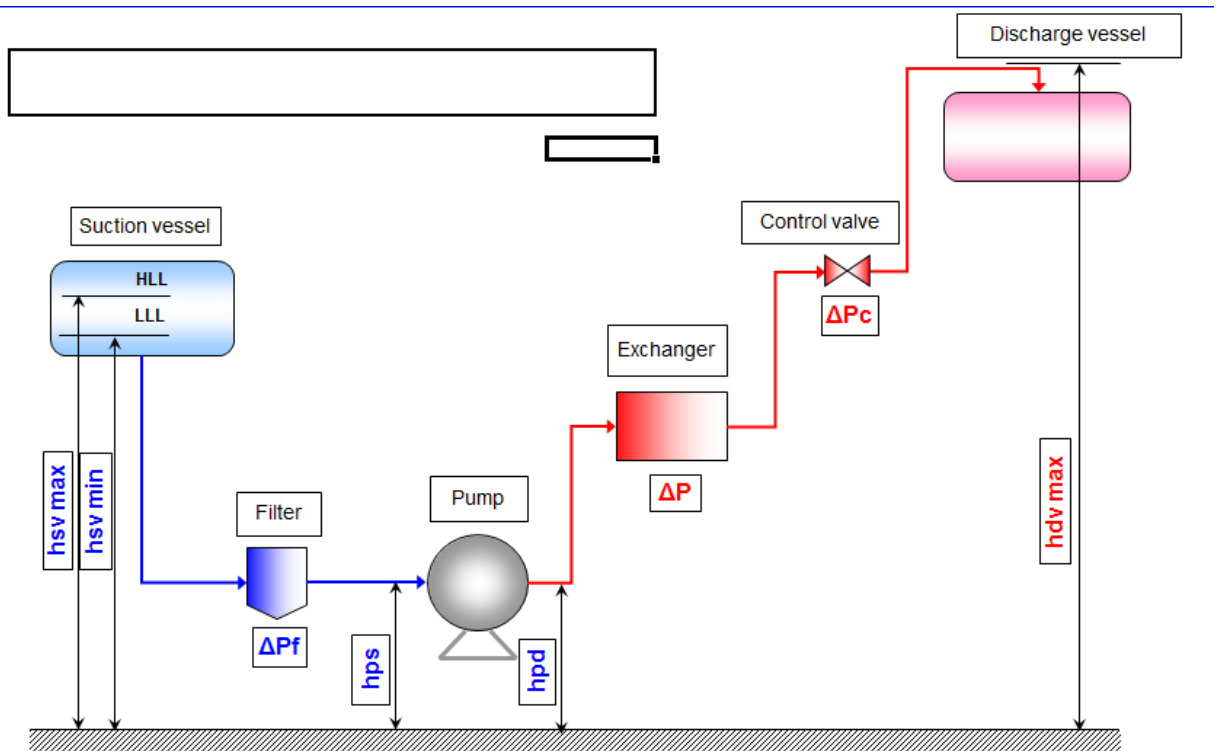


Figura 10.16-1 Representación gráfica de la instalación de las bombas

Cálculo de la presión de descarga (Pd)

$$Pd(bar) = Pop\ discharge\ vessel + \frac{(hdv\ max - hpd) \times \rho}{10.2} + \Delta Pline + \Delta P\ accesorios$$

Cálculo de la presión de aspiración (Ps)

$$Ps(\text{bar}) = P_{op \text{ suction vessel}} + \frac{(h_{sv \text{ min}} - h_{ps}) \times \rho}{10.2} - \Delta P_{line} - \Delta P_{accesorios}$$

Cálculo NPSH

$$NPSH = (P_{min \text{ op suction vessel}} - P_v) \cdot \frac{10.2}{\rho} + (h_{sv \text{ min}} - h_{ps}) - (\Delta P_{line} + \Delta P_{acc}) \cdot \frac{10.2}{\rho}$$

Cálculo del cabezal de la bomba

$$\Delta H(m) = (P_d - P_s) \cdot \frac{10.2}{\rho}$$

Siendo,

- ρ , densidad en kg/l
- 10.2, factor para convertir m a bar
- ΔP_{line} , pérdida de carga de la línea, estimada sobre la implantación preliminar
- $\Delta P_{accesorios}$, pérdida de carga de los instrumentos, equipos, válvulas del recorrido, considerando, las siguientes pérdidas de carga.
 - Caudalímetro: $\Delta P=0.3 \text{ bar}@Q_{max}$
 - Intercambiador: $\Delta P=0.7 \text{ bar}@Q_{max}$, o el indicado en la hoja de especificación
 - Válvula de control (líquidos): $\Delta P=0.7 \text{ bar}@Q_{max}$. Este valor es la pérdida de carga mínima admisible considerada por el proyecto para líquidos para que permita un correcto funcionamiento (en cuanto a regulación) de la válvula.
 - Válvula de control (gases): $\Delta P=0.3 \text{ bar}@Q_{max}$. Este valor es la pérdida de carga mínima admisible considerada por el proyecto para gases para que permita un correcto funcionamiento (en cuanto a regulación) de la válvula.

Presión de diseño de descarga de la línea y estimación de potencia.

Con los cálculos estimados y con ayuda del distribuidor Sulzer, seleccionamos bombas de su catálogo, lo que ayuda a obtener la potencia instalada, consumida y transmitida (y la eficiencia) de la bomba y la presión de diseño de la línea de descarga sin necesidad de estimarla con ayuda de la curva “real” de la bomba.

10.16.1 Soplantes

El secado del producto final se realiza con aire impulsado por una soplante. Esta soplante forma parte de una unidad paquete y será dimensionada por el paquetista, de acuerdo al mayor conocimiento de los equipos que suministra y las necesidades de caudal/presión de aire requerido.

10.16.2 Compresores

De igual manera, en la planta se requieren compresores para realizar diferentes funciones, principalmente para la provisión de servicios (aire, chiller). Estos vendrán diseñados y especificados por los suministradores.

10.17 TORRE DE REFRIGERACIÓN CT-801

En este apartado se expone la metodología de cálculo para el diseño de una torre de refrigeración, encargada de abastecer todas las necesidades de agua de refrigeración de la planta.

La cantidad de agua de refrigeración necesaria en la planta se estima de 43 m³/h, así que se establece un caudal de operación de 45 m³/h, teniendo en cuenta ya las pérdidas de agua por evaporación y otros motivos.

Datos conocidos y obtenidos de la bibliografía:

- Caudal de entrada de agua, L_e : 45 m³/h
- Temperatura del agua de entrada, $T_{l,e}$: 40 °C
- Temperatura del agua de salida, $T_{l,s}$: 25 °C
- Temperatura media del aire de entrada, $T_{g,e}$: 20 °C
- Humedad relativa del aire de entrada: 72%

- Humedad absoluta del aire de entrada, Y_e : 0,0105119 kg H₂O/kg aire
- Flujo másico de agua, L_e/A : 8000 kg/(h·m²)
- Coeficiente de transferencia de materia, k_a : 9280 kg/(h·m³)
- Coeficiente de transferencia de calor, h_a : 18000 W/(m³·°C)
- Caudal de aire de operación, G_{op} : 1,5· G_{min}

Lo primero que se puede extraer de estos datos es, conociendo el flujo másico de agua por metro cuadrado de torre y el caudal de agua a enfriar, el área que tiene la torre de refrigeración:

$$A = \frac{L_e}{\frac{L_e}{A}} = \frac{45000 \frac{kg}{h}}{8000 \frac{kg}{h \cdot m^2}} = 5,625 m^2 \quad (10.18 - 1)$$

Se puede calcular la entalpía del gas a la entrada utilizando la expresión simplificada para un sistema aire-agua:

$$H_{y,e} = (0,24 + 0,46 \cdot Y_e) \cdot T_{g,e} + 597,2 \cdot Y_e \quad (10.18 - 2)$$

$$\begin{aligned} H_{y,e} &= \left(0,24 + 0,46 \cdot 0,0105119 \frac{kg H_2O}{kg aire} \right) \cdot 20 \text{ } ^\circ C + 597,2 \cdot 0,0105119 \frac{kg H_2O}{kg aire} \\ &= 11,174 \frac{kcal}{kg} \end{aligned}$$

Se obtiene el diagrama de equilibrio del sistema aire-agua de libro *J.Ocon, G.Tojo. Problemas de Ingeniería Química: Operaciones Básicas. Ed. AGUILAR*. Se puede trazar el pendiente mínimo de operación a partir de la temperatura de salida del líquido y la entalpía del gas de entrada, y con este pendiente mínimo, calcular el pendiente de operación y trazar la línea operatoria, como se muestra en la figura 10.18-1

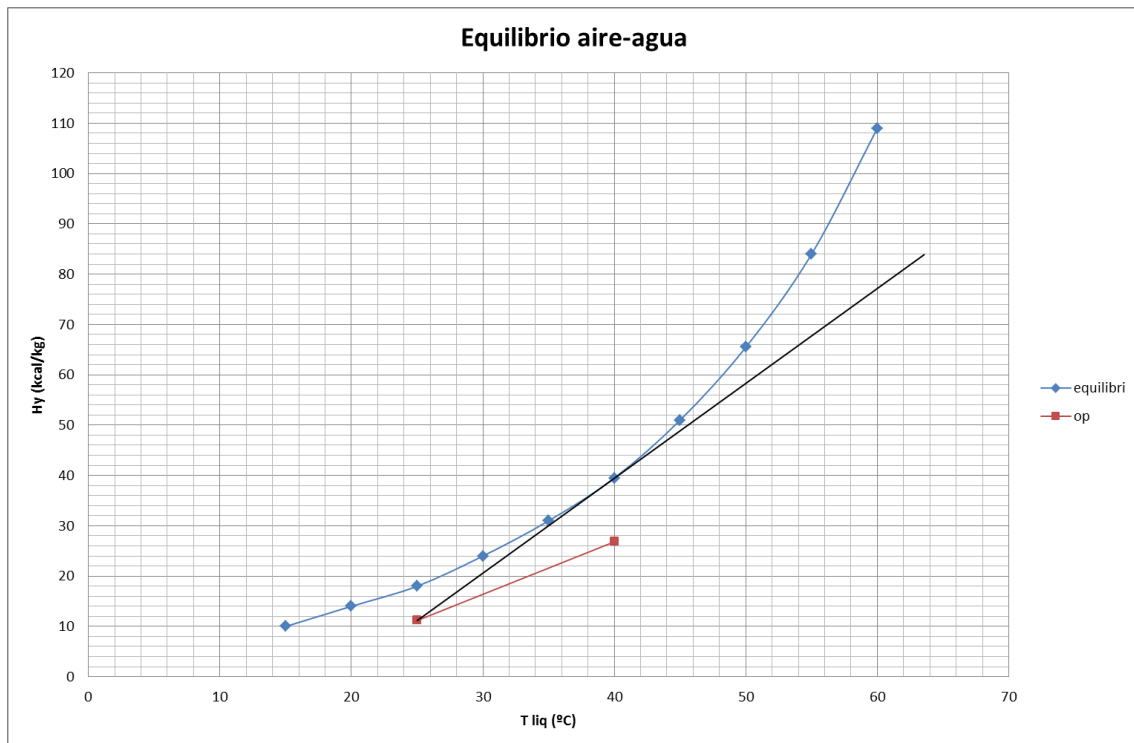


Figura 10.18-1 Equilibrio del sistema aire-agua

El pendiente mínimo y el pendiente de operación se calculan a partir de las expresiones 10.18-3 y 10.18-4.

$$\frac{L}{G_{min}} = \frac{\Delta H_y}{\Delta T_l} \quad (10.18 - 3)$$

$$\frac{L}{G_{op}} = \frac{L}{G_{min}} \cdot \frac{1}{1,5} \quad (10.18 - 4)$$

$$\frac{L}{G_{min}} = \frac{58,1 - 11,174}{50 - 20} = 1,564$$

$$\frac{L}{G_{op}} = 1,564 \cdot \frac{1}{1,5} = 1,043$$

Una vez se conoce el pendiente de operación, es posible calcular el caudal de aire de operación para llevar a cabo el proceso de enfriamiento, y la entalpía del aire a la salida.

$$G_{min} = \frac{L}{1,564} \quad (10.18 - 5)$$

$$G_{op} = 1,5 \cdot G_{min} \quad (10.18 - 6)$$

$$H_{y,s} = \frac{L}{G_{op}} \cdot (T_{l,e} - T_{l,s}) + H_{y,e} \quad (10.18 - 7)$$

$$G_{min} = \frac{45000 \frac{kg}{h}}{1,564} = 28768,700 \frac{kg}{h}$$

$$G_{op} = 1,5 \cdot 28768,700 \frac{kg}{h} = 43153,049 \frac{kg}{h}$$

$$H_{y,s} = 1,043 \cdot (40 - 25) + 11,174 \frac{kcal}{kg} = 26,816 \frac{kcal}{kg}$$

Con los valores de la temperatura del agua a la entrada y la salida y las entalpías de entrada y salida del aire se representa la línea operatoria, como se muestra en la figura 10.18-1.

Para obtener el valor de la altura de la torre de refrigeración, es necesario resolver la ecuación 10.18-8.

$$Z = \frac{L \cdot c_{pl}}{k_l a \cdot A} \cdot \int_{T_{l,s}}^{T_{l,e}} \frac{dT_l}{H_l - H_y} \quad (10.18 - 8)$$

El término H_l que aparece en la integral se refiere a la entalpía del gas en el equilibrio. Estos valores se obtienen de forma gráfica, mediante la expresión del termómetro húmedo y el diagrama de equilibrio del sistema aire-agua, como se muestra en la figura 10.18-2. Los valores obtenidos se muestran en la tabla 10.18-1.

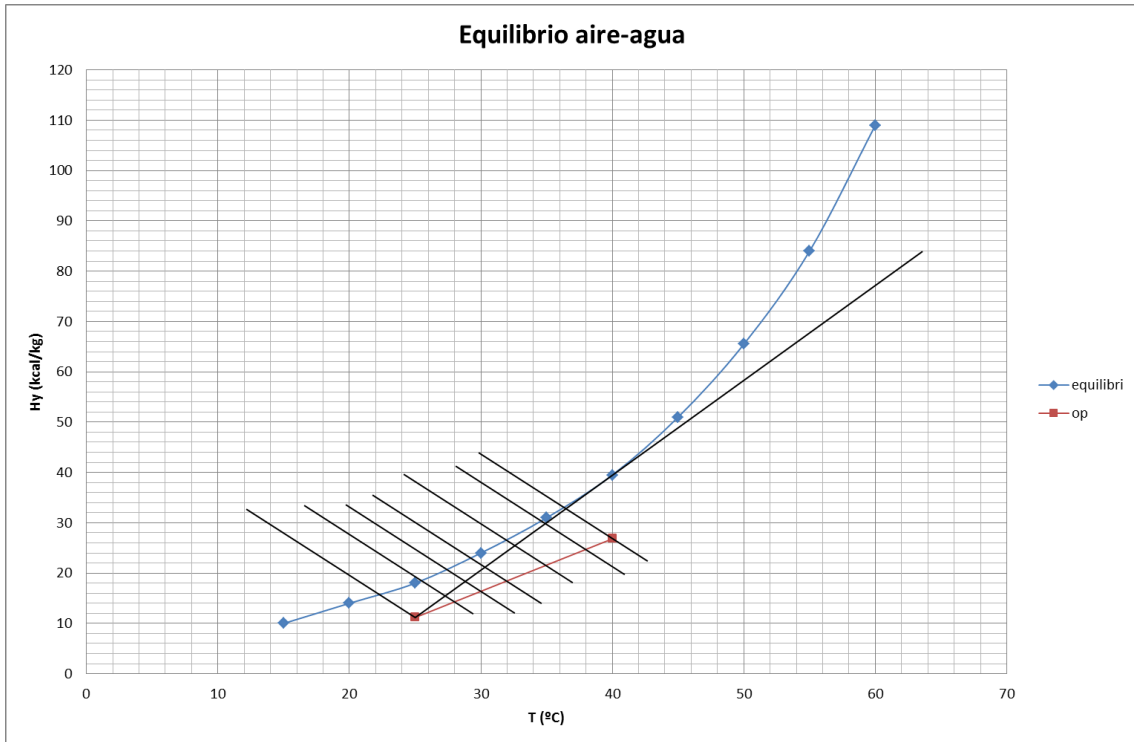


Figura 10.18-2 Obtención de los valores de H_i

El pendiente de las líneas trazadas para obtener los valores de H_i se obtiene a partir de la expresión del termómetro húmedo, 10.18-9.

$$\frac{H_y - H_l}{T_l - T_i} = -\frac{h_l}{PM_g k_y} \quad (10.18 - 9)$$

$$-\frac{h_l}{PM_g k_y} = -\frac{18000 \frac{W}{m^3 \cdot ^\circ C} \cdot \frac{1 \text{ kcal}}{4180 W}}{9280 \frac{kg}{h \cdot m^3} \cdot \frac{1 h}{3600 s}} = -1,671$$

Una vez obtenidos los valores resultantes tras trazar las líneas en el diagrama, se resuelve la integral mediante trapecios. En la tabla X.Y-1 se muestran los valores y resultados obtenidos.

Tabla 10.18-1 Datos obtenidos del diagrama de equilibrio del sistema aire-agua

T_i	H_y (kcal/kg)	H_i (kcal/kg)	$1/(H_i-H_y)$	Trapecios
25	11,1744162	15,9	0,21161406	0,6662583
28	14	18,3	0,23255814	0,46511628
30	16,1	20,4	0,23255814	0,44089147

32	18,2	23	0,20833333	0,59027778
35	21,4	26,8	0,18518519	0,55555556
38	24,9	30,3	0,18518519	0,3469037
40	26,8164162	33	0,16171852	-
				3,06500309

El valor de la altura de la torre de refrigeración es:

$$Z = \frac{45000 \frac{kg}{h} \cdot 1 \frac{kcal}{kg \cdot ^\circ C}}{9280 \frac{kg}{h \cdot m^3} \cdot 5,625 m^2} \cdot 3,065 \frac{kg \cdot ^\circ C}{kcal} = 2,642 m$$

Una vez dimensionado el equipo, se procede a la obtención de la temperatura y la humedad del aire a la salida mediante el diagrama psicrométrico, para así estimar la cantidad de agua que se pierde en el sistema por la evaporación y obtener un caudal de agua de repuesto.

$$T_{g,s} = 38 ^\circ C$$

$$Y_s = 0,0425 \frac{kg H_2O}{kg aire}$$

El caudal de agua de reposición se calcula según la ecuación 10.18-10:

$$Q_{H_2O} = G_{op} \cdot (Y_s - Y_e) \quad (10.18 - 10)$$

$$Q_{H_2O} = 43153,049 \frac{kg}{h} \cdot \left(0,0425 \frac{kg H_2O}{kg aire} - 0,0105 \frac{kg H_2O}{kg aire} \right) = 1380,384 \frac{kg}{h}$$

En la tabla 10.18-2 se muestra un resumen de las especificaciones técnicas de la torre de refrigeración deseada.

Tabla 10.18-2 Especificación de la torre de refrigeración CT-801

PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES	
Caudal de entrada de agua (kg/h)	45000
Temperatura de entrada de agua	40
Caudal de salida de agua (kg/h)	43620
Temperatura de salida de agua	25
Caudal de aire de entrada (kg/h)	43153,049
Temperatura de entrada de aire	20
Humedad absoluta del aire de entrada (kg H ₂ O/kg aire)	0,0105
Entalpía del aire de entrada (kcal/kg)	11,174
Caudal de aire de salida (kg/h)	43153,049
Temperatura de salida de aire	38
Humedad absoluta del aire de salida (kg H ₂ O/kg aire)	0,0425
Entalpía del aire de entrada (kcal/kg)	26,816
CARACTERÍSTICAS DE LA TORRE	
Sección (m ²)	5,625
Altura (m)	2,877
Refrigeración (kW)	630

10.18 DIMENSIONAMIENTO DE CUBETOS DE RETENCIÓN

Para el dimensionamiento de los cubetos de retención de las sustancias peligrosas que intervienen en el proceso de producción del SEVIN, se han tenido en cuenta las directrices marcadas por la normativa vigente que marca el RD 379/2001, de 6 de abril, sobre el almacenamiento de productos químicos y sus instrucciones técnicas complementarias, las MIE-APQ.

Cada instrucción técnica MIE-APQ hace referencia al almacenamiento de una clase o tipo de productos químicos determinados, por tanto, es necesario conocer las características de almacenamiento para cada una de las sustancias que necesiten

cubeto de retención, su clasificación (A, B, C, D), capacidad de almacenamiento, número de tanques, etc.

10.18.1 Cubeto de Monometilamina

Los principales peligros asociados a esta sustancia química son:

- Extremadamente inflamable
- Irritante
- Nocivo
- Gas a presión

Propiedades físicas importantes:

- Presión de vapor (20°C) de 3 bar

Datos relativos al almacenamiento:

- Temperatura de almacenamiento de 5°C
- 2 tanques de almacenamiento de MMA

Según esto se puede clasificar a la MMA como producto de clase A, subgrupo A2:

Clase A. Productos licuados cuya presión absoluta de vapor a 15 °C sea superior a 1 bar.

Según la temperatura a que se almacenan puede ser considerada como:

- Subclase A1. Productos de la clase A que se almacenan licuados a una temperatura inferior a 0 °C.*
- Subclase A2. Productos de la clase A que se almacenan licuados en otras condiciones.*

Por tanto, dentro de la normativa aplicable a productos inflamables y combustibles MIE-APQ 1.

Teniendo en cuenta que la planta dispone de dos tanques de almacenamiento de MMA, es necesario atender a la instrucción sobre cubetos correspondiente a los

cubetos para más de un depósito y además fijo, la instrucción MIE-APQ 1 dice lo siguiente:

- *Los recipientes deberán disponer de un cubeto a distancia con la menor superficie libre posible.*
- *Los recipientes estarán en un área rodeada de muretes de entre 0,3 y 1m.*
- *El pendiente de la superficie donde se encuentran los recipientes debe disponer de suficiente pendiente como para vehicular rápidamente el líquido fugado.*
- *Éste no debe pasar por debajo de otros recipientes, tuberías, líneas contra incendios, etc.*
- *El cubeto a distancia deberá contener al menos el 20% de la capacidad global de los recipientes.*

Una característica clave para el diseño del cubeto es por tanto el volumen de producto almacenado, en la tabla 10.18.1-1 que se muestra a continuación aparecen las características de los tanques de almacenamiento de MMA.

Tabla 10.18.1-1. Características tanques almacenamiento de MMA.

Tanques	Capacidad (m³)	Diámetro (m)	Altura (m)
T-102-A	10	1,62	4,68
T-102-B	10	1,62	4,68
Total	20		

Teniendo en cuenta las dimensiones de los tanques de almacenamiento y las directrices que marca la instrucción MIE-APQ 1, pueden ser calculadas las dimensiones del cubeto a distancia de que dispondrán los tanques de almacenamiento de MMA, pero es necesario también conocer las distancias entre tanques que marca la normativa para poder estimar correctamente las medidas del cubeto de retención.

Para recipientes que contienen productos de la clase A2, esta distancia puede ser calculada como 1/4 de la suma de los diámetros, pero si la capacidad global no supera

los 100 m³, se deben tener en cuenta las distancias marcadas en el capítulo VIII del RD sobre las características específicas de almacenamiento de productos de clase A.

La tabla 10.5 es la que aparece en el capítulo VIII, para productos de clase A2.

Tabla 10.18.1-2 Distancias en función de la capacidad global de los depósitos de almacenamiento.

Capacidad global m ³	Distancia a límite de propiedad que puede edificarse, vía pública de comunicación o edificios posteriores		Entre depósitos - Metros	Entre depósitos y bocas de descarga - Metros
	Superficie - Metros	Enterrado - Metros		
Hasta 0,50	3	2	-	3
De 0,51 a 2,50	3	3	1	3
De 2,51 a 10	8	8	1	8
De 10,1 a 100	15	15	1,5	15

En el caso de la MMA, como el cubeto a instalar es un cubeto a distancia, los datos extraídos de esta tabla no afectarán al cubeto, pero sí a la instalación de los muretes que vehiculen los derrames y/o fugas.

Los muretes instalados en la zona de almacenamiento de MMA deberán tener una altura de 0,5 m.

Como dato principal para el cálculo del cubeto se supondrá una retención del 40% de la capacidad máxima de los tanques de almacenamiento.

Tabla 10.18.1-3 Características del cubeto a distancia de los tanques de MMA.

Altura (m)	Anchura (m)	Longitud (m)	Ancho de pared (m)	Volumen calculado (m ³)
1	3	3	0,3	9
Volumen para 40% retención (m³)				8

10.18.2 Cubeto de Tolueno

Los principales peligros asociados a esta sustancia química son:

- Muy inflamable
- Irritante

Propiedades físicas importantes:

- Punto de inflamación 4,4 °C

Datos relativos al almacenamiento:

- 3 tanques de almacenamiento de Tolueno

Según las características del Tolueno este puede ser clasificado como clase B1 por la MIE APQ 1:

Clase B.- Productos cuyo punto de inflamación es inferior a 55 °C y no están comprendidos en la clase A.

Según su punto de inflamación pueden ser considerados como:

Subclase B1.-Productos de clase B cuyo punto de inflamación es inferior a 38 °C.

Subclase B2.-Productos de clase B cuyo punto de inflamación es igual o superior a 38 °C e inferior a 55°C.

Para poder llevar a cabo el cálculo del cubeto de retención de Tolueno hay que tener en cuenta las normativa vigente para los cubetos de retención de más de un depósito y además que estos depósitos son fijos.

El artículo 20 de la MIE APQ 1 sobre cubetos de retención, dice lo siguiente:

Capacidad del cubeto.- Cuando un cubeto contenga un solo recipiente, su capacidad se establece considerando que tal recipiente no existe, es decir, será el volumen de líquido que pueda quedar retenido dentro del cubeto, incluyendo el del recipiente hasta el nivel de líquido en el cubeto.

Cuando un cubeto contenga dos o más recipientes, su capacidad se establece:

Referido al recipiente mayor, considerando que no existe éste, pero sí los demás, es decir, descontando del volumen total del cubeto vacío el volumen de la parte de cada recipiente que quedaría sumergido bajo el nivel del líquido, excepto el del mayor.

Referido a la capacidad global de los recipientes: el volumen total del cubeto, considerando que no existe ningún recipiente en su interior.

Prescripciones particulares. Líquidos de las clases B, C o éstos junto con D. Cuando un cubeto contenga un solo recipiente, su capacidad será igual al 100 por 100 de la capacidad del mismo.

Cuando varios recipientes se agrupan en un mismo cubeto, la capacidad de éste será, al menos, igual al mayor de los dos valores siguientes:

100 por 100 de la capacidad calculada según el apartado 3.a) de este artículo.

10 por 100 de la capacidad calculada según el apartado 3.b) de este artículo.

Para evitar la extensión de pequeños derrames, los cubetos que contengan varios recipientes de líquidos estables deberán estar subdivididos por canales de drenaje o, en su defecto, por diques interiores de 0,15 metros de altura, de manera que cada subdivisión no contenga más de un solo recipiente de capacidad igual o superior a

2.000 metros cúbicos o un número de recipientes de capacidad global no superior a 3.000 metros cúbicos.

Tabla 10.18.2-1 Características tanques almacenamiento de Tolueno

Tanques	Capacidad (m ³)	Diámetro (m)	Altura (m)
T-103-A	10	1,62	4,68
T-103-B	10	1,62	4,68
T-104	15	1,85	5,56
Total	35		

Si se hacen cálculos en según la normativa para las dos diferentes formas de dimensionar el cubeto de retención, teniendo en cuenta las características de los depósitos de Tolueno que se muestra en la tabla 10.18.2-1, se obtiene claramente que el método a seguir será el que corresponde al apartado 3.a de la normativa.

Además de esto es necesario conocer la normativa en cuanto a las distancias entre los depósitos de Tolueno, así como distancias a otros puntos, para poder dimensionar de forma coherente el cubeto de retención.

La distancia entre depósitos según la MIE APQ 1 para sustancias de clase B1 debe ser de mínimo 1,5 metros, pudiendo ser reducida hasta 1 metro en caso de que los tanques tengan menos de 50 m³ de capacidad.

Teniendo en cuenta todo esto las dimensiones del cubeto serían realmente pequeñas, ya que los volúmenes de los depósitos no son muy grandes, pero las restricciones de implantación del cubeto, que según legislación dice que debe haber una distancia mínima de un metro entre la pared del depósito y el interior del cubeto de retención, hace que las dimensiones del cubeto se amplíen. Estas dimensiones se muestran en la tabla 10.18.2-2.

Tabla 10.18.2-2. Dimensiones del cubeto de Tolueno.

Altura (m)	Anchura (m)	Longitud (m)	Volumen (m ³)	Vol. ocupado	Vol. Real (m ³)
0,8	4,3	9,1	31,3	0,4	30,9

10.19 JET MIXERS J-205/6/7

10.19.1 Consideraciones generales

Los jet mixers son bombas de chorro para mezclar y circular líquidos. La gama de aplicaciones para los mezcladores sólo está limitado por la viscosidad del líquido. Como regla general, los mixers se utilizará en todos los casos en que el líquido que se va a mezclar todavía se pueden suministrar por una bomba centrífuga. Se utilizan principalmente en vasos, tanques de almacenamiento y las cuencas de neutralización.



Figura 10.19-1. Jet mixer. GEA

10.19.2 Diseño

Para su diseño se utilizará el procedimiento descrito por GEA, un suministrador de contrastada fiabilidad en este campo.

$$t \approx 0.3 \frac{I_E}{\sum \dot{V}} \quad (10.19.2 - 1)$$

Donde,

t = tiempo de mezcla (h)

I_E =volumen del tanque (m^3)

$\sum \dot{V}$ =caudal total de los jets. (m^3/h)

Tabla 10.19.2-1 Características del diseño

Mixing time (h)	0,5	h
Tank Volume (m^3)	60	m^3
Q (m^3/h)	36	m^3/h

Con el valor de $\sum \dot{V}$ y la figura, se calcula el el caudal de bombeo requerido y la ΔP en la boquilla.

SOLUTION: With the help of the mixing time we calculate the total delivered flow as follows:

$$\sum \dot{V} = 0.3 \cdot \frac{I_E}{t} = \frac{0.3 \cdot 30}{0.5} = 18 \text{ m}^3 / \text{h}$$

Taking into consideration $\Delta p_1 \leq 3$ bar, diagram fig. 5 shows a required motive liquid pressure Δp_1 of 2.5 bar for a total delivery flow of 18 m^3/h and a motive liquid flow of 4.5 m^3/h .

Mixer size 3-80 is selected.

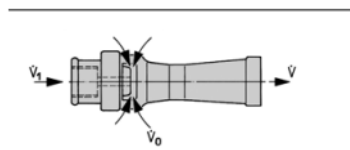


FIG. 5

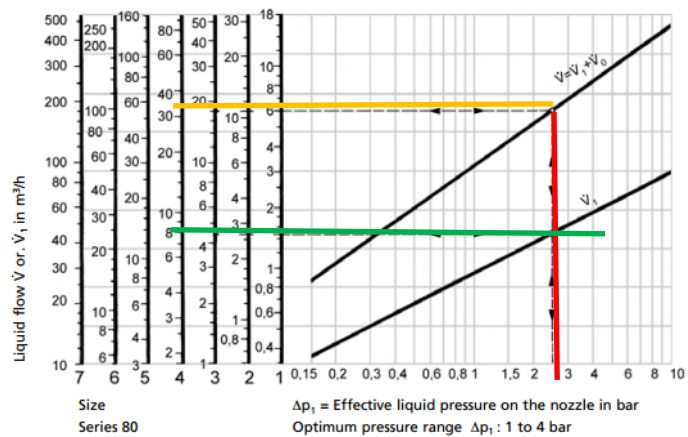


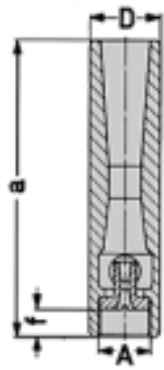
Figura 10.19.2-1 Características del diseño

Tabla 10.19.2-2 Parámetros de diseño

V_1 (m^3/h)	8,5
Tanques	2
Pump flow	17
AP	3

El modelo seleccionado en el 80-4 y el material de plástico por el tipo de fluido.

FIG. 06



PLASTICS	Size	1-80	2-80	3-80	4-80	5-80	6-80	7-80
Motive liquid connection	A	G 3/4	G 1	G 1 1/2	G 1 1/2	G 2	G 3	G 4
Dimensions	a	170	220	265	345	400	495	610
in mm	D	50	60	70	80	90	120	150
	f	20	25	24	25	30	41	50
Weight PVC in kg		0.4	0.7	1	1.5	2	4	6.5
Weight PP in kg		0.3	0.5	0.8	1.2	1.6	3	5
Weight PTFE in kg		0.5	1	1.5	2.3	3	5.8	10

Figura 10.19.2-3 Tabla utilizada para la elección del modelo seleccionado

11. BIBLIOGRAFÍA

ÍNDICE

11.1. LIBROS	1
11.2. PATENTES Y PUBLICACIONES.....	2
11.3. PÁGINAS WEB	3
11.4. SOFTWARE	4

11.1. LIBROS

- R.H. Perry, D.W. Green, J.O. Maloney (eds.). (1999) *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 7th edition. McGraw-Hill Companies Inc, EE.UU.
- V.Vian. (1991). *El pronóstico económico en química industrial*. Eudema Universidad, Madrid.
- D.Q. Kern. (1999) *Procesos de Transferencia de Calor*. Compañía Editorial Continental, S.A. de C.V., México D.F.
- C.R. Branan (eds.). (2002) *Rules of Thumb for Chemical Engineers. A manual of quick, accurate solutions to everyday process engineering problems*. 3rd edition. Gulf Publishing Company, Houston.
- W.L McCabe, J.C. Smith, P. Harriott. (1991) *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*. 4a edición. McGraw-Hill/Interamericana de España SL, Madrid.
- Seborg. (1989) *Process Dynamics and Control*. Wiley and Sons, EE.UU.
- P.C. Wankat (2008). *Ingeniería Procesos Separación*. Prentice Hall, EE.UU.
- Trambouze, Pierre and Euzen, Jean-Paul (2004). *Chemical Reactors*. Ed. Technip. IFP.
- Coulson, J.M., Richardson, J.F.(1983) *Chemical Engineering, Volume 6, Design*, R. K. Sinnott, Pergamon Press, 1ª edición.
- Levenspiel, Octave (1986). *Ingeniería de las reacciones químicas*. Ed. Reverte
- Peters, Timmerhaus, and West. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. 5th Edition. Ed. McGraw Hill.
- A.C. Dimian, C.S. Bildea. (2008) *Chemical Process Design. Computer Aided-Cases Studies*. pp. 313-338. WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim.
- R.K. Sinnott. (2005) *Coulson & Richardson's. Chemical Engineering Design*. Vol. 6. 4th edition. Elsevier Butterworth-Heinemann, Oxford.
- M. Seoáñez Calvo. (2002) *Tratado de la contaminación atmosférica*. Ediciones Mundi-Prensa, Madrid.
- J. Phillip Ellenberger, P.E. Robert Chuse, Bryce E. Carson. (2004). *Pressure Vessels, ASME Code Simplified*. 8a edición. McGraw-Hill Companies, EE.UU.
- J. Baquero, V. Llorente (1985). *Equipos para la industria química y alimentaria*. Alambra, Madrid.

- Ludwig (1983). *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*. Gulf, Houston.
- Guinard, Kindzierski. Heat Radiation from Flares.
- Barnejee, Chereminisoff. Flare Gas Systems Pocket Handbook.
- Kenny-Sample. Hazop Procedures.
- API std 520, 521 and 537
- Tung, Paul, Midler, McCauley (2009). *Crystallization of organic Compounds*. Ed. Wiley.
- Handbook of Industrial Crystallization.
- Ulrich, Jones (2005). *Heat and mass transfers operations – Crystallization*. Ed. EOLSS.
- Ryan, Seddon, Seddom, Ryan (1996). *Phosgene: And Related Carbonyl Halides*. Ed. Elsevier.

11.2. PATENTES Y PUBLICACIONES

- Chemical Engineering Magazine.
- Crane – Flujo de fluidos en válvulas y tuberías (Crane Technical Paper 410)
- Sumitomo Chemical Co., Ltd. The Development of Improved Hydrogen Chloride Oxidation Process.
- Patente US 4.082.787, Apr 04, 1978, Methyl Isocyanate Process (Robert James Bassett, Walter John Cordes, Julius Jakob Fuchs)
- Patente US 7.851.648 B2, Dic. 14, 2010, Method for the continuous production of isocyanates (Martin Sohn, Eckhard Stroefel, Filip Nevejans, Ulrich Penzel, Hans-Juergen Pallasch, Rene Leuthold, Andreas Brodhagen, Andreas Woelfert, Wolfgang Mackenroth, Markus Maurer)
- Patente US 4.861.919, 29 Aug, 1989, Countercurrent multi-stage water crystallization of aromatic compounds (Lanny A. Robbins, Ben B. Gammill)
- Guías de diseño de Fluor Daniels.
- Review of Methyl Isocyanate (MIC) Production at Union Carbide Corporation Facility Institute, West Virginia (15 Apr, 1985). US EPA Region III.

11.3. PÁGINAS WEB

- Sulzer. <http://www.sulzer.com/>(Visitada mayo 2014).
- Koch-Glitsch. <http://www.koch-glitsch.com/default.aspx>
- Agència catalana de l'aigua. www.gencat.es/aca (Visitada mayo 2014).
- Insitituto Nacional de Seguridad e Higiene en el trabajo. www.insht.es (Visitada mayo 2014).
- Samson. <http://www.samson.de> (Visitada mayo 2014).
- JJ Emerplan. <http://www.jjemerplan.com> (Visitada mayo 2014).
- Ferrum, <http://www.ferrum.net/en/gbz/>(Visitada mayo 2014).
- Sigma-Aldrich.<http://www.sigmaaldrich.com/sigma-aldrich/home.html> (Visitada mayo 2014).
- TEMA. <http://www.temamaquinaria.es/index.shtml> (Visitada mayo 2014).
- Unislot. <http://www.unislot.eu/> (Visitada mayo 2014).
- Agencia de Residus de Catalunya. <http://www20.gencat.cat/portal/site/arc/> (Visitada mayo 2014).
- ICIS. <http://www.icis.com/> (Visitada mayo 2014)
- Matche. <http://www.matche.com/> (Visitada mayo 2014)
- Ygnis. <http://www.ygnis.es/> (Visitada mayo 2014)
- Olpres. <http://www.olpres.net/> (Visitada mayo 2014)
- Yaencontre. <http://www.yaencontre.com/> (Visitada mayo 2014)
- Teva. <http://www.teva.es/> (Visitada mayo 2014)
- Ministerio de Industria, Energía y Turismo. <http://www.minetur.gob.es/> (Visitada mayo 2014)
- Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medio Ambiente <http://www.magrama.gob.es/> (Visitada mayo 2014)
- Alibaba. www.alibaba.com (Visitada mayo 2014)
- Lauda. <http://www.lauda.de/> (Visitada mayo 2014)
- AGRU. <http://www.agru.at/> (Visitada mayo 2014)
- SpiraxSarco. <http://www.spiraxsarco.com/> (Visitada mayo 2014)

11.4. SOFTWARE

- Microsoft Office 2013.
- Autodesk Autocad 2010
- Autodesk Autocad 2014
- Aspen Hysys v8.1
- Aspen EDR v8.1
- HTRI, Heat Xchanger Suit. 5.0
- KG-Tower v5.1