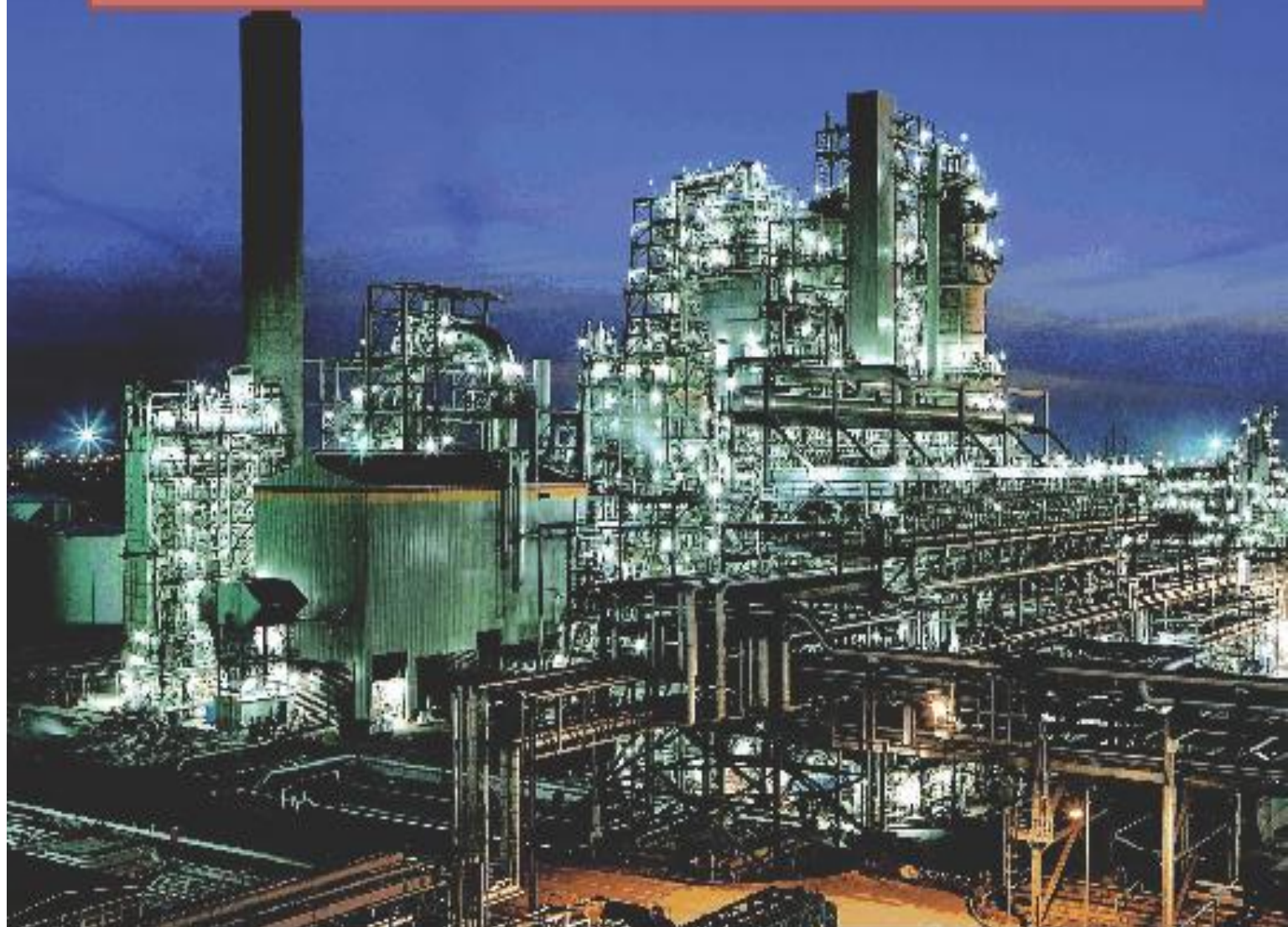


2012

PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ACRILONITRILO



Carolina Alonso Lara
Adrià Checa Aranda
Marc Giménez Soligó
Esther Martínez Font
Adela Paz Fernández

Tutor : Javier Lafuente Sancho

11. Manual de cálculo

11.1. TANQUES DE ALMACENAMIENTO	7
11.1.1. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE PROPILENO (T-101 / T-102)	7
11.1.2. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AMONÍACO (T-103 / T-106)	14
11.1.3. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ACRILONITRILLO (T-901 / T-904).....	18
11.1.4. TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE ÁCIDO CIANHÍDRICO (T-905 / T-906).....	27
11.1.5. TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE ACETONITRILLO (T-907/ T-908).....	31
11.1.6. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE HIDROQUINONA (T-909)	35
11.1.7. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA OXIGENADA (T-701 / T-702)	40
11.1.8. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE SULFATO DE HIERRO (T-703 / T-704)	42
11.1.9. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ÁCIDO SULFÚRICO (T-1301 / T-1302)	45
11.1.10. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DESCALCIFICADA (T-1303 / T-1304)	49
11.2. REACTORES Y TURBINA: R-201, R-202 ,TR-201	52
11.2.1. REACCIONES QUÍMICAS IMPLICADAS	53
11.2.2. BALANCE DE MATERIA	53
11.2.3. INTERCAMBIO DE CALOR EN EL REACTOR	56
11.2.4. TURBINA.....	60
11.2.5. CICLONES.....	61
11.2.6. DISEÑO MECÁNICO.....	68
11.2.7. DETERMINACIÓN DEL DIFUSOR PARA LA ENTRADA DE LOS REACTIVOS AMONÍACO Y PROPILENO	70
11.2.8 DETERMINACIÓN DEL PESO DEL REACTOR VACÍO	70
11.2.9 DETERMINACIÓN DEL ESPESOR DEL AISLANTE DEL REACTOR	70
11.3. TORRE DE ABSORCIÓN: A-401.....	72
11.3.1. SIMULACIÓN CON ASPEN PLUS	72
11.3.2. DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN A-401.....	77
11.4. QUENCH ÁCIDO : Q-301/Q-302	89
11.4.1. BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA.....	89
11.4.2. DIMENSIONAMIENTO DE LOS QUENCH Q-301 Y Q-302	96
11.5. COLUMNA EXTRACTIVA: C-401	104
11.5.1. SIMULACIÓN CON ASPEN PLUS	104
11.5.2. DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA EXTRACTIVA C-401.....	108

11.5.3. CÁLCULO DEL ESPESOR DE AISLAMIENTO:	112
11.6. COLUMNA DE DESTILACIÓN DE ACETONITRILO: C-402	114
11.6.1. SIMULACIÓN CON ASPEN PLUS	115
PARA EL DISEÑO DE LA COLUMNA C-402 SE HA UTILIZADO EL PROGRAMA ASPEN PLUS.	115
11.6.2. DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN DE ACETONITRILO C-402	118
11.6.3. DIMENSIONAMIENTO DEL AISLAMIENTO DE LA DESTILACIÓN DE ACETONITRILO C-402	124
11.7. COLUMNA DE DESTILACIÓN DE ÁCIDO CIANHÍDRICO (I) : C-501	125
11.7.1. SIMULACIÓN CON ASPEN PLUS	125
11.7.2. DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN C-501	129
11.7.3. CÁLCULO DEL ESPESOR DE AISLAMIENTO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN DE C-501	136
11.8. COLUMNA DE DESTILACIÓN DE ÁCIDO CIANHÍDRICO (II): C-503	137
11.8.1. SIMULACIÓN CON ASPEN PLUS	137
11.8.2. DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN C-503	141
11.8.3. CÁLCULO DEL ESPESOR DE AISLAMIENTO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN DE C-502	145
11.9. COLUMNA DE RECUPERACIÓN DE ACRILONITRILO: C-502	147
11.9.1. SIMULACIÓN CON ASPEN PLUS	147
11.9.3. DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA C-502	151
11.9.3. CÁLCULO DEL ESPESOR DE AISLAMIENTO DE LA COLUMNA C-502	154
11.10. SEPARADOR DE FASES G-L: SF-401	156
11.10.1. SIMULACIÓN CON ASPENPLUS	156
11.10.2. DIMENSIONAMIENTO DEL SEPARADOR DE FASES SF-401	159
11.10.3. DIMENSIONAMIENTO DEL AISLAMIENTO DEL SEPARADOR DE FASES	167
11.11. TANQUES DE PROCESO Y TANQUES DE MEZCLA	168
11.11.1. TANQUE DE PROCESO T-301	168
11.11.2. TANQUE DE PROCESO T-401	174
11.11.3. TANQUE DE PROCESO T-402	177
11.11.4. TANQUE DE PROCESO T-403	179
11.11.5. TANQUE DE PROCESO T-501	181
11.11.6. TANQUE DE PROCESO T-502	183

11.11.7. TANQUE DE PROCESO T-503	186
11.11.8. TANQUE DE MEZCLA M-301.....	188
11.11.9. TANQUE M-401.....	191
11.11.10. TANQUE M-501.....	194
11.12. MANUAL DE CÁLCULO DE SOPLADORES Y VENTILADORES	197
11.13. MANUAL DE CÁLCULO DE BOMBAS.....	197
11.14. INTERCAMBIADORES DE CALOR	201
11.14.1 PARÁMETROS DE DISEÑO DE LOS FLUIDOS	201
11.14.3. PARÁMETROS DE DISEÑO MECÁNICOS	201
11.14.4. FLUIDOS DE SERVICIO EMPLEADOS	202
11.15. CRISTALIZACIÓN DE SULFATO DE AMONIO: CR-301/CR-302, CF-301, DR-301	209
11.15.1. CRISTALIZADOR CR-301 Y CR-302	209
11.15.3. CENTRÍFUGA CF-301	214
11.15.4. SECADOR DR-301	215
11.16. INCINERADOR CATALÍTICO	216
11.16.1. CARACTERIZACIÓN DE LA CORRIENTE A TRATAR.....	216
11.16.2. AIRE NECESARIO PARA LA COMBUSTIÓN	219
11.16.3. METANO NECESARIO PARA LA COMBUSTIÓN	221
11.16.4. CÁMARA DE COMBUSTIÓN	222
11.16.5 CANTIDAD DE CATALIZADOR.....	224
11.16.6. PRODUCTOS DE COMBUSTIÓN	224
11.17. TRATAMIENTO DE LÍQUIDOS	226
11.17.1. PROCESO FENTON.....	226
11.18 TUBERÍAS.....	238
11.18.1. CÁLCULO DEL DIÁMETRO NOMINAL	238
11.18.2. AISLAMIENTO DE TUBERÍAS	239

11.1. TANQUES DE ALMACENAMIENTO

11.1.1. Tanque de almacenamiento de propileno (T-101 / T-102)

Seguidamente se explicará el procedimiento para realizar el almacenamiento de los tanques de propileno. El proceso industrial consume 358,03 m³/día; y el suministro de los tanques se realizará mediante tubería desde la industria de Repsol situada en Tarragona, al igual que la industria ACMEACRILO, S.A. El diámetro del tubería de Repsol se calcula mediante la siguientes suposiciones:

$$v_{\text{liquido}} = 2,5 \text{ m/s}$$

$$A_{\text{tubería}} = \frac{Q_l}{v_{\text{gas}}} = \frac{358,53 \text{ m}^3/\text{día}}{2,5 \text{ m/s}} = 0,0017 \text{ m}^2 = \frac{\pi}{4} \cdot D_{\text{tubería}}^2 \quad (11.1.1)$$

$$D_{\text{tubería}} = \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot A_{\text{tubería}}} = \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot 0,0017 \text{ m}^2} = 0,046 \text{ m} \rightarrow D = 1,81" \quad (11.1.2)$$

$$\rightarrow D_{\text{tubería}} = 2"$$

Se ha considerado que el suministro del propileno se realiza en las mismas condiciones que las que se utilizan para almacenar el propileno ($T = T_{\text{ambiente}}$; $P = 15 \text{ bar}$).

11.1.1.1. Número de tanques necesarios

Se calcula considerando que la fábrica tendrá un volumen de propileno suficiente como para cubrir 1 día sin que haya suministro del propileno (se ha pactado que como mucho durante una avería, habría un día para solucionarla). El volumen lo marcará la ecuación 11.1.3:

$$V_l = \frac{Q_m \cdot t_{st}}{\rho_p} = \frac{7308 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}} \cdot 1 \text{ día}}{489,2 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 358,53 \text{ m}^3 \quad (11.1.3)$$

Para realizar el diseño de los tanques se hace suponiendo un sobredimensionamiento de un 15% :

$$V_R = V_l \cdot 1,15 = 358,53 \text{ m}^3 \cdot 1,15 = 412,31 \text{ m}^3 \quad (11.1.4)$$

Se escoge un volumen de los tanques de 210 m³, y así se puede calcular el número de los tanques:

$$N_{\text{tanques}} = \frac{V_R}{V_{\text{tanque}}} = \frac{412,31 \text{ m}^3}{210 \text{ m}^3} = 1,96 \rightarrow 2 \text{ tanques} \quad (11.1.4)$$

Donde :

V_I : Volumen de propileno necesario para 1 día (m^3)

Q_m : Caudal másico de propileno (Kg/h)

t_{st} : Tiempo de stock (días)

ρ_b : Densidad del propileno (Kg/ m^3)

V_R : Volumen de líquido sobredimensionado un 15 % (m^3)

V_{tanque} : Volumen de un tanque (m^3)

N_{tanque} : Número de tanques necesarios

11.1.1.2. Dimensiones del tanque

Para hacer el dimensionamiento del tanque se escoge una geometría esférica, puesto que (como se explicará más adelante), se ha realizado un diseño a presión y a una temperatura ambiente. Anteriormente se había realizado el diseño en tanques cilíndricos, a menor presión y refrigerados, pero se ha descartado la opción, puesto que se requiere un caudal constante de agua glicolada y se ha optado por no usare este método. Además, comparando los dos métodos se ha obtenido un coste menor de instalación en el caso de presión menor, pero los costes derivados del sistema frigorífico son mayores, es por esto que se decide hacer el diseño de los tanques de propileno a una presión de 15 bar y a temperatura ambiente.

Así que, se encuentra el radio de la esfera a partir del volumen deseado de tanque:

$$V_{tanque} = \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot r_{tanque}^3 \rightarrow r_{tanque} = \sqrt[3]{\frac{3 \cdot V_{tanque}}{4 \cdot \pi}} = \sqrt[3]{\frac{3 \cdot 210 m^3}{4 \cdot \pi}} = 3,68 \quad (11.1.1)$$

$$r_{tanque} = 3,7 m$$

El diámetro es el doble del radio:

$$D_{tanque} = 2 \cdot r_{tanque} = 2 \cdot 3,7 m = 7,4 m \quad (11.1.2)$$

Por lo que el tanque tendrá un volumen un poco superior al esperado, que será:

$$V_{real} = \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot r_{tanque}^3 = \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot 3,7 m^3 = 212,75 m^3$$

Y la ocupación real del tanque es:

$$\% \text{ ocupación} = \left(\frac{V_l}{\frac{N_{\text{tanque}}}{V_{\text{real}}}} \right) \cdot 100 = \left(\frac{\frac{358,53 \text{ m}^3}{2 \text{ tanques}}}{212,75 \text{ m}^3} \right) \cdot 100 = 84,49 \% \quad (11.1.3)$$

11.1.1.3. Diseño mecánico de los tanques

El diseño de estos tanques sigue la normativa ASME, así como la normativa ITC-MIE-APQ-001 “Almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles”. Dentro de esta normativa, el propileno está clasificado como producto subclase A-1. Se ha considerado una temperatura de trabajo ambiente (unos 30°C), y por lo tanto, se ha diseñado a una temperatura de 40°C.

11.1.1.4. Material de los tanques

Para la construcción de los tanques de propileno se ha escogido el acero inoxidable AISI 304, que según la empresa *Harrington Industrial Plastics* tiene una compatibilidad excelente (que es el rango más elevado de compatibilidad).

11.1.1.5. Cálculo del espesor de los tanques

Para realizar el cálculo de los espesores se necesita conocer el límite elástico; consultando la metodología ASME y conociendo que el material usado para la construcción del tanque será AISI 304, se obtiene la siguiente tabla que muestra la evolución del límite elástico a diferentes temperaturas.

Tabla 11.1.1.- Límite elástico en función de la temperatura en AISI-304

$T (^{\circ}\text{C})$	$S \text{ (atm)}$
-28,89 a 37,78	1279,3
37,78	1279,3
93,33	1211,2
148,89	1129,6
204,44	1102,3
260	1081,9
315,56	1081,9
343,33	1081,9
371,11	1081,9
398,89	1054,7

Para poder calcular el espesor del tanque esférico, se necesita conocer la presión que ejerce el líquido, y añadirla a la de las condiciones del tanque que es de 15 bar. Por último se deberá sobredimensionar la presión en un 15 %.

El primer paso para saber la presión que ejerce el líquido, es conocer la altura que tiene el líquido en el tanque. Será necesario resolver la ecuación 11.1.4, y se ha utilizado la herramienta Solver de Excel, para resolverla:

$$V_{real} = \pi \cdot h_l^2 \cdot \frac{(3 \cdot R - h_l)}{3} \rightarrow h_l = 5,60 \text{ m} \quad (11.1.4)$$

$$\Delta P_l = \rho_p \cdot g \cdot h_l = 489,2 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 5,60 \text{ m} \cdot \frac{1 \text{ atm}}{101325 \text{ Pa}} = 0,265 \text{ atm} \quad (11.1.5)$$

$$P_d = 1,15 \cdot (\Delta P_l + P_{comp} + P_{atm}) \quad (11.1.6)$$

$$P_d = 1,15 \cdot (0,265 + 15 + 1) = 18,48 \text{ atm}$$

$$t = \frac{P_d \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_d} + C_1 + C_2 \quad (11.1.7)$$

$$t_{cil} = \frac{18,48 \text{ atm} \cdot 3,7 \text{ m}}{2 \cdot 1279,3 \text{ atm} \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 18,48 \text{ atm}} + 0,001 \text{ m} + 0,0018 \text{ m} \quad (11.1.8)$$

$$t = 35,6 \text{ mm} \rightarrow t = 36 \text{ mm}$$

Dónde:

h_l : Altura del líquido en el tanque (m)

ΔP_l : Presión que ejerce la columna de líquido (atm)

ρ_p : Densidad propileno (Kg/m^3)

g : gravedad (m/s^2)

t : Espesor del tanque esférico (m)

P_d : Presión de diseño (atm)

R : Radio interno del tanque (m)

S : Límite elástico (atm)

E : Factor de soldadura

11.1.1.6. Cálculo del venteo total para líquidos estables

Todo recipiente de almacenamiento deberá disponer de un sistema de venteo para poder prevenir la deformación causada por llenados, vaciados o cambios en la temperatura ambiental.

Éste venteo deberá tener un diámetro mínimo de 35 mm y deberá ser siempre igual o superior al diámetro de las tuberías de llenado o vaciado (en este caso, el venteo tendrá un diámetro de 2", que es el mismo que el de las tuberías de llenado y vaciado). Los

recipientes de almacenamiento deberán tener un dispositivo que permita aligerar el exceso de presión interna causada por un fuego exterior.

$$A_h = \pi \cdot r_{tanque}^2 = \pi \cdot 3,7^2 = 42,71 \text{ m}^2 \quad (11.1.9)$$

$$Q_f = 139,7 \cdot F \cdot A_h^{0,82} \cdot 10^3 = 139,7 \cdot 1 \cdot 42,71^{0,82} \text{ m}^2 \cdot 10^3 \quad (11.1.10)$$

$$Q_f = 6,036 \cdot 10^6 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

$$C_v = \frac{4,414 \cdot Q_f}{L_{vap,p} \cdot \sqrt{PM_p}} = \frac{4,414 \cdot 6,036 \cdot 10^6 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}}{316,07 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \cdot \sqrt{42,08 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}}}} = 6535,45 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \quad (11.1.11)$$

Dónde:

A_h : Superficie húmeda (m^2)

Q_f : Calor recibido en caso de fuego extremo (KJ/h)

F : Factor de reducción

C_v : Capacidad de venteo (m^3/h)

$L_{vap,p}$: Calor latente de vaporización del propileno (KJ/Kg)

PM_p : Peso molecular del propileno (Kg/Kmol)

11.1.1.7. *Peso del tanque*

Para calcular el peso del equipo, se calcula cual es el volumen de AISI 304 usado para construir dicho equipo (es decir, se hace la diferencia entre el volumen externo, considerando el espesor del tanque y el interno), y posteriormente, se calcula el peso mediante la densidad del AISI 304, con las expresiones siguientes:

$$P_{eq} = (V_{ext} - V_{int}) \cdot \rho_{acero} = (212,17 - 248,43) \text{ m}^3 \cdot 7900 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \quad (11.1.12)$$

$$P_{eq} = 49,4 \text{ Tm}$$

- Peso del tanque en condiciones de prueba

El fluido a almacenar es menos denso que el agua, así que se utiliza el agua como fluido para realizar la prueba del tanque.

$$P_{pr} = P_{eq} + (V_{l,t} \cdot \rho_{H_2O}) = 49,4 \text{ Tm} + \left(\frac{84,49 \cdot 212,2 \text{ m}^3}{100} \cdot 1000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right) \quad (11.1.13)$$

$$P_{pr} = 179,31 \text{ Tm}$$

- Peso del tanque en condiciones de operación

$$P_{op} = P_{eq} + (V_{l,t} \cdot \rho_p) = 49,4 \text{ Tm} + \left(\frac{84,49 \cdot 212,2 \text{ m}^3}{100} \cdot 489,2 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right) \quad (11.1.14)$$

$$P_{op} = 87,75 \text{ Tm}$$

- Comprobación de la resistencia del terreno

La resistencia del terreno es de 2 Kg/cm² a 1,5 m de profundidad sobre gravas.

$$\frac{P_{op}}{A_f} = \frac{87745,4 \text{ kg}}{42,71 \text{ m}^2 \cdot \frac{10000 \text{ cm}^2}{1 \text{ m}^2}} = 0,205 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2} \quad (11.1.15)$$

Como se puede observar, es un valor menor al valor máximo admisible, por tanto, no habrá problemas para la construcción y la colocación del tanque.

11.1.1.8. Aislamiento

El aislamiento para los tanques de almacenamiento del propileno se han realizado mediante el programa INSULAN, que es un programa de cálculo de aislamientos de la empresa CALORCOL. Y permite diseñar cual será el espesor de aislante para los tanques de almacenamiento cuando se le introducen los datos que pide y que se muestran en la figura 11.1.1.

Figura 11.1.1. Pantalla de cálculo de INSULAN

Se ha optado por una manta de lana de roca de 100 Kg/m³, y se han obtenido los siguientes resultados:

Tabla 11.1.2. Espesor de aislante en los tanques

<i>Temperatura en la superficie del aislante (°C)</i>	<i>28,71</i>
<i>Espesor de aislante recomendado (mm)</i>	<i>21,6</i>
<i>Eficiencia del aislamiento (%)</i>	<i>84,52</i>

11.1.1.9. Dimensionamiento del cubeto

Los recipientes usados para almacenar líquidos inflamables y combustibles deben disponer de un cubeto de retención. Es importante que cada fila de cubetos tenga adyacente una vía de acceso que permita la intervención de la brigada de bomberos. El fondo del cubeto deberá tener cierto pendiente de tal manera que el producto derramado vaya a parar de forma muy rápida hacia la zona más alejada posible de los recipientes. Además, no se podrán hacer cubetos con más de dos filas de tanques.

Primero se definen las distancias entre los tanques y entre las paredes de los tanques y los cubetos.

$$Distancia\ entre\ tanques = \left(\frac{D_{tanque}}{2} \right) = \frac{7,4}{2} = 3,69\ m \quad (11.1.16)$$

Se considera también que la distancia entre la pared del tanque y el cubeto, será de 2,5 m, siendo 1 metro la distancia mínima entre las paredes del tanque y del cubeto respectivamente.

Ahora se calculan las dimensiones del cubeto propiamente dicho:

- Área ocupada

$$A_{ocu} = \frac{\pi}{4} \cdot N \cdot D_{tanque}^2 = \frac{\pi}{4} \cdot 2 \cdot 7,4^2 = 86,02\ m^2 \quad (11.1.17)$$

- Longitud del cubeto

$$L_{cu} = \left(\frac{N}{2} \right) \cdot D_{tanque} + \left(\frac{N}{2} - 1 \right) \cdot D_{entre\ tanques} + 2 \cdot D_p \quad (11.1.18)$$

$$L_{cu} = (2 - 1) \cdot 7,4\ m + \left(\frac{2}{2} - 1 \right) \cdot 3,69\ m + 2 \cdot 2,5\ m = 12,4\ m$$

- Anchura del cubeto

$$W_{cu} = 2 \cdot D_{tanque} + 2 \cdot D_p + D_{entre\ tanques} \quad (11.1.19)$$

$$W_{cu} = 2 \cdot 7,4\ m + 2 \cdot 2,5\ m + 3,69\ m = 23,49\ m$$

- Área libre

$$A_{libre} = L_{cu} \cdot W_{cu} - A_{ocu} = 12,4\ m \cdot 23,49\ m - 86,02\ m^2 = 205,23\ m^2 \quad (11.1.20)$$

- Altura del cubeto

Esta altura se deberá sobredimensionar un 15%.

$$H_{cubeto} = \frac{V_{tanque}}{A_{libre}} = \frac{212,17\ m^3}{205,23\ m^2} \cdot 1,15 = 1,19\ m \quad (11.1.21)$$

Donde:

$D_{entre\ tanques}$: Distancia entre tanques (m)

L_{cu} : Longitud del cubeto (m)

N : Número de tanques

D_p : Distancia entre la pared del tanque y el cubeto (m)

W_{cu} : Anchura del cubeto (m)

A_{ocu} : Área ocupada por los tanques (m^2)

A_{libre} : Área libre del cubeto (m^2)

H_{cubeto} : Altura del cubeto (m)

11.1.2. Tanque de almacenamiento de amoníaco (T-103 / T-106)

Seguidamente se explicará el procedimiento para realizar el almacenamiento de los tanques de amoníaco. El proceso industrial consume $121,19\ m^3/\text{día}$. El suministro del amoníaco se realiza mediante camiones de aproximadamente unos $35\ m^3$, con lo cual, se requerirán:

$$\frac{121,29\ \frac{m^3}{día}}{35\ \frac{m^3}{camión}} = 3,46\ \frac{camiones}{día} \rightarrow 4\ \frac{camiones}{día} \quad (11.1.2.1)$$

11.1.2.1. Número de tanques necesarios

Se calcula considerando que la industria tendrá un volumen de amoníaco suficiente como para cubrir 4 días sin que haya suministro de camiones (considerando períodos de fin de semana y puentes, y por si hubiera algún imprevisto). La tabla 11.1.2.1 muestra los resultados obtenidos para los tanques de amoníaco:

Tabla 11.1.3. Datos de los tanques de amoníaco

<i>Volumen de líquido (m^3)</i>	484,76
<i>Volumen sobredimensionado un 15% (m^3)</i>	557,48
<i>Volumen de un tanque (m^3)</i>	150
<i>Número de tanques</i>	4

11.1.2.2. Dimensiones del tanque

Para hacer el dimensionamiento de estos tanques se utiliza el mismo procedimiento que en el caso de los tanques de propileno, también se ha escogido una geometría esférica, puesto que estos tanques, también son a presión.

Tabla 11.1.4. Dimensiones de un tanque de amoníaco

<i>Radio del tanque (m)</i>	3,3
<i>Diámetro del tanque</i>	6,6
<i>Volumen real de la esfera (m^3)</i>	150,53
<i>Ocupación del tanque (%)</i>	80,51

11.1.2.3. Diseño mecánico de los tanques

El diseño de estos tanques sigue la normativa ASME, así como la normativa ITC MIE-APQ 4 “Almacenamiento de amoníaco anhidro”. Se trabajará en las mismas condiciones que las expuestas para el propileno ($T = 30^{\circ}\text{C}$; y $T_{\text{diseño}} = 40^{\circ}\text{C}$).

11.1.2.4. Material de los tanques

Para la construcción de los tanques de amoníaco se ha escogido el acero inoxidable AISI-304, que según la empresa *Harrington Industrial Plastics* tiene una compatibilidad excelente (que es el rango más elevado de compatibilidad).

11.1.2.5. Cálculo del espesor de los tanques

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.1.5, obteniendo los siguientes resultados.

Tabla 11.1.5. Espesores obtenidos para los tanques de amoníaco.

<i>Altura líquido (m)</i>	4,74
<i>Presión de operación (atm)</i>	13,82
<i>Presión ejercida por el líquido (atm)</i>	0,268
<i>Presión de diseño (atm)</i>	17,35
<i>Espesor de la chapa (mm)</i>	28

11.1.2.6. Cálculo del venteo total para líquidos estables

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.1.6, obteniendo los siguientes resultados.

Tabla 11.1.6. Datos de venteo obtenidos

<i>Superficie húmeda (m²)</i>	34,21
<i>Calor recibido (KJ/h)</i>	$2,53 \cdot 10^6$
<i>Peso molecular amoníaco (Kg/Kmol)</i>	17,03
<i>Calor latente de vaporización del amoníaco (KJ/Kg)</i>	1129
<i>Capacidad total de venteo (m³/h)</i>	2397,47

11.1.2.7. Peso del tanque

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.1.8, obteniendo los siguientes resultados.

Tabla 11.1.7. Peso de los tanques de amoníaco

<i>Volumen esfera interior (m^3)</i>	150,53
<i>Volumen esfera exterior (m^3)</i>	153,86
<i>Peso del tanque vacío (Tm)</i>	26,25
<i>Peso del tanque en prueba (Tm)</i>	121,34
<i>Densidad del amoníaco a 40°C (Kg/m^3)</i>	584,6
<i>Peso del tanque en operación (Tm)</i>	71

11.1.2.8. Aislamiento

Se ha seguido el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.1.9, obteniendo los resultados siguientes:

Tabla 11.1.8. Espesor del aislamiento de los tanques

<i>Temperatura de superficie del aislante ($^{\circ}C$)</i>	28,71
<i>Espesor aislamiento (mm)</i>	21,6
<i>Eficiencia del aislamiento (%)</i>	84,52

11.1.2.9. Dimensionamiento del cubeto**Tabla 11.1.9. Dimensiones de los cubetos**

<i>Distancia entre tanques (m)</i>	3,3
<i>Distancia mínima entre tanques (m)</i>	1
<i>Distancia tanque-pared (m)</i>	2,5
<i>Área ocupada (m²)</i>	275,98
<i>Longitud del cubeto (m)</i>	19,5
<i>Anchura del cubeto (m)</i>	19,5
<i>Área libre (m²)</i>	108,68
<i>Altura del cubeto (m)</i>	1,59

11.1.3. Tanque de almacenamiento de acrilonitrilo (T-901 / T-904)

El acrilonitrilo se deberá almacenar en tanques inertizados, debido a que el compuesto es inflamable, y por tanto, se deberán evitar riesgos. Debido a las características del producto, los tanques se pueden diseñar a presión atmosférica y a temperatura ambiente. Aunque como siempre, es crucial realizar un diseño conservativo, por tal de asegurar que los equipos diseñados tendrán garantías de buen funcionamiento.

Seguidamente se explicará el procedimiento para realizar el almacenamiento de los tanques de acrilonitrilo. El proceso industrial produce 190,25 m³/día.

11.1.3.1. Número de tanques necesarios

Se calcula considerando que la industria tendrá una capacidad de almacenamiento del producto de 4 días. La tabla 11.1.10 muestra los resultados obtenidos para los tanques de acrilonitrilo (los cálculos son análogos a los realizados en los apartados 11.1.1 y 11.1.2):

Tabla 11.1.10. Datos de los tanques.

<i>Volumen de líquido (m³)</i>	761
<i>Volumen sobredimensionado un 15% (m³)</i>	875,15
<i>Volumen de un tanque (m³)</i>	250
<i>Número de tanques</i>	4
<i>Ocupación del tanque (%)</i>	76,10

11.1.3.2. Dimensiones del tanque

En este caso, se ha optado por un diseño de los tanques en forma cilíndrica, por lo que se ha escogido un cuerpo cilíndrico, un cabezal toriesférico y un fondo plano para el diseño de estos tanques.

Fijando un diámetro del tanque de 6 metros, y conociendo que los tanques son cilíndricos, de un volumen de 250 m³ y que tienen un cabezal toriesférico se puede encontrar la altura del tanque.

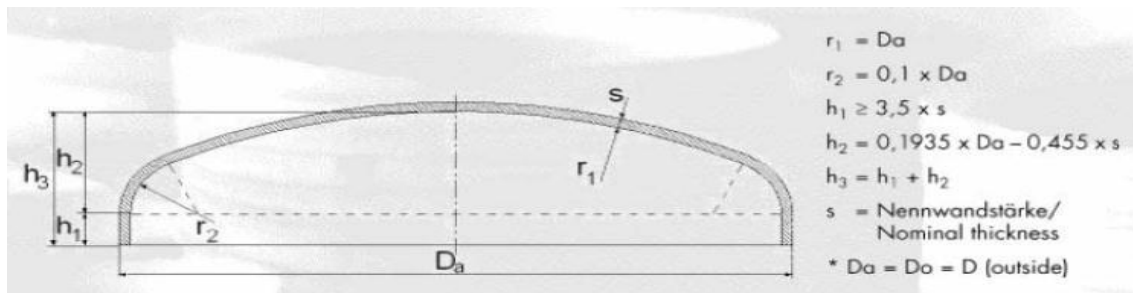


Figura 11.3.1.- Cabezal toriesférico

$$V_{ct} = 0,08089 \cdot D_{tanque}^3 = 0,08089 \cdot 6^3 = 17,47 \text{ m}^3 \quad (11.1.22)$$

$$V_{cil} = V_{tanque} - V_{ct} = 250 \text{ m}^3 - 17,47 \text{ m}^3 = 232,53 \text{ m}^3 \quad (11.1.23)$$

$$V_{cil} = \frac{\pi}{4} D_{tanque}^2 \cdot h_{cil} \rightarrow h_{cil} = \frac{V_{cil}}{\frac{\pi}{4} D_{tanque}^2} = \frac{232,53 \text{ m}^3}{\frac{\pi}{4} \cdot 6^2} = 8,22 \text{ m} \quad (11.1.24)$$

También se calcula la altura del cabezal toriesférico :

$$h_{ct} = 0,169 \cdot D_{tanque} = 0,169 \cdot 6 \text{ m} = 1,014 \text{ m} \quad (11.1.25)$$

Después calculamos la altura total del tanque con la ecuación 11.1.26 :

$$h_t = h_{cil} + h_{ct} = 8,22 \text{ m} + 1,015 \text{ m} = 9,24 \text{ m} \quad (11.1.26)$$

Donde :

V_{ct} : Volumen del cabezal toriesférico (m^3)

V_{cil} : Volumen de la parte cilíndrica (m^3)

D_{TANQUE} : Diámetro del tanque (m)

h_{cil} : Altura de la parte cilíndrica (m)

h_{ct} : Altura del cabezal toriesférico (m)

h_t : Altura total del tanque (m)

11.1.3.3. Diseño mecánico de los tanques

El diseño de estos tanques sigue la normativa ASME, así como la normativa ITC MIE-APQ “Almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles”. Dentro de esta normativa, el acrilonitrilo está clasificado como producto subclase B-1. La temperatura de trabajo es 30°C, y la temperatura de diseño será de 40°C.

11.1.3.4. Material de los tanques

Para la construcción de los tanques de acrilonitrilo se ha escogido el acero inoxidable AISI-304, que según la empresa *Harrington Industrial Plastics* tiene una compatibilidad excelente (que es el rango más elevado de compatibilidad).

11.1.3.5. Cálculo del espesor de los tanques

Para realizar el cálculo del espesor del tanque, se ha realizado un análisis de cada parte del tanque (cabezal, cuerpo cilíndrico y fondo plano), obteniendo los siguientes resultados.

- **Parte cilíndrica**

Para poder calcular el espesor en esta zona se necesita conocer la presión que ejerce el líquido, además de la presión a la que se encuentra el tanque, es decir, a presión atmosférica. Esta presión se deberá sobredimensionar un 15%.

$$h_l = \frac{V_{l,t}}{\frac{\pi}{4} \cdot D_{tanque}^2} = \frac{\frac{250 \text{ m}^3 \cdot 76,10 \%}{100}}{\frac{\pi}{4} \cdot (6 \text{ m})^2} = 6,73 \text{ m} \quad (11.1.27)$$

$$\Delta P_l = \rho_a \cdot g \cdot h_l = 791,4 \frac{Kg}{m^3} \cdot 9,81 \frac{m}{s^2} \cdot 6,73 m \cdot \frac{1 atm}{101325 Pa}$$

$$= 0,515 atm \quad (11.1.28)$$

$$P_d = 1,15 \cdot (\Delta P_l + P_{tan} + P_{atm}) \quad (11.1.29)$$

$$P_d = 1,15 \cdot (0,515 + 1 + 1) = 2,89 atm$$

$$t_{cil} = \frac{P_d \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_d} + C_1 + C_2 \quad (11.1.30)$$

$$t_{cil} = \frac{2,89 atm \cdot 3 m}{1279,3 atm \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 2,89 atm} + 0,001 m + 0,0008 m = 0,00977 m$$

$$t_{cil} = 9,77 mm \rightarrow t_{cil} = 10 mm$$

- **Cabezal superior toriesférico**

En este caso, la presión de diseño es la presión a la que se encuentra el tanque sobredimensionada un 15%, ya que la parte superior no soporta la columna de líquido.

$$t_{ct} = \frac{P_{d,C} \cdot M \cdot D_{TANQUE}}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_d} + C_1 + C_2 \quad (11.1.31)$$

$$t_{ct} = \frac{1,15 atm \cdot 1,54 \cdot 6 m}{1279,3 atm \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 1,15 atm} + 0,001 m + 0,0008 m = 0,00667 m$$

$$t_{ct} = 6,67 mm \rightarrow t_{ct} = 7 mm$$

- **Fondo inferior plano**

Para realizar el cálculo del espesor que deberá tener el fondo del tanque mediante la siguiente ecuación (se opta por sobredimensionarla para estar completamente seguro de que el tanque podrá resistir la presión de operación):

$$t_f = \left(\frac{0,885 \cdot P_d \cdot R}{S \cdot E - 0,1 \cdot P_d} \right) \cdot 1,1 = \left(\frac{0,885 \cdot 2,89 atm \cdot 3 m}{1279,3 atm \cdot 0,85 - 0,1 \cdot 2,89 atm} \right) \cdot 1,1$$

$$t_f = 0,00885 m \rightarrow t_f = 9 mm$$

Donde:

h_l : Altura del líquido en el tanque (m)

$V_{l,t}$: Volumen de líquido en un tanque (m^3)

ΔP_l : Presión que ejerce la columna de líquido (atm)

ρ_p : Densidad propileno (Kg/m^3)

g : gravedad (m/s^2)

t_{cil} : Espesor del cilindro (m)

P_d : Presión de diseño (atm)

R : Radio interno del tanque (m)

S : Límite elástico (atm)

E : Factor de soldadura

t_{ct} : Espesor del cabezal toriesférico (m)

$P_{d,C}$: Presión de diseño del cabezal toriesférico (atm)

t_f : Espesor del fondo del tanque (m)

Como no hay mucha diferencia entre los valores hallados en todos los espesores calculados, se ha optado por usar el más conservador, por lo tanto, se usará para todo el tanque un espesor de chapa de 10 mm.

11.1.3.6. Cálculo del venteo total para líquidos estables

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.1.6, obteniendo los siguientes resultados.

Tabla 11.1.11. Datos de venteo obtenidos

<i>Superficie húmeda (m^2)</i>	<i>188,5</i>
<i>Calor recibido (KJ/h)</i>	<i>$1,03 \cdot 10^7$</i>
<i>Peso molecular (Kg/Kmol)</i>	<i>53,06</i>
<i>Calor latente de vaporización (KJ/Kg)</i>	<i>612,33</i>
<i>Capacidad total de venteo (m^3/h)</i>	<i>10148,68</i>

11.1.3.7. Peso del tanque

Se sigue el mismo procedimiento que en el caso del cálculo del espesor del tanque.

- Peso del fondo plano

$$A_f = \pi \cdot r^2 = \pi \cdot (3 \text{ m})^2 = 28,27 \text{ m}^2 \quad (11.1.32)$$

$$P_f = A_f \cdot t_{\text{fondo}} \cdot \rho_{\text{acero}} = 28,27 \text{ m}^2 \cdot 0,01 \text{ m} \cdot 7900 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 2233,67 \text{ Kg} \quad (11.1.33)$$

- Peso del cabezal toriesférico

$$V_{ct} = 0,08089 \cdot (D_{\text{tanque}} + t_{ct})^3 - 0,08089 \cdot (D_{\text{tanque}})^3 \quad (11.1.34)$$

$$V_{ct} = 0,08089 \cdot (6 + 0,01)^3 - 0,08089 \cdot (6)^3 = 0,088 \text{ m}^3$$

$$P_{ct} = V_{ct} \cdot \rho_{\text{acero}} = 0,088 \text{ m}^3 \cdot 7900 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 691,3 \text{ Kg}$$

- Peso del cilindro

$$P_{cil} = \pi \cdot D \cdot h_{cil} \cdot t_{cil} \cdot \rho_{\text{acero}} \quad (11.1.35)$$

$$P_{cil} = \pi \cdot 6 \text{ m} \cdot 8,22 \text{ m} \cdot 0,01 \text{ m} \cdot 7900 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 12246,46 \text{ Kg}$$

- Peso del tanque vacío

$$P_{\text{tanque}} = P_f + P_{ct} + P_{cil} \quad (11.1.36)$$

$$P_{\text{tanque}} = 2233,67 \text{ Kg} + 691,3 \text{ Kg} + 12246,46 \text{ Kg} = 15,17 \text{ Tm}$$

Los pesos en prueba (es decir cargado con agua), y en operación, se muestran en la tabla 11.3.3:

Tabla 11.1.12. Pesos del tanque de acrilonitrilo en condiciones de prueba y operación.

<i>Peso en condiciones de prueba (Tm)</i>	91,27
<i>Densidad del acrilonitrilo en condiciones de operación (Kg/m³)</i>	791,4
<i>Peso del tanque en condiciones de operación (Tm)</i>	75,40

11.1.3.8. Diseño mecánico del agitador

11.1.3.8.1. Dimensionamiento del agitador

Los tanques de almacenamiento del acrilonitrilo, deberán llevar un agitador, puesto que se deben añadir algunos compuestos que garanticen su estabilidad y que no va a polimerizar hasta que no sea comercializado (se añadirá hidroquinona). Por lo tanto, se debe tener una mezcla el máximo de homogénea posible, y esto se hará con la ayuda de un agitador mecánico. Se ha escogido un agitador de hélice (Propeller) de tres hélices.

En la figura siguiente se muestra las dimensiones que se deben especificar para hacer el diseño de un agitador de este tipo.

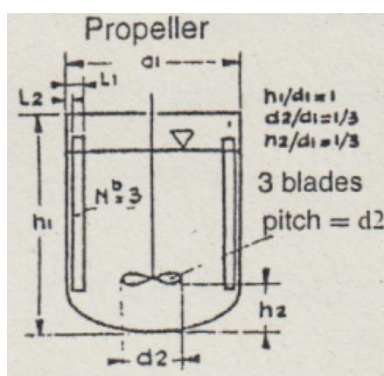


Figura 11.2. Dimensiones de un agitador de turbina

El agitador deberá cumplir con las siguientes especificaciones:

$$\frac{h_1}{d_1} = 1 \quad (11.1.37)$$

$$\frac{d_2}{d_1} = \frac{1}{3} \quad (11.1.38)$$

$$\frac{h_2}{d_1} = \frac{1}{3} \quad (11.1.39)$$

Siguiendo el mismo método, se ha hecho el diseño de las placas deflectoras que contribuirán a la agitación, y evitara la formación de vórtex en la mezcla. Se ha fijado el número de placas deflectoras en 4, porque es un número habitual. Las relaciones que determinan su anchura es la siguiente:

$$\frac{L_1}{d_1} = \frac{1}{10} \quad (11.1.40)$$

$$\frac{L_2}{d_1} = \frac{1}{50} \quad (11.1.41)$$

Las dimensiones del agitador son los descritos en la tabla 11.1.13:

Tabla 11.1.13. Diseño mecánico del agitador de los tanques

Tanques	D_1 (m)	D_2 (m)	h_1 (m)	h_2 (m)	L_1 (m)	L_2 (m)
T-901 / T-904	6	2	6	2	0,6	0,12

11.1.3.8.2. Potencia del agitador

Para realizar el cálculo de la potencia del agitador, se deberá primero, hallar el número de Reynolds (que da información sobre el tipo de flujo que existe en el reactor):

$$N_{Re} = \frac{D_2^2 \cdot n \cdot \rho_{mezcla}}{\mu_{mezcla}} = \frac{(2m)^2 \cdot 0,5 \text{ rev/s} \cdot 791,4 \frac{Kg}{m^3}}{3,21 \cdot 10^{-4} \frac{Kg}{m \cdot s}} = 4930841,12 \quad ((11.1.40))$$

Dónde:

$n \rightarrow$ Velocidad de giro del agitador.

$\rho_{mezcla} \rightarrow$ Densidad de la mezcla que se pretende agitar.

$\mu_{mezcla} \rightarrow$ Viscosidad de la mezcla que se quiere agitar.

Una vez hallado el número de Reynolds, y con la figura X.X, se encuentra el número de potencia (N_p):

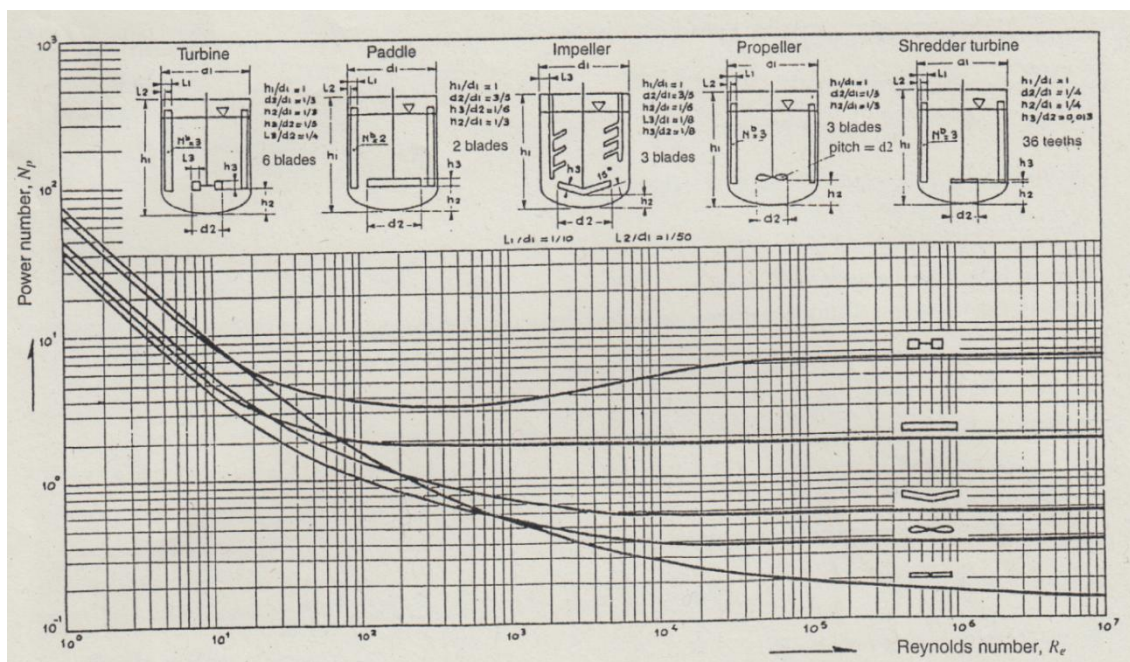


Figura 11.3. Relación entre el número de Reynolds y el número de potencia para diferentes tipos de agitador.

Observando la figura 11.3, se halla el número de potencia del agitador

El cálculo de la potencia se realiza con la siguiente expresión:

$$P = \frac{D_a^5 \cdot N_p \cdot n^3 \cdot \rho_{mezcla}}{g} = \frac{(2m)^5 \cdot (0,5 \text{ rev/s})^2 \cdot 791,4 \frac{Kg}{m^3} \cdot 0,28}{9,81 \frac{m}{s^2}} \quad (11.1.41)$$

$$P = 8,07 \text{ Kw}$$

11.1.3.9. Dimensionamiento del cubeto

Con respecto al cubeto de retención, se ha optado por hacer un cubeto que contenga los tanques de acrilonitrilo, acetonitrilo y ácido cianhídrico en el mismo cubeto, ya que son de la misma clase los tres compuestos (B-1), y por lo tanto, la ley permite hacer un cubeto de retención para los tres.

Los resultados obtenidos para el cubeto de los tres tipos de tanque son los siguientes:

11.1.14. Cubeto de retención para las sustancias de clase B1

<i>Distancia entre tanques (m)</i>	2,5
<i>Distancia mínima entre tanques (m)</i>	1
<i>Distancia tanque-pared (m)</i>	1,5
<i>Área ocupada (m²)</i>	937,5
<i>Longitud del cubeto (m)</i>	33,62
<i>Anchura del cubeto (m)</i>	33,62
<i>Área libre (m²)</i>	192,7
<i>Altura del cubeto (m)</i>	1,49

11.1.4. Tanques de almacenamiento de ácido cianhídrico (T-905 / T-906)

El ácido cianhídrico es otro de los subproductos generados por el proceso SOHIO. Este producto también se decide vender como subproducto. Aunque el cianhídrico tiene algunas peculiaridades respecto al acetonitrilo o al acrilonitrilo; se debe almacenar a presión, ya que en condiciones atmosféricas y a 25°C es un gas. Además es un producto que se degrada rápidamente, por lo que el almacenamiento no puede ser superior a los 2 días.

Seguidamente se explicará el procedimiento para realizar el almacenamiento de los tanques de ácido cianhídrico. El proceso industrial produce 26,36 m³/día de HCN.

11.1.4.1. Número de tanques necesarios

Se calcula considerando que la industria tendrá una capacidad de almacenamiento del producto de 2 días, por las razones expuestas en el apartado 11.1.5. La tabla 11.1.4.1 muestra los resultados obtenidos para los tanques del cianuro de hidrógeno:

Tabla 11.1.15. Datos de los tanques.

<i>Volumen de líquido (m³)</i>	52,72
<i>Volumen sobredimensionado un 15% (m³)</i>	60,62
<i>Volumen de un tanque (m³)</i>	65
<i>Número de tanques</i>	2 ¹
<i>Ocupación del tanque (%)</i>	81,11

¹En teoría, solo hace falta un tanque, pero se opta por poner dos debido a que el proceso es en continuo, y no se puede llenar un tanque mientras se está vaciando.

11.1.4.2. Dimensiones del tanque

Para hacer el dimensionamiento de estos tanques se utiliza el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.3.2.

Tabla 11.1.16. Dimensiones de los tanques

<i>Diámetro del tanque (m)</i>	4
<i>Volumen cilindro (m³)</i>	59,82
<i>Volumen cabezal toriesférico (m³)</i>	5,18
<i>Altura cilindro (m)</i>	4,76
<i>Altura cabezal toriesférico (m)</i>	0,68
<i>Altura tanque (m)</i>	5,44

11.1.4.3. Diseño mecánico de los tanques

El diseño de estos tanques sigue la normativa ASME, así como la normativa ITC MIE-APQ “Almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles”. Dentro de esta normativa, el ácido cianhídrico está clasificado como producto subclase B-1. La temperatura de trabajo es 30°C, y la temperatura de diseño será de 40°C.

11.1.4.4. Material de los tanques

Para la construcción de los tanques de ácido cianhídrico se ha escogido el acero inoxidable AISI 304, que según la empresa *Harrington Industrial Plastics* tiene una compatibilidad excelente (que es el rango más elevado de compatibilidad).

11.1.4.5. Cálculo del espesor de los tanques

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.3.5, obteniendo los siguientes resultados.

Tabla 11.1.18. Espesores obtenidos para los tanques

<i>Altura líquido (m)</i>	4,20
<i>Presión de operación (atm)</i>	2
<i>Presión ejercida por el líquido (atm)</i>	0,283
<i>Presión de diseño (atm)</i>	3,75
<i>Espesor del tanque (mm)</i>	9

11.1.4.6. Cálculo del venteo total para líquidos estables

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.3.6, obteniendo los siguientes resultados.

Tabla 11.1.19. Datos de venteo obtenidos

<i>Superficie húmeda (m²)</i>	68,32
<i>Calor recibido (KJ/h)</i>	$4,46 \cdot 10^6$
<i>Peso molecular (Kg/Kmol)</i>	27,62
<i>Calor latente de vaporización (KJ/Kg)</i>	1086,53
<i>Capacidad total de venteo (m³/h)</i>	3449

11.1.4.7. *Peso del tanque*

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.3.8, obteniendo los siguientes resultados.

Tabla 11.1.20 Peso de los tanques

<i>Peso del fondo plano (Kg)</i>	893,47
<i>Peso del cabezal toriesférico (Kg)</i>	153,6
<i>Peso del cilindro (Kg)</i>	4253,42
<i>Peso del tanque vacío (Tm)</i>	5,3
<i>Peso del tanque en prueba (Tm)</i>	86,4
<i>Densidad a la T operación (Kg/m³)</i>	696,4
<i>Peso del tanque en operación (Tm)</i>	61,78

11.1.4.8. *Aislamiento*

Se ha seguido el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.1.8, obteniendo los resultados siguientes:

Tabla 11.1.21. Espesor del aislamiento de los tanques

<i>Temperatura de superficie del aislante (°C)</i>	28,71
<i>Espesor aislamiento (mm)</i>	11,94
<i>Eficiencia del aislamiento (%)</i>	74,68

11.1.4.9. Diseño mecánico del agitador

11.1.4.9.1. Dimensionamiento del agitador

Para realizar este diseño, se han seguido los mismos pasos que en el apartado 11.1.3.9.1. Obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 11.1.22. Diseño mecánico del agitador de los tanques

<i>Tanques</i>	<i>D₁ (m)</i>	<i>D₂ (m)</i>	<i>h₁ (m)</i>	<i>h₂ (m)</i>	<i>L₁(m)</i>	<i>L₂ (m)</i>
<i>T-905 / -906</i>	<i>4</i>	<i>1,33</i>	<i>4</i>	<i>1,33</i>	<i>0,4</i>	<i>0,08</i>

11.1.4.9.2. Potencia del agitador

Se ha seguido el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.3.9, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 11.1.23. Potencia del agitador de los tanques

<i>Velocidad de giro (rev/s)</i>	<i>1</i>
<i>Densidad (Kg/m³)</i>	<i>696,4</i>
<i>Viscosidad (Kg/(m·s))</i>	<i>2,19·10⁻⁴</i>
<i>Reynolds (Re)</i>	<i>5663515,3</i>
<i>N_p</i>	<i>0,29</i>
<i>Potencia (Kw)</i>	<i>10,8</i>

11.1.5. Tanques de almacenamiento de acetonitrilo (T-907/ T-908)

El acetonitrilo se deberá almacenar en tanques inertizados, debido a que el compuesto es inflamable, y por tanto, se deberán evitar riesgos. Debido a las características del producto, los tanques se pueden diseñar a presión atmosférica y a temperatura ambiente. Aunque como siempre, es crucial realizar un diseño conservativo, por tal de asegurar que los equipos diseñados tendrán garantías de buen funcionamiento.

El acetonitrilo es un subproducto obtenido durante el proceso, y como tal, se ha optado por venderlo.

Seguidamente se explicará el procedimiento para realizar el almacenamiento de los tanques de acetonitrilo. El proceso industrial produce 7,08 m³/día de acetonitrilo.

11.1.5.1. Número de tanques necesarios

Se calcula considerando que la industria tendrá una capacidad de almacenamiento del producto de 4 días. La tabla 11.1.5.1 muestra los resultados obtenidos para los tanques de acrilonitrilo:

Tabla 11.1.24. Datos de los tanques.

<i>Volumen de líquido (m³)</i>	28,33
<i>Volumen sobredimensionado un 15% (m³)</i>	32,58
<i>Volumen de un tanque (m³)</i>	35
<i>Número de tanques</i>	2 ²
<i>Ocupación del tanque (%)</i>	80,95

11.1.5.2. Dimensiones del tanque

Para hacer el dimensionamiento de estos tanques se utiliza el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.4.2.

Tabla 11.1.25. Dimensiones de los tanques.

<i>Diámetro del tanque (m)</i>	3
<i>Volumen cilindro (m³)</i>	32,82
<i>Volumen cabezal toriesférico (m³)</i>	2,18

²En teoría, solo hace falta un tanque, pero se opta por poner dos debido a que el proceso es en continuo, y no se puede llenar un tanque mientras se está vaciando.

<i>Altura cilindro (m)</i>	4,64
<i>Altura cabezal toriesférico (m)</i>	0,51
<i>Altura tanque (m)</i>	5,15

11.1.5.3. Diseño mecánico de los tanques

El diseño de estos tanques sigue la normativa ASME, así como la normativa ITC MIE-APQ “Almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles”. Dentro de esta normativa, el acetonitrilo está clasificado como producto subclase B-1. La temperatura de trabajo es 30°C, y la temperatura de diseño será de 40°C.

11.1.5.4. Material de los tanques

Para la construcción de los tanques de acetonitrilo se ha escogido el acero inoxidable AISI 304, que según la empresa *Harrington Industrial Plastics* tiene una compatibilidad excelente (que es el rango más elevado de compatibilidad).

11.1.5.5. Cálculo del espesor de los tanques

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.3.5, obteniendo los siguientes resultados.

Tabla 11.1.26. Espesores obtenidos para los tanques

<i>Altura líquido (m)</i>	4
<i>Presión de operación (atm)</i>	1
<i>Presión ejercida por el líquido (atm)</i>	0,30
<i>Presión de diseño (atm)</i>	2,65
<i>Espesor del tanque (mm)</i>	6

11.1.5.6. Cálculo del venteo total para líquidos estables

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.3.6, obteniendo los siguientes resultados.

Tabla 11.1.27. Datos de venteo obtenidos

<i>Superficie húmeda (m^2)</i>	48,53
<i>Calor recibido (KJ/h)</i>	$3,371 \cdot 10^6$
<i>Peso molecular (Kg/Kmol)</i>	33,78
<i>Calor latente de vaporización (KJ/Kg)</i>	1012,73
<i>Capacidad total de venteo (m^3/h)</i>	2527,88

11.1.5.7. Peso del tanque

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.3.8, obteniendo los siguientes resultados.

Tabla 11.1.28. Peso de los tanques

<i>Peso del fondo plano (Kg)</i>	335,05
<i>Peso del cabezal toriesférico (Kg)</i>	103,73
<i>Peso del cilindro (Kg)</i>	2073,97
<i>Peso del tanque vacío (Tm)</i>	2,51
<i>Peso del tanque en prueba (Tm)</i>	83,46
<i>Densidad a la T operación (Kg/m^3)</i>	776,2

<i>Peso del tanque en operación (Tm)</i>	65,35
--	-------

11.1.5.8. Diseño mecánico del agitador

11.1.5.8.1. Dimensionamiento del agitador

Para realizar este diseño, se han seguido los mismos pasos que en el apartado 11.1.3.8.1. Obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 11.1.29. Diseño mecánico del agitador de los tanques

<i>Tanques</i>	<i>D₁ (m)</i>	<i>D₂ (m)</i>	<i>h₁ (m)</i>	<i>h₂ (m)</i>	<i>L₁(m)</i>	<i>L₂ (m)</i>
T-907 / T-908	3	1	3	1	0,3	0,06

11.1.5.8.2. Potencia del agitador

Se ha seguido el procedimiento apuntado en el apartado 11.1.3.8

Tabla 11.1.30. Potencia del agitador de los tanques

<i>Velocidad de giro (rev/s)</i>	1
<i>Densidad (Kg/m³)</i>	776,2
<i>Viscosidad (Kg/(m·s))</i>	3,38·10 ⁻⁴
<i>Reynolds (Re)</i>	2296449,7
<i>N_p</i>	0,28
<i>Potencia (Kw)</i>	9,35

11.1.6. Tanque de almacenamiento de hidroquinona (T-909)

La hidroquinona se usa para estabilizar el acrilonitrilo (se añade una parte al tanque de almacenamiento y otra en el quench), por tanto, su consumo no será muy elevado,

aunque éste producto es de vital importancia para asegurar que el producto terminado no se deteriore una vez acaba su producción, y se almacena para ser vendido. Lógicamente, el uso de este reactivo va sujeto a la cantidad de acrilonitrilo producida.

Se requiere el uso de entre 100 y 500 mg de hidroquinona por Kg de acrilonitrilo producido. Se ha supuesto un consumo de 500 ppm de hidroquinona, que si se aplica la siguiente ecuación nos dará la cantidad de hidroquinona que se deberá usar.

$$\frac{6273,5 \frac{Kg \text{ acrilonitrilo}}{h}}{791,4 \frac{Kg}{m^3}} \cdot \frac{1000L}{1 m^3} \cdot \frac{500 mg \text{ hidroquinona}}{1L} \cdot \frac{1 Kg}{10^6 mg} \quad (11.1.43)$$

$$m_{hidroquinona} = 39,64 \frac{Kg}{h}$$

11.1.6.1. Número de tanques necesarios

Se calcula considerando que la industria tendrá una capacidad de almacenamiento del producto de 1 día, por las razones expuestas en el apartado 11.1.7. La tabla 11.1.6.1 muestra los resultados obtenidos para los tanques de hidroquinona:

Tabla 11.1.31. Datos de los tanques.

<i>Volumen de líquido (m³)</i>	<i>0,98</i>
<i>Volumen sobredimensionado un 15% (m³)</i>	<i>1,13</i>
<i>Volumen de un tanque (m³)</i>	<i>1,2</i>
<i>Número de tanques</i>	<i>1</i>
<i>Ocupación del tanque (%)</i>	<i>81,59</i>

11.1.6.2. Dimensiones del tanque

Para hacer el dimensionamiento de estos tanques se utiliza el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.3.2.

Tabla 11.1.32. Dimensiones de los tanques.

<i>Diámetro del tanque (m)</i>	<i>1</i>
<i>Volumen cilindro (m³)</i>	<i>1,12</i>
<i>Volumen cabezal toriesférico (m³)</i>	<i>0,08</i>
<i>Altura cilindro (m)</i>	<i>1,42</i>
<i>Altura cabezal toriesférico (m)</i>	<i>0,17</i>
<i>Altura tanque (m)</i>	<i>1,59</i>

11.1.6.3. Diseño mecánico de los tanques

El diseño de estos tanques sigue la normativa ASME, así como la normativa ITC MIE-APQ “Almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles”. Dentro de esta normativa, la hidroquinona está clasificado como producto subclase D. La temperatura de trabajo es 30°C, y la temperatura de diseño será de 40°C.

11.1.6.4. Material de los tanques

Para la construcción de los tanques de hidroquinona se ha escogido el acero inoxidable AISI-304, que según la empresa *Harrington Industrial Plastics* tiene una compatibilidad excelente (que es el rango más elevado de compatibilidad).

11.1.6.5. Cálculo del espesor de los tanques

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.1.5, obteniendo los siguientes resultados.

Tabla 11.1.33. Espesores obtenidos para los tanques.

<i>Altura líquido (m)</i>	<i>1,24</i>
<i>Presión de operación (atm)</i>	<i>1</i>
<i>Presión ejercida por el líquido (atm)</i>	<i>0,117</i>
<i>Presión de diseño (atm)</i>	<i>2,45</i>
<i>Espesor del tanque (mm)</i>	<i>4</i>

11.1.6.6. Cálculo del venteo total para líquidos estables

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.3.6, obteniendo los siguientes resultados.

Tabla 11.1.34. Datos de venteo obtenidos

<i>Superficie húmeda (m²)</i>	<i>5,01</i>
<i>Calor recibido (KJ/h)</i>	<i>5,24·10⁵</i>
<i>Peso molecular (Kg/Kmol)</i>	<i>110,1</i>
<i>Calor latente de vaporización (KJ/Kg)</i>	<i>729,25</i>
<i>Capacidad total de venteo (m³/h)</i>	<i>301,95</i>

11.1.6.7. Dimensionamiento del cubeto

Tabla 11.1.35. Dimensiones de los cubetos

<i>Distancia entre tanques (m)</i>	<i>1</i>
------------------------------------	----------

<i>Distancia mínima tanque-pared (m)</i>	<i>1</i>
<i>Distancia tanque-pared (m)</i>	<i>2,5</i>
<i>Área ocupada (m²)</i>	<i>4,43</i>
<i>Longitud del cubeto (m)</i>	<i>2,76</i>
<i>Anchura del cubeto (m)</i>	<i>6,52</i>
<i>Área libre (m²)</i>	<i>13,56</i>
<i>Altura del cubeto (m)</i>	<i>0,1</i>

11.1.6.8. Peso del tanque

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.1.8, obteniendo los siguientes resultados.

Tabla 11.1.36. Peso de los tanques

<i>Peso del fondo plano (Kg)</i>	<i>18,61</i>
<i>Peso del cabezal toriesférico (Kg)</i>	<i>3,84</i>
<i>Peso del cilindro (Kg)</i>	<i>106,09</i>
<i>Peso del tanque vacío (Kg)</i>	<i>128,55</i>
<i>Peso del tanque en prueba (Kg)</i>	<i>81,72</i>
<i>Densidad a la T operación (Kg/m³)</i>	<i>971,6</i>
<i>Peso del tanque en operación (Kg)</i>	<i>79,40</i>

11.1.7. Tanque de almacenamiento de agua oxigenada (T-701 / T-702)

El agua oxigenada se usa para el proceso de oxidación avanzada Fenton, y tiene un papel muy importante en ésta. Por esto, los tanques son de vital importancia, ya que el proceso será continuo y por lo tanto, se deberá garantizar el suministro.

11.1.7.1. Número de tanques necesarios

Se calcula considerando que la industria tendrá un volumen de agua oxigenada suficiente como para cubrir 4 días sin que haya suministro de camiones (considerando períodos de fin de semana y puentes, y por si hubiera algún imprevisto). La tabla 11.1.7.1 muestra los resultados obtenidos para los tanques de ácido sulfúrico:

Tabla 11.1.37. Datos de los tanques.

<i>Volumen de líquido (m^3)</i>	77,33
<i>Volumen sobredimensionado un 15% (m^3)</i>	88,93
<i>Volumen de un tanque (m^3)</i>	45
<i>Número de tanques</i>	2
<i>Ocupación del tanque (%)</i>	85,92

11.1.7.2. Dimensiones del tanque

Para hacer el dimensionamiento de estos tanques se utiliza el mismo procedimiento que en el caso de los tanques de propileno.

Tabla 11.1.38. Dimensiones de los tanques.

<i>Diámetro del tanque (m)</i>	3,5
<i>Volumen cilindro (m^3)</i>	41,53
<i>Volumen cabezal toriesférico (m^3)</i>	3,47
<i>Altura cilindro (m)</i>	4,32

<i>Altura cabezal toriesférico (m)</i>	<i>0,59</i>
--	-------------

<i>Altura tanque (m)</i>	<i>4,91</i>
--------------------------	-------------

11.1.7.3. Diseño mecánico de los tanques

El diseño de estos tanques sigue la normativa ASME, así como la normativa ITC MIE-APQ-006 “Almacenamiento de líquidos corrosivos”. Dentro de esta normativa, el agua oxigenada se debe considerar como un producto de clase D. La temperatura de trabajo es 30°C, y la temperatura de diseño será de 40°C.

11.1.7.4. Material de los tanques

Para la construcción de los tanques de agua oxigenada se ha escogido el acero inoxidable AISI 304, que según la empresa *Harrington Industrial Plastics* tiene una compatibilidad excelente (que es el rango más elevado de compatibilidad).

11.1.7.5. Cálculo del espesor de los tanques

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.3.5, obteniendo los siguientes resultados.

Tabla 11.1.39. Espesores obtenidos para los tanques de amoníaco.

<i>Altura líquido (m)</i>	<i>4,02</i>
<i>Presión de operación (atm)</i>	<i>1</i>
<i>Presión ejercida por el líquido (atm)</i>	<i>0,465</i>
<i>Presión de diseño (atm)</i>	<i>2,85</i>
<i>Espesor del tanque (mm)</i>	<i>7</i>

11.1.7.6. Peso del tanque

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.3.8, obteniendo los siguientes resultados.

Tabla 11.1.40. Peso de los tanques

<i>Peso del fondo plano (Kg)</i>	<i>525,3</i>
<i>Peso del cabezal toriesférico (Kg)</i>	<i>116,1</i>
<i>Peso del cilindro (Kg)</i>	<i>2591,6</i>
<i>Peso del tanque vacío (Kg)</i>	<i>3233</i>
<i>Densidad a la T operación (Kg/m³)</i>	<i>1196</i>
<i>Peso del tanque en operación (Tm)</i>	<i>49475,1</i>

11.1.8. Tanque de almacenamiento de sulfato de hierro (T-703 / T-704)

El sulfato de hierro se usa para el proceso de oxidación avanzada Fenton, es la otra parte importante en el proceso. Por esto, los tanques son de vital importancia, ya que el proceso será continuo y por lo tanto, se deberá garantizar el suministro.

11.1.8.1. Número de tanques necesarios

Se calcula considerando que la industria tendrá un volumen de sulfato de hierro suficiente como para cubrir 4 días sin que haya suministro de camiones (considerando períodos de fin de semana y puentes, y por si hubiera algún imprevisto). La tabla 11.1.8.1 muestra los resultados obtenidos para los tanques de ácido sulfúrico:

Tabla 11.1.41. Datos de los tanques.

<i>Volumen de líquido (m³)</i>	<i>21,66</i>
<i>Volumen sobredimensionado un 15% (m³)</i>	<i>24,91</i>
<i>Volumen de un tanque (m³)</i>	<i>13</i>

<i>Número de tanques</i>	2
<i>Ocupación del tanque (%)</i>	83,3

11.1.8.2. Dimensiones del tanque

Para hacer el dimensionamiento de estos tanques se utiliza el mismo procedimiento que en el caso de los tanques de propileno

Tabla 11.1.42. Dimensiones de los tanques.

<i>Diámetro del tanque (m)</i>	2,5
<i>Volumen cilindro (m³)</i>	11,74
<i>Volumen cabezal toriesférico (m³)</i>	1,26
<i>Altura cilindro (m)</i>	2,39
<i>Altura cabezal toriesférico (m)</i>	0,42
<i>Altura tanque (m)</i>	2,81

11.1.8.3. Diseño mecánico de los tanques

El diseño de estos tanques sigue la normativa ASME. Los tanques de sulfato de hierro se han diseñado para operar a una temperatura de trabajo es 30°C, y la temperatura de diseño será de 40°C.

11.1.8.4. Material de los tanques

Para la construcción de los tanques de sulfato de hierro se ha escogido el acero inoxidable AISI 304, que según la empresa *Harrington Industrial Plastics* tiene una compatibilidad excelente (que es el rango más elevado de compatibilidad).

11.1.8.5. Cálculo del espesor de los tanques

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.3.5, obteniendo los siguientes resultados.

Tabla 11.1.43. Espesores obtenidos para los tanques de amoníaco.

<i>Altura líquido (m)</i>	2,21
<i>Presión de operación (atm)</i>	1
<i>Presión ejercida por el líquido (atm)</i>	0,260
<i>Presión de diseño (atm)</i>	2,61
<i>Espesor del tanque (mm)</i>	5

11.1.8.6. Peso del tanque

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.3.8, obteniendo los siguientes resultados.

Tabla 11.1.44. Peso de los tanques

<i>Peso del fondo plano (Kg)</i>	191,4
<i>Peso del cabezal toriesférico (Kg)</i>	47,4
<i>Peso del cilindro (Kg)</i>	732,3
<i>Peso del tanque vacío (Kg)</i>	971,2
<i>Densidad a la T operación (Kg/m³)</i>	1219
<i>Peso del tanque en operación (Tm)</i>	14171,5

11.1.9. Tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico (T-1301 / T-1302)

El ácido sulfúrico es una parte muy importante del proceso, ya que interviene en el quench, concretamente, se usa para hacer reaccionar el amoníaco que no ha reaccionado en el proceso para formar sulfato de amonio ((NH₄)₂SO₄). El ácido sulfúrico es muy corrosivo y se debe guardar especial atención a los tanques de éste producto. El gasto de ácido sulfúrico depende del amoníaco que no reaccione en el reactor, por tanto, todos los números que se han realizado a continuación, dependen del amoníaco que no haya reaccionado. Además, también se utiliza una pequeña cantidad de ácido sulfúrico en el proceso Fenton, para acidificar el medio y que se produzca la reacción de oxidación en condiciones óptimas.

Seguidamente se explicará el procedimiento para realizar el almacenamiento de los tanques de ácido sulfúrico. El proceso industrial consume 18,33 m³/día. El suministro del amoníaco se realiza mediante camiones de aproximadamente unos 30 m³, con lo cual, se requerirán:

$$\frac{18,33 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}}{30 \frac{\text{m}^3}{\text{camión}}} = 0,611 \frac{\text{camiones}}{\text{día}} \rightarrow 1 \frac{\text{camiones}}{\text{día}}$$

11.1.9.1. Número de tanques necesarios

Se calcula considerando que la industria tendrá un volumen de ácido sulfúrico suficiente como para cubrir 4 días sin que haya suministro de camiones (considerando períodos de fin de semana y puentes, y por si hubiera algún imprevisto). La tabla 11.1.9.1 muestra los resultados obtenidos para los tanques de ácido sulfúrico:

Tabla 11.1.45. Datos de los tanques.

<i>Volumen de líquido (m³)</i>	73,31
<i>Volumen sobredimensionado un 15% (m³)</i>	84,31
<i>Volumen de un tanque (m³)</i>	45
<i>Número de tanques</i>	2
<i>Ocupación del tanque (%)</i>	81,46

11.1.9.2. Dimensiones del tanque

Para hacer el dimensionamiento de estos tanques se utiliza el mismo procedimiento que en el caso de los tanques de propileno.

Tabla 11.1.46. Dimensiones de los tanques

<i>Diámetro del tanque (m)</i>	3
<i>Volumen cilindro (m³)</i>	42,82
<i>Volumen cabezal toriesférico (m³)</i>	2,18
<i>Altura cilindro (m)</i>	6,06
<i>Altura cabezal toriesférico (m)</i>	0,51
<i>Altura tanque (m)</i>	6,56

11.1.9.3. Diseño mecánico de los tanques

El diseño de estos tanques sigue la normativa ASME, así como la normativa ITC MIE-APQ-006 “Almacenamiento de líquidos corrosivos”. Dentro de esta normativa, el ácido sulfúrico se debe considerar como un producto de clase D. La temperatura de trabajo es 30°C, y la temperatura de diseño será de 40°C.

11.1.9.4. Material de los tanques

Para la construcción de los tanques de ácido sulfúrico se ha escogido el PVC, que según la empresa *Harrington Industrial Plastics* tiene una compatibilidad excelente (que es el rango más elevado de compatibilidad).

11.1.9.5. Cálculo del espesor de los tanques

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.3.5, obteniendo los siguientes resultados. Teniendo en cuenta que el límite elástico del PVC a la temperatura de trabajo es de 27104 atm

Tabla 11.1.47. Espesores obtenidos para los tanques

<i>Altura líquido (m)</i>	5,19
<i>Presión de operación (atm)</i>	1
<i>Presión ejercida por el líquido (atm)</i>	0,625
<i>Presión de diseño (atm)</i>	3,03
<i>Espesor del tanque (mm)</i>	2

11.1.9.6. Cálculo del venteo total para líquidos estables

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.1.6, obteniendo los siguientes resultados.

Tabla 11.1.48. Datos de venteo obtenidos

<i>Superficie húmeda (m²)</i>	61,87
<i>Calor recibido (KJ/h)</i>	4,11·10 ⁶
<i>Peso molecular (Kg/Kmol)</i>	25,22
<i>Calor latente de vaporización (KJ/Kg)</i>	1831,09
<i>Capacidad total de venteo (m³/h)</i>	1974,4

11.1.9.7. Peso del tanque

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.3.8, obteniendo los siguientes resultados. Teniendo en cuenta que la densidad del PVC es 1390 Kg/m³.

Tabla 11.1.49. Peso de los tanques

<i>Peso del fondo plano (Kg)</i>	19,65
<i>Peso del cabezal toriesférico (Kg)</i>	6,76
<i>Peso del cilindro (Kg)</i>	158,7
<i>Peso del tanque vacío (Kg)</i>	184,43
<i>Densidad a la T operación (Kg/m³)</i>	1244
<i>Peso del tanque en operación (Tm)</i>	101,52

11.1.9.8. Dimensionamiento del cubeto

Tabla 11.1.50. Dimensiones de los cubetos

<i>Distancia entre tanques (m)</i>	1,5
<i>Distancia mínima entre tanques (m)</i>	1,5
<i>Distancia mínima tanque-pared (m)</i>	1
<i>Distancia tanque-pared (m)</i>	2,5
<i>Área ocupada (m²)</i>	22,64
<i>Longitud del cubeto (m)</i>	10,52
<i>Anchura del cubeto (m)</i>	22,64
<i>Área libre (m²)</i>	40,59
<i>Altura del cubeto (m)</i>	1,27

11.1.10. Tanque de almacenamiento de agua descalcificada (T-1303 / T-1304)

El agua descalcificada es parte importante en el proceso de absorción que se produce en los quench. Además, su caudal es importante, pero los tanques se han diseñado con tiempos de residencia menores, ya que la producción de agua descalcificada es continua y los tanques se irán llenando continuamente.

11.1.10.1. Número de tanques necesarios

Se calcula considerando que la industria tendrá un volumen de agua descalcificada suficiente como para cubrir 3 horas sin que haya , porque, como se ha explicado anteriormente, al producción de agua descalcificada es continua y no parará bajo ningún concepto, sino se detiene la planta. La tabla 11.1.10.1 muestra los resultados obtenidos para los tanques.

Tabla 11.1.51. Datos de los tanques.

<i>Volumen de líquido (m^3)</i>	78
<i>Volumen sobredimensionado un 15% (m^3)</i>	89,7
<i>Volumen de un tanque (m^3)</i>	45
<i>Número de tanques</i>	2
<i>Ocupación del tanque (%)</i>	86,67

11.1.10.2. Dimensiones del tanque

Para hacer el dimensionamiento de estos tanques se utiliza el mismo procedimiento que en el caso de los tanques de propileno.

Tabla 11.1.52. Dimensiones de los tanques.

<i>Diámetro del tanque (m)</i>	4
<i>Volumen cilindro (m^3)</i>	39,82

<i>Volumen cabezal toriesférico (m³)</i>	5,18
<i>Altura cilindro (m)</i>	3,17
<i>Altura cabezal toriesférico (m)</i>	0,68
<i>Altura tanque (m)</i>	3,85

11.1.10.3. Diseño mecánico de los tanques

El diseño de estos tanques sigue la normativa ASME. Los tanques de agua descalcificada se han diseñado para operar a una temperatura de trabajo es 30°C, y la temperatura de diseño será de 40°C.

11.1.10.4. Material de los tanques

Para la construcción de los de agua descalcificada se ha escogido el acero inoxidable AISI 304, que según la empresa *Harrington Industrial Plastics* tiene una compatibilidad excelente (que es el rango más elevado de compatibilidad).

11.1.10.5. Cálculo del espesor de los tanques

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.3.5, obteniendo los siguientes resultados.

Tabla 11.1.53. Espesores obtenidos para los tanques

<i>Altura líquido (m)</i>	3,10
<i>Presión de operación (atm)</i>	1
<i>Presión ejercida por el líquido (atm)</i>	0,302
<i>Presión de diseño (atm)</i>	2,65
<i>Espesor del tanque (mm)</i>	7

11.1.10.6. Peso del tanque

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.3.8, obteniendo los siguientes resultados.

Tabla 11.1.54. Peso de los tanques

<i>Peso del fondo plano (Kg)</i>	686,1
<i>Peso del cabezal toriesférico (Kg)</i>	212,4
<i>Peso del cilindro (Kg)</i>	2174,3
<i>Peso del tanque vacío (Kg)</i>	3072,8
<i>Densidad a la T operación (Kg/m³)</i>	1004
<i>Peso del tanque en operación (Tm)</i>	90086,2

11.2. REACTORES Y TURBINA: R-201, R-202 ,TR-201

A continuación se especifica el diseño de los reactores catalíticos que se hallan en el área 200.

La reacción para producir acrilonitrilo a partir de amoníaco, propileno y oxígeno se lleva a cabo, en fase gas, en un reactor catalítico de lecho fluidizado con catalizador de óxido de molibdeno bismuto. Ésta es una reacción muy exotérmica por lo que se decide aprovechar el calor generado por la reacción para generar electricidad mediante una turbina que se alimenta con vapor a alta presión producido en el intercambiador de calor del reactor.

El intercambio de calor se da de forma muy parecida a un intercambiador de carcasa y tubos, ya que dentro del lecho fluidizado del reactor se hallan los tubos mediante los cuales se mantiene controlada la temperatura en el reactor. Mediante el control realizado en el intercambiador de calor se consigue mantener la temperatura dentro del reactor constante, además el reactor se encuentra aislado térmicamente del exterior.

Para la recuperación del catalizador que se ve arrastrado a la salida, con el producto gas, del reactor se dispone de tres ciclones dentro del mismo reactor. Éstos llevan hacia la parte inferior del reactor el catalizador recuperado para su regeneración con el aire que entra caliente por la parte inferior.

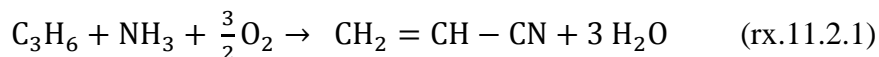
El reactor opera a una temperatura de 450°C y una presión de 2 atm por lo cual se ha decidido que entren los reactivos amoníaco y propileno a 150 °C y a 2.5 atm y el aire a 60°C y la misma presión. Debido a la dificultad de tener los reactivos a la temperatura del reactor y aprovechando lo exotérmica que es la reacción, se tiene en cuenta que a los primeros segundos de entrar al reactor (en la zona donde no hay tubos de refrigeración) los reactivos alcanzan la temperatura de 450°C a la cual se lleva a cabo la reacción.

Durante la reacción se genera una cantidad de agua importante, al ser ésta tan elevada no se ha considerado necesario tratar el aire para reducir su humedad.

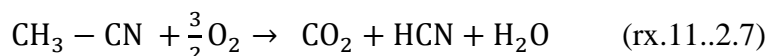
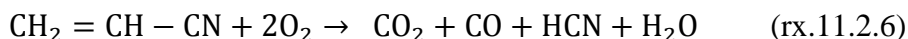
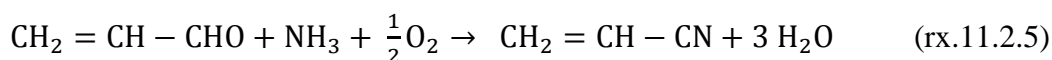
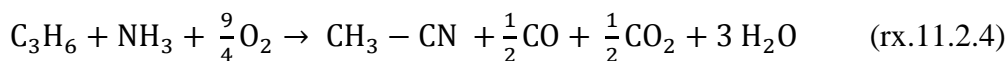
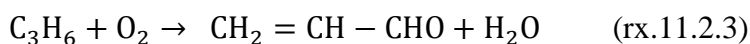
Los gases de salida de cada uno de los reactores se hallan a una temperatura de 450°C y una presión de 2 atm (al tratar caudales tan grandes de gases, se ha considerado que la pérdida de presión en el reactor es negligible), por lo que se ha decidido aprovechar éste calor para evaporar y sobrecalentar los reactivos amoníaco y propileno y para calentar el aire que entra al reactor. De esta manera, el intercambiador que enfría los gases de salida del reactor para el posterior tratamiento en el quench, ha de intercambiar una cantidad de calor mucho menor, reduciendo el consumo de agua de refrigeración.

11.2.1. Reacciones químicas implicadas

Cuando se introduce el propileno junto con el amoníaco en presencia de oxígeno a una temperatura suficiente, se produce la reacción de formación de acrilonitrilo (rx.11.2.1):



Asimismo, con ésta reacción, se producen una serie de reacciones paralelas que implican la formación de otros compuestos no deseados en el proceso. Estas reacciones se expresan en las ecuaciones 11.2 a 11.6:



En estas reacciones se ha usado un catalizador compuesto a base de óxidos de molibdeno y bismuto sobre un soporte de sílice. Es un catalizador ampliamente utilizado en el proceso Sohio, aunque este catalizador se encuentra actualmente en desuso. Actualmente se utiliza un catalizador, del que se desconoce la composición ya que está protegido por patente, por este motivo se ha decidido utilizar el catalizador de molibdeno-bismuto, ya que se dispone más información.

11.2.2. Balance de materia

Para el diseño del reactor se ha requerido de datos bibliográficos, a partir del porcentaje de conversión hallado para una planta de producción de acrilonitrilo se ha determinado el balance de materia del reactor para obtener la producción demandada en este proyecto. A continuación la tabla 11.2.1 muestra los datos obtenidos.

Tabla 11.2.1 Balance de materia en el reactor.

<i>Compuesto</i>	<i>Entrada [kmol/h]</i>	<i>Salida [kmol/h]</i>
<i>C3H6</i>	173,46	25,86
<i>NH3</i>	173,78	19,13
<i>O2</i>	261,40	0
<i>N2</i>	981,57	981,57
<i>H2O</i>	22,13	492,73
<i>AN</i>		125,27
<i>ACN</i>		4,70
<i>ALN</i>		0
<i>HCN</i>		24,56
<i>CO</i>		20,19
<i>CO2</i>		17,20
<i>TOTAL</i>	1612,33	1711,22

A partir de los datos del balance de materia se ha estimado el caudal de entrada y de salida del reactor, para ello se conoce la temperatura de la reacción, la presión de trabajo y se usa la ecuación de gases ideales.

Junto al caudal calculado, la velocidad del gas de entrada y el tiempo de residencia se determina el área y volumen del reactor. A causa de los resultados obtenidos se ha decidido tener dos reactores trabajando en paralelo en vez de uno, los resultados se

presentan en la tabla 11.2.2 Es necesario comentar que los datos mostrados en la tabla 11.2.2 hacen referencia al lecho fluidizado, por lo tanto el volumen, la altura y el diámetro corresponden al lecho no a la totalidad del reactor.

Tabla 11.2.2 Datos del diseño de cada uno de los reactores.

<i>Parámetro</i>	<i>Valor</i>
$T [^{\circ}\text{C}]$	450
$P [\text{atm}]$	2
$Q \text{ entrada } [\text{m}^3/\text{h}]$	23902
$Q \text{ salida } [\text{m}^3/\text{h}]$	25368
$v [\text{m/s}]$	0.7
$\tau [\text{s}]$	10
$A [\text{m}^2]$	9.5
$V [\text{m}^3]$	66
$D [\text{m}]$	3.5
$H [\text{m}]$	7

11.2.3. Intercambio de calor en el reactor

El diseño del intercambiador de calor para el reactor se ha planteado como si el propio reactor se tratara de un kettle reboiler, debido a la geometría y el tipo de reactor que es, se puede considerar que la zona en la que se halla el lecho fluidizado es la carcasa del kettle reboiler y el fluido que circulará por tubos será el fluido refrigerante. Éste fluido sale de los tubos a una temperatura (t_2) y presión (P) determinadas, éstas se han fijado con el objetivo de alimentar a una turbina la cual generará electricidad para cubrir las necesidades eléctricas de la planta. A continuación en la tabla 11.2.3 se muestran los datos necesarios para el diseño del intercambiador de calor del reactor.

Tabla 11.2.3. Datos de diseño del intercambiador de calor del reactor.

<i>Propiedad</i>	<i>Tubos</i>	
	<i>Entrada</i>	<i>Salida</i>
<i>Estado del fluido</i>	<i>L</i>	<i>V</i>
<i>Temperatura [°C]</i>	160	280
<i>Presión [atm]</i>	60	60
<i>C_p [J/kg·°C]</i>	7998.9	1956.7

El calor a intercambiar en el reactor se calcula a partir del caudal de entrada de propileno y la entalpía de reacción ($\Delta H=160$ kcal/mol C_3H_6). Obteniendo un calor (q) de 27598 kJ/s.

A partir del balance térmico, ecuación 11.2.1 se determina, conociendo el calor a intercambiar, el caudal másico de agua necesario para ello.

$$q = m \cdot [C_{pl} \cdot (T_b - T_1) + \lambda + C_{pg} \cdot (T_2 - T_b)] \quad (11.2.1)$$

donde:

m [kg/s] es el caudal de agua o fluido refrigerante

T_b [°C] es la temperatura de ebullición del agua a 60 atm de presión

T_1 [°C] es la temperatura a la que entra el agua a los tubos de refrigeración

T_2 [°C] es la temperatura a la que sale el vapor de agua de refrigeración

λ [kJ/kg] es el calor latente del agua

Sustituyendo los datos se halla un caudal de agua = 10.58 kg/s

Una vez determinado el calor que hay que intercambiar y el caudal de agua de refrigeración necesario se ha de determinar el número de tubos necesarios.

El diseño del intercambiador es un método iterativo, en este caso se ha preparado un Excel con todos los datos y mediante la función solver se ha determinado el número de tubos que hace que el valor del coeficiente global de intercambio de calor supuesto al inicio del cálculo y el calculado sean iguales.

Primero se calcula el área de intercambio a partir de la ecuación 11.2.2, para calcularla primero es necesario suponer un valor del coeficiente global de intercambio de calor (U).

$$A = \frac{q}{U \cdot \Delta T} \quad (11.2.2)$$

Una vez determinada esta área se caracterizan los tubos, tal como se muestra en la tabla 11.2.4, se ha tenido en cuenta que los tubos deberán soportar presiones altas, así que a la hora de determinar diámetros y grosores a parte de escoger valores comunes se ha comprobado que con las características fijadas los tubos aguanten la presión. Además a la hora de fijar la longitud de los tubos se ha tenido en cuenta que estos deben cubrir la zona de lecho fluidizado, por esta razón se ha escogido como valor la altura de dicho lecho.

Tabla 11.2.4 Características de los tubos de intercambio de calor en el reactor.

$L [m]$	7
$D_i [m]$	0.015
$D_e [m]$	0.019
Espesor [m]	0.002
Pitch	0.024
Área de un tubo (A_t) [m^2]	0.418

El número de tubos (Nt) necesarios se calcula dividiendo el área necesaria para el intercambio de calor (A) y el área de un tubo. También se ha calculado la velocidad de circulación del fluido refrigerante por los tubos para comprobar que ésta se halla dentro del rango típico. Para calcular la velocidad de circulación del fluido por los tubos se ha usado la ecuación 11.2.3

$$v = \frac{m}{\rho \cdot A_t \cdot \frac{Nt}{n_{pt}}} \quad (11.2.3)$$

donde: n_{pt} es el número de pasos por tubo, en este caso = 1

El siguiente paso es calcular el coeficiente U a partir de los coeficientes individuales de calor (h_i y h_e).

Para la determinación de h_i se ha usado la correlación de Mostinski, ecuación 11.2.4

$$h = 3.75 \cdot 10^{-5} \cdot P_c^{0.69} \cdot \left(\frac{q}{A}\right)^{0.7} \cdot \left[1.8 \cdot \left(\frac{P}{P_c}\right)^{0.17} + 4 \cdot \left(\frac{P}{P_c}\right)^{1.2} + 10 \cdot \left(\frac{P}{P_c}\right)^{10}\right] \quad (11.2.4)$$

donde:

P_c [N/m²] es la presión crítica

q [J/s]

A [m²]

$$h_i = 23466 \text{ J/s} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Para la determinación de h_e se ha usado una correlación para tubos en disposición vertical, ecuación 11.2.5

$$Nu = 0.75 \cdot Ar^{0.22} \cdot \left(1 - \frac{D_R}{sh}\right)^{0.14} \quad (11.2.5)$$

donde:

$$\frac{D_R}{sh} = 0.2-0.8$$

Ar es el número de Arquímedes y se calcula mediante la ecuación 11.2.6

$$Ar = \frac{g \cdot d_p^3 \cdot (\rho_p - \rho_g)}{v^2 \cdot \rho_g} \quad (11.2.6)$$

donde:

g es la gravedad [m/s^2]

d_p el diámetro medio de partícula [m]

v es la viscosidad cinemática [m^2/s]

El coeficiente h_e se determina a partir del número de Nusselt, ecuación 11.2.7

$$h_e = \frac{Nu \cdot k}{d_p} \quad (11.2.7)$$

donde:

k es la conductividad del fluido [$\text{J/s} \cdot \text{m} \cdot ^\circ\text{C}$]

$$h_e = 458 \text{ J/s} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

La tabla 11.2.5 muestra los datos usados para la estimación de los coeficientes individuales de calor.

Tabla 11.2.5. Datos para la determinación de los coeficientes individuales de calor.

$P_c \text{ [N/m}^2\text{]}$	$2.21 \cdot 10^7$
$d_p \text{ [m]}$	0.0005

$$v [m^2/s] \quad 31.45 \cdot 10^{-6}$$

$$k [J/s \cdot m \cdot ^\circ C] \quad 6.30 \cdot 10^{-2}$$

El coeficiente global U se calcula a partir de la ecuación 11.2.8

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_e} + \frac{D_e}{D_i} \cdot \frac{1}{h_i} \quad (11.2.8)$$

Los resultados obtenidos una vez aplicada la función solver de Excel se muestran en la tabla 11.2.9

Tabla 11.2.6. Resultados obtenidos del diseño del intercambiador del reactor

$$\text{Área de intercambio (A)} [m^2] \quad 422$$

$$\text{Velocidad de circulación (v)} [m/s] \quad 11.5$$

$$\text{Coeficiente global (U)} [J/s \cdot m^2 \cdot ^\circ C] \quad 447$$

$$\text{Número de tubos} \quad 1010$$

$$\text{Número de tubos para cada reactor} \quad 505$$

11.2.4. Turbina

El vapor de la salida del intercambiador del reactor sale a unas condiciones de temperatura y presión de 400 °C y 60 atm. Este vapor entra a la turbina y sufre una expansión, la cual se aprovecha para generar energía eléctrica. Mediante el diagrama de Mollier para el agua, figura 11.2.1, se puede cuantificar la energía eléctrica producida, ya que éste relaciona presión y entalpía (kJ/kg).

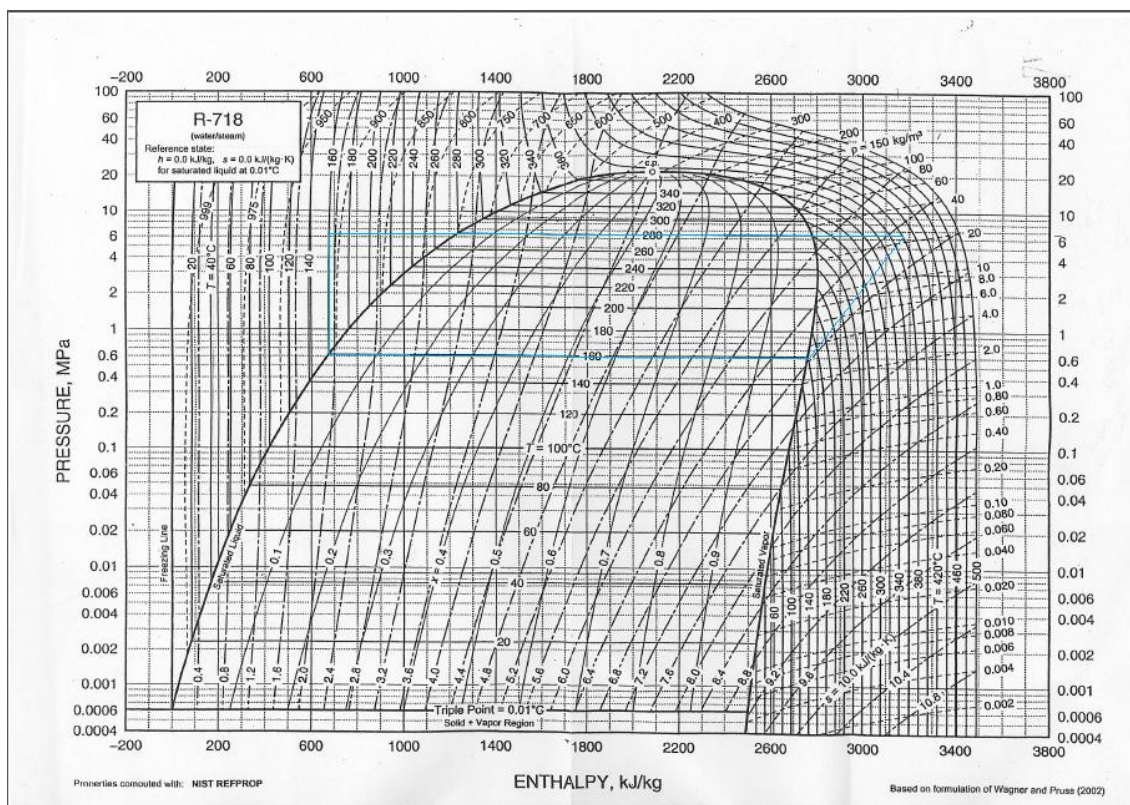


Figura 11.2.1 Diagrama de Mollier para el agua.

Se sitúa el punto de salida de vapor del reactor (A) en el diagrama, se sigue la línea isoentrópica correspondiente hasta llegar al punto (B), donde tenemos vapor a las condiciones fijadas para que éste sirva de vapor de servicio para la planta de producción de acrilonitrilo.

La diferencia de entalpías entre los puntos A y B es de 425 kJ/kg. El caudal de agua es el mismo que se ha calculado en el apartado 11.2.3, y corresponde al valor de 38099 kg/h. Multiplicando estos dos valores se calcula la electricidad generada por la turbina, que es de 4500 kW. Teniendo en cuenta que el rendimiento del motor de la turbina es de un 85%, la energía eléctrica obtenida realmente es de 3823 kW.

11.2.5. Ciclones

Cada reactor dispone de tres ciclones en serie con el fin de recuperar el catalizador que es arrastrado por los gases de salida del lecho fluidizado del reactor. Estos ciclones son todos iguales y de tipo Zenz. La tabla 11.2.7 muestra las relaciones geométricas de este tipo de ciclón y en la figura 11.2.2 se muestra a que hace referencia cada uno de los parámetros.

Tabla 11.2.7. Relaciones geométricas para un ciclón de tipo Zenz.

<i>Parámetro</i>	<i>Valor</i>
a/D	0.5
b/D	0.25
s/D	0.75
De/D	0.5
h/D	2.0
H/D	4.0
B/D	0.25
k	0.729
K	34.7

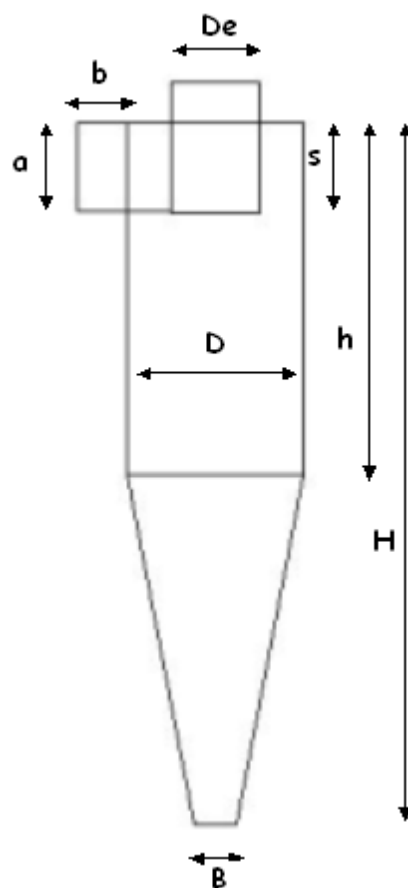


Figura 11.2.2 Esquema de las dimensiones de un ciclón tipo Zenz.

Para poder diseñar los ciclones en serie se debe de conocer la distribución de partículas que llegan al primer ciclón, estos datos de diámetro de partícula y distribución se han encontrado en la bibliografía y se muestran en la tabla 11.2.8.

Tabla 11.2.8. Distribución de las partículas del gas de entrada al primer ciclón.

$d_p [\mu m]$	$d_p [m]$	$\Delta \phi m_i$
$<45 \mu m$	0,000045	0,292
$>45 \mu m <90 \mu m$	0,0000675	0,623
$>90 \mu m$	9,00E-05	0,085
$\sum \Delta \phi m_i$		1

La concentración inicial de partículas en el gas también es necesario conocerla para poder diseñar los ciclones. Esta concentración se ha determinado a partir del dato encontrado en la bibliografía $\text{kg de propileno/kg de catalizador} \cdot \text{h} = 0.07$. Conociendo este dato y el caudal másico del propileno en cada reactor se calcula los kg de catalizador que hay en cada reactor ecuación 11.2.9. Y junto al volumen de cada reactor se halla la concentración de partículas que hay en el reactor ecuación 11.2.10. Se ha considerado que se pierde debido al arrastre del gas de salida un 0.1 % y este será el que se trate con los tres ciclones, ecuación 11.2.11.

$$\text{kg de catalizador} = 0.07 \cdot 3651 \frac{\text{kg propileno}}{\text{h}} = 52161 \text{ kg catalizador} \quad (11.2.9)$$

$$[\text{partículas}] \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) = \frac{52161 \text{ kg}}{66 \text{ m}^3} = 786 \text{ kg/m}^3 \quad (11.2.10)$$

$$[\text{partículas}] \left(\frac{\text{g}}{\text{m}^3} \right) = 0.001 * \frac{786}{1000} \text{ g/m}^3 = 786 \text{ g/m}^3 \quad (11.2.11)$$

. La tabla 11.2.9 muestra otros datos referentes a las partículas catalíticas y del gas de salida del lecho fluidizado necesarias para el diseño de los ciclones.

Tabla 11.2.9. Datos necesarios para el diseño de los ciclones

$Q [\text{m}^3/\text{s}]$	6.64
$\rho_p [\text{kg/m}^3]$	1800
$\rho_g [\text{kg/m}^3]$	$9.60 \cdot 10^{-1}$
$\mu_g [\text{kg/m} \cdot \text{s}]$	$3.14 \cdot 10^{-5}$
$T [\text{K}]$	723.15

Para diseñar los ciclones primero se supone un diámetro para éste y se calcula el exponente del vórtice (n) mediante la ecuación (11.2.12).

$$n = 1 - (1 - 0.67 \cdot D^{0.14}) \cdot \left(\frac{T}{283} \right)^{0.3} \quad (11.2.12)$$

La eficacia total (η) se calcula a partir de las eficacias individuales (η_i), ecuación 11.2.13, y la fracción de partículas ($\Delta\phi m_i$), tal como se muestra en la ecuación 11.2.14.

$$\eta_i = 1 - \exp \left(-2 \cdot \left(\frac{(1+n) \cdot Q \cdot K \cdot \rho_s \cdot d_i^2}{D^3 \cdot 18 \cdot \mu} \right)^{\frac{0.5}{n+1}} \right) \quad (11.2.13)$$

$$\sum \eta_i \cdot \Delta\phi m_i \quad (11.2.14)$$

La eficacia total se ha de corregir mediante la figura 11.2.3, debido a que la ecuación 11.2.13 considera que con el gas sólo entra una partícula de ese diámetro al ciclón. Con la eficacia corregida $\eta_{\text{corregida}}$ se tiene en cuenta la interacción de las partículas que se encuentran en el gas.

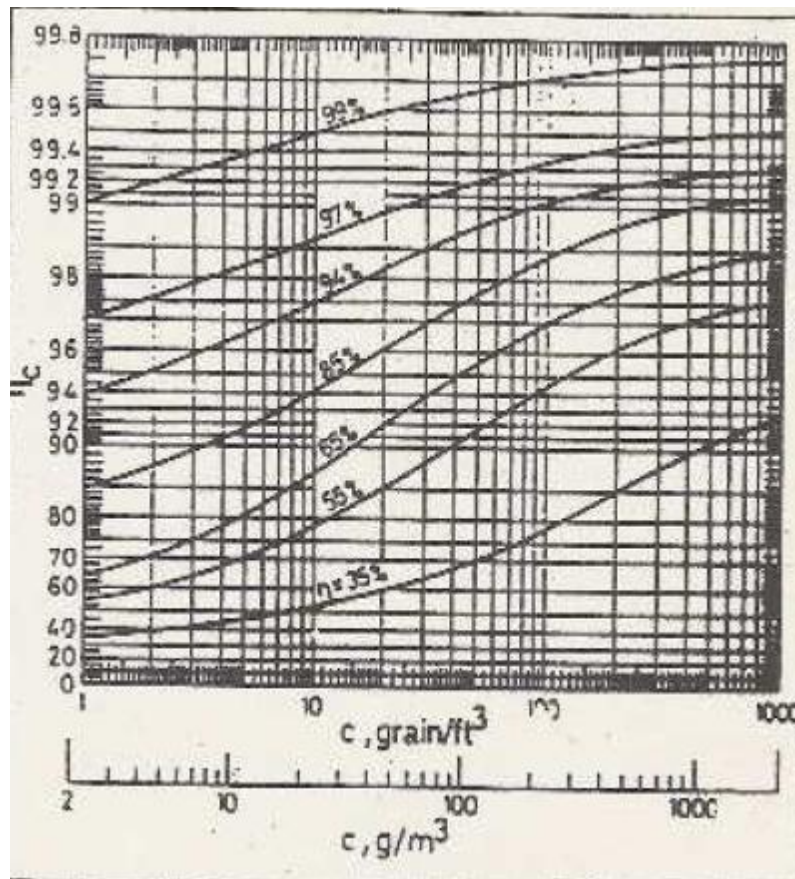


Figura 11.2.3 Gráfico para la determinación de la eficacia corregida.

La concentración de partículas a la salida del ciclón se calcula mediante la ecuación 11.2.15.

$$C_{\text{salida}} = C_{\text{entrada}} \cdot (1 - \eta_{\text{corregida}}) \quad (11.2.15)$$

Una vez hecho los cálculos de diseño para el ciclón se debe comprobar que la pérdida de carga (ΔP), la velocidad del gas de entrada al ciclón (u), la longitud natural del ciclón (l_1) y la fuerza centrífuga estén dentro de los rangos normales de operación.

Para determinar la pérdida de carga se utiliza la ecuación 11.2.16

$$\Delta P = \frac{\varphi \cdot \rho \cdot u^2}{2} \quad (11.2.16)$$

donde φ se calcula a partir de la ecuación 11.2.17 escogiendo el resultado más restrictivo.

$$\varphi = 16 \cdot \frac{a \cdot b}{De^2} = 11.3 \cdot \left(\frac{a \cdot b}{De^2} \right)^2 + 3.33 \quad (11.2.17)$$

La pérdida de carga también deben de ser corregidas teniendo en cuenta la concentración de partículas, para ello se utiliza la ecuación 11.2.18

$$\Delta P_c = \Delta P \cdot \frac{1}{1 + 0.0086 \cdot \sqrt{C}} \quad (11.2.18)$$

La velocidad de entrada del gas (u) se calcula a partir del caudal volumétrico y el área de la sección de entrada al ciclón (A), la cual se determina multiplicando los parámetros geométricos a y b .

La fuerza centrífuga en unidades de g se calcula mediante la ecuación 11.2.19

$$n^o g = \frac{u^2}{g \cdot \frac{(D-b)}{2}} \quad (11.2.19)$$

donde: g es la fuerza de la gravedad (9.81 m/s^2)

En la tabla 11.2.10 se muestran los valores entre los cuales se deben hallar los parámetros a comprobar.

Tabla 11.2.10. Parámetros a comprobar en el diseño de los ciclones

$\Delta P_c [N/m^2]$	2450
$u [m/s]$	25
$F_{centrífuga} [g]$	5-2500

Además de las relaciones de la tabla 11.2.10, también se ha tenido en cuenta la longitud natural del ciclón (l_1), la cual hace referencia al punto en que se produce la inversión del flujo de gas. Esta l_1 debe ser mayor a $2 \cdot D$ y menor que el parámetro H y se calcula a partir de la ecuación 11.2.20.

11. Manual de cálculo

$$l_1 = 2.3 \cdot D_e \cdot \left(\frac{D^2}{b \cdot a}\right)^{\frac{1}{3}} \quad (11.2.20)$$

Una vez comprobado todos los parámetros si la concentración a la salida del ciclón no es la deseada, se calcula la concentración de salida de partículas poniendo otro ciclón y repitiendo los pasos descritos. Así se ha determinado que el número de ciclones necesarios en este caso es de 3. La tabla 11.2.11 muestra los valores obtenidos en la última iteración para los tres ciclones. Los parámetros que ocupan las últimas celdas son iguales para los tres ciclones.

Tabla 11.2.11 Datos obtenidos del diseño de los tres ciclones en serie.

<i>1r ciclón</i>		<i>2ndo ciclón</i>		<i>3r ciclón</i>	
η_{total}	0,9564	η_{total}	0,9543	η_{total}	0.9572
$\eta_{total\ corregida}$	0.9850	$\eta_{total\ corregida}$	0,97	$\eta_{total\ corregida}$	0.96
$\Delta P [N/m^2]$	2211.15	$\Delta P [N/m^2]$	2211.15	$\Delta P [N/m^2]$	2211.15
$\Delta P_{corregida} [N/m^2]$	1781.68	$\Delta P_{corregida} [N/m^2]$	2147.74	$\Delta P_{corregida} [N/m^2]$	2199.90
<i>Concentración salida partículas</i> $[g/m^3]$	11.87	<i>Concentración salida partículas</i> $[g/m^3]$	0.35	<i>Concentración salida partículas</i> $[g/m^3]$	0.014
n	0.56	$F_{centrifuga} [g]$	14		
$u [m/s]$	24	l_1	2		

11.2.6. Diseño mecánico

El diseño mecánico tiene como objetivo determinar el grosor de los reactores para garantizar que aguantarán las condiciones de operación. Para realizar este diseño se ha seguido la normativa ASME referida a presión interna. Para aplicar la normativa ASME se debe definir el material de construcción del reactor, en este caso los reactores son de AISI 304. Una vez hecho esto se determinan la temperatura y presión de diseño, para ello se ha seguido el siguiente criterio.

- Temperatura de diseño

La temperatura de operación, T_{op} , es la temperatura más elevada a la que se puede encontrar cualquier zona del reactor durante la operación. La temperatura del reactor se mantiene a 450 °C mediante el sistema de control del intercambiador de tubos que hay en el reactor. Para la temperatura de diseño T_d se ha considerado una temperatura 10 °C superior a la de operación, por lo tanto ésta es de 460 °C.

- Presión de diseño

La presión de operación, P_{op} de los reactores es de 2 atm, para estimar la presión de diseño, P_d se ha considerado un 15% superior a la presión de operación, por lo que P_d es de 2.3 atm.

Una vez determinados T_d y P_d , se debe estimar el factor de soldadura (E) y el límite elástico del material elegido para la construcción del equipo (S). El parámetro se halla tabulado y es función de la temperatura de diseño. La tabla 11.2.12 muestra los valores de S en función de la temperatura.

Tabla 11.2.12 Límite de elasticidad para el acero inoxidable en función de la temperatura (Cód.Asme)

		MAXIMUM ALLOWABLE STRESS VALUES IN TENSION FOR HIGH-ALLOY STEEL (CAUTION: See UW-12 for vessels constructed under part UW)												
Specification		Maximum Allowable Stress, ksi (Multiply by 1000 to Obtain psi), for Metal Temp., °F, Not Exceeding												
Number	Grade	-20 to 100	200	300	400	500	600	650	700	750	800	850	900	950
SA-240	304	18,8	17,8	16,6	16,2	15,9	15,9	15,9	15,9	15,5	15,2	14,9	14,7	14,4
SA-240	304L	15,7	15,7	15,3	14,7	14,4	14	13,7	13,5	13,3	13	---	---	---
SA-240	316	18,8	18,8	18,4	18,1	18,0	17,0	16,7	16,3	16,1	15,9	15,7	15,5	15,4
SA-240	316L	15,7	15,7	15,7	15,5	14,4	13,5	13,2	12,9	12,6	12,4	12,1	---	---

Para los reactores los cuales se diseñan a 460 °C (860 F) el límite elástico es de 14.9 psi.

El factor de soldadura sirve para corregir las imperfecciones durante la soldadura y depende del tipo de radiografiado al que se va a someter el equipo. Para este caso el valor de E es 0.85, debido a que se supone que se hace un radiografiado parcial y los puntos de soldadura son dobles.

Para calcular el espesor de los reactores (t), se divide cada reactor en diferentes zonas las cuales se trataran por separado. A continuación se muestran las ecuaciones usadas en cada una de las zonas.

Para determinar el grosor del cabezal toriesférico se ha usado la ecuación 11.2.21

$$t = \frac{P_d \cdot D_{int}}{2 \cdot S \cdot E + 1,8 \cdot P_d} + C_1 + C_2 \quad (11.2.21)$$

Para el cuerpo cilíndrico se usa la ecuación 11.2.22

$$t = \frac{P_d \cdot R_{int}}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_d} + C_1 + C_2 \quad (11.2.22)$$

Y para las zonas cónicas se ha utilizado la ecuación 11.2.23

$$t = \frac{P_d \cdot D_{int}}{2 \cdot \cos \alpha \cdot (S \cdot E - 0,6 \cdot P_d)} + C_1 + C_2 \quad (11.2.23)$$

Para las zonas cónicas se ha estimado que α vale 30° . Para todas las zonas se ha determinado que el factor de sobreespesor (C_1) es de 1.5 mm y que el factor de tolerancia de fabricación (C_2) es del 10% del grosor. La tabla 11.2.13 muestra los resultados obtenidos para cada sección del reactor.

Tabla 11.2.13 Espesores para cada zona del reactor

CABEZAL TORIESFÉRICO

$$D_{int} [m] \quad 5 \quad t [m] \quad 9 \cdot 10^{-3}$$

CUERPO CILÍNDRICO

$$R_{int} [m] \quad 2.5 \quad t [m] \quad 7 \cdot 10^{-3}$$

$$R_{int} [m] \quad 1.75 \quad t [m] \quad 6 \cdot 10^{-3}$$

CUERPO CÓNICO

$$D_{int} [m] \quad 5 \quad t [m] \quad 8 \cdot 10^{-3}$$

$$D_{int} [m] \quad 3.5 \quad t [m] \quad 7 \cdot 10^{-3}$$

Debido a la poca diferencia que hay entre los espesores en las diferentes partes del reactor, se ha decidido hacer todo el equipo del mismo grosor, 9 mm.

11.2.7. Determinación del difusor para la entrada de los reactivos amoníaco y propileno

Con el objetivo de garantizar una buena distribución de los reactivos en el reactor se ha escogido un difusor modelo 196 de la casa Saint-Gobain NorPro, la figura 11.2.7.1 muestra el detalle de este tipo de difusor.

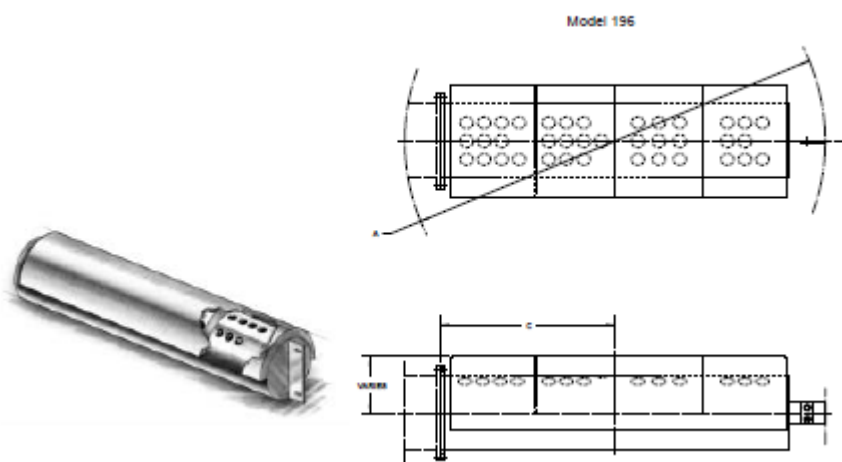


Figura 11.2.4. Detalle del modelo 196 de difusor de la casa Saint-Gobain NorPro.

11.2.8 Determinación del peso del reactor vacío

Para ello se determina el volumen de la pared del reactor y se multiplica por la densidad del acero inoxidable 304 (7800 kg/m^3). Obteniendo un valor para el peso del reactor vacío de 23789 kg.

11.2.9 Determinación del espesor del aislante del reactor

Para determinar el espesor del aislante del reactor se ha recorrido al software proporcionado por la empresa CALORCOL, SA. el cual permite la estimación del grosor del aislante a partir de los datos que se muestran en la figura 11.2.5

Cálculo de Espesor Óptimo - Pérdida de Calor - Equipos [1]

CALORCOL
· LANA MINERAL DE ROCA ·

Mantas Aislantes de 100 kg/m³

Datos de Entrada: [Haga click aquí para cambiar el tipo de producto](#)

Temperatura Interior: 450 °C

Temperatura Superficie Aislamiento: 45 °C

Temperatura Ambiente: 25 °C

Velocidad del Aire: 0.5 m/h

Código Material : 7 Emisividad: 0.13 [Consultar](#)

Superficie Exterior Aislamiento: 2 Emisividad: 0.3 [Consultar](#)

Superficie Desnuda: 2

[Calcular](#) [Cancelar](#) [Graficar](#)

Ingrese la temperatura a la cual opera el equipo que se quiere aislar

CALORCOL S.A Calle 46 N° 71 - 121 Copacabana (Antioquia - Colombia)
PBX: (574) 274 41 49 FAX: (574) 274 56 92 Email: info@calorcol.com Web: http://www.calorcol.com

Figura 11.2.5. Interfaz del programa Insulan para el cálculo del espesor de aislamiento óptimo.

El código de material hace referencia al material del equipo que se quiere aislar, en este caso es 7, el cual corresponde a acero inoxidable.

Los resultados obtenidos son los siguientes:

Temperatura de la superficie del aislante 42.25 °C

Espesor práctico recomendado 266.7 mm

Eficacia de aislamiento 98.86 %

11.3. TORRE DE ABSORCIÓN: A-401

La corriente de gases que sale del quench, a 85°C y 1 atmósfera de presión, después de ser enfriados a 30 °C e introducidos en un separador de fases, separando la fase gas de la fase líquida, se dirigen a una torre de absorción A-401 con agua fría a 5°C en contracorriente, de esta forma, se aprovecha la buena solubilidad de los nitrilos en agua del resto de gases.

Por tanto la función principal de esta torre es separar la corriente de gases del separador de fases SF-401, los productos orgánicos; acrilonitrilo, ácido cianhídrico, acetonitrilo, acroleína, cianuros, etc.. absorbiéndolos en agua fría y dejando libres los gases que no se absorben que son; dióxido de carbono, monóxido de carbono, nitrógeno y propileno.

En la columna de absorción, el acrilonitrilo que entra por la alimentación de la columna es absorbido en agua casi en su totalidad, esta torre está diseñada para obtener más de un 99% del acrilonitrilo contenido en el gas de carga.

Los gases procedentes del separador SF-401 a 30 °C, entran en la sección inferior de la torre, por el último plato y ascienden poniéndose en contacto en contracorriente con el agua fría que entra por la parte superior de la torre. El agua absorbe los productos orgánicos, y sale con ellos por el fondo de la columna. La cantidad de agua que entra por la parte superior de la torre es 80000 Kg/h.

11.3.1. Simulación con ASPEN PLUS

Para el diseño de esta torre de absorción (A-401) se ha recurrido al simulador Aspen Plus por su precisión y versatilidad.

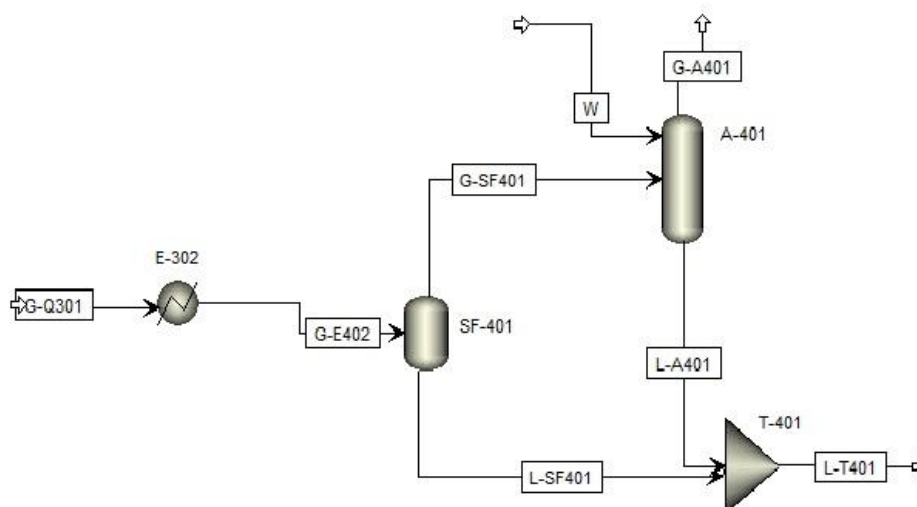


Figura 11.3.1. Diagrama de flujo del procesos de la columna de absorción A-401 en Aspen Plus.

11. Manual de cálculo

Los pasos a seguir para realizar simulaciones en Aspen Plus se presentan a continuación.

En primer lugar se define la lista de componentes que van a entrar en la columna de absorción (“Data” → “Components”). Figura 11.3.2

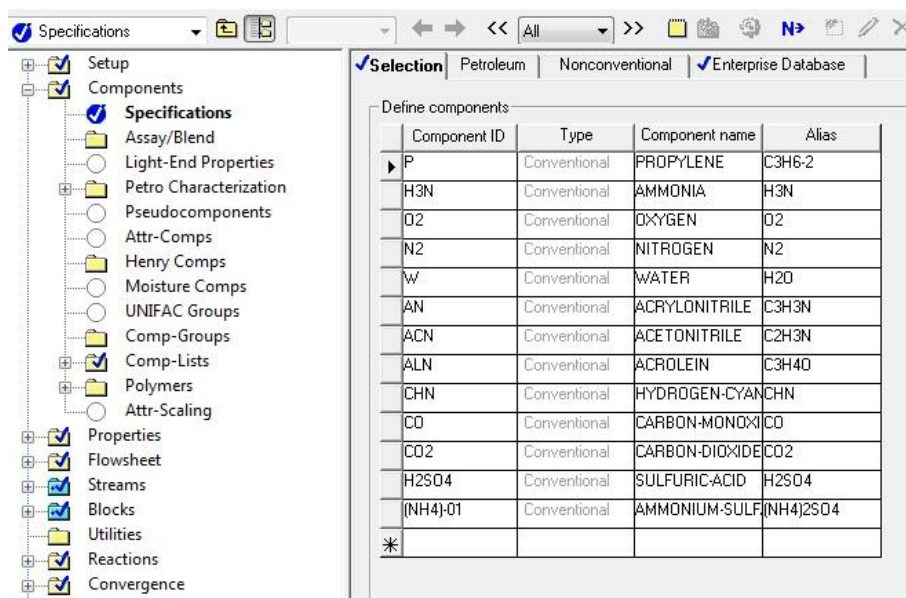


Figura 11.3.2. Ventana Aspen Plus para selección de componentes.

El siguiente paso es seleccionar el modelo termodinámico adecuado para el simulador, (“Data” → “Properties”) para la elección de este, hay que tener cuatro factores en cuenta .

- La naturaleza de las propiedades de interés
- La composición de la mezcla
- El rango de presión y temperatura.
- La disponibilidad de parámetros.

Según estos cuatro factores y atendiendo al artículo “*Succeeding at simulation, Chemical Engineering Progress*” escogido para la elección del método se ha optado por el modelo Uniquac-RK con componentes de Henry que para los gases a tratar asegura una correcta descripción del proceso absorción-desorción. Figura 11.3.3

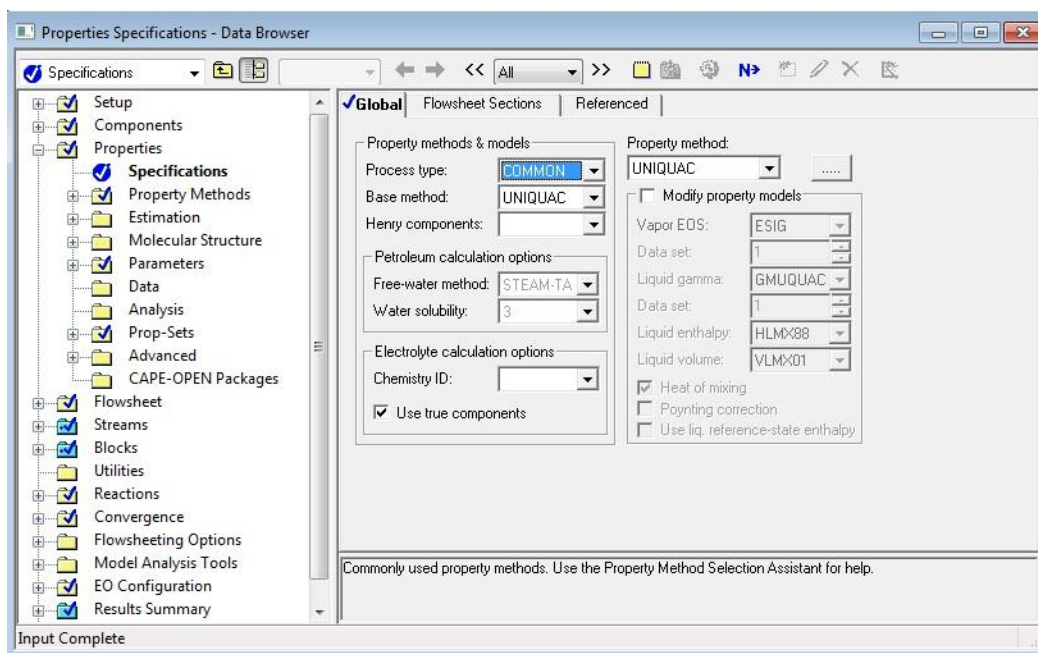


Figura 11.3.3 Ventana Aspen Plus para selección del método.

A continuación se selecciona una columna de absorción y se definen sus corrientes de entrada.

Una de las corrientes de entrada es la corriente de gases, que sale del separador de fases SF-401, a 30°C y 1 atm de presión, que entra por debajo del último plato de la columna de absorción.

Para determinar el caudal de agua necesario que entre por la parte superior de la columna, se parte de una relación entre el acrilonitrilo que entra y el agua necesaria para su absorción encontrada en patente "*Acrylonitrile by propene ammoxidation, AlexandreC*", 14,5 Kg de W/Kg de AN. A continuación se define la presión y temperatura de esta corriente 1 atm y 5°C respectivamente. Se observa que con la relación encontrada en la patente se absorbe el 99% del acrilonitrilo de entrada.

Una vez definidas las composiciones y características de las corrientes de entrada, se introducen los parámetros de operación de la torre de absorción, que se muestran en la siguiente figura. Figura 11.3.4.

11. Manual de cálculo

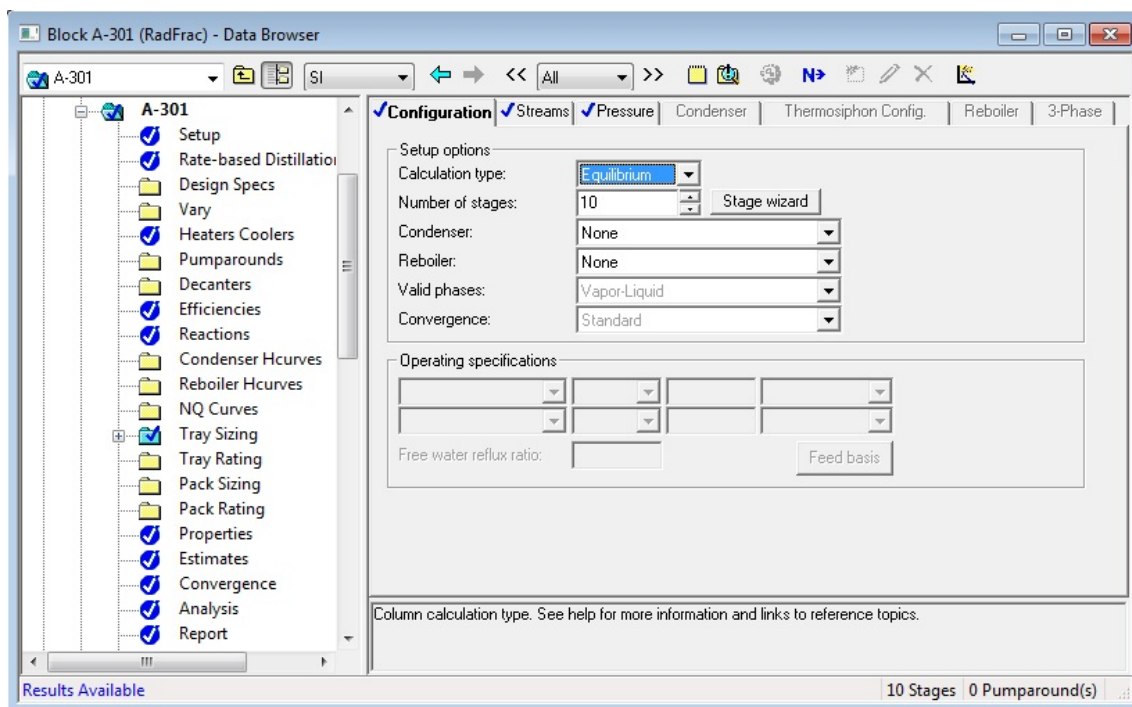


Figura 11.3.4. Ventana Aspen Plus para configuración de la torre A-401.

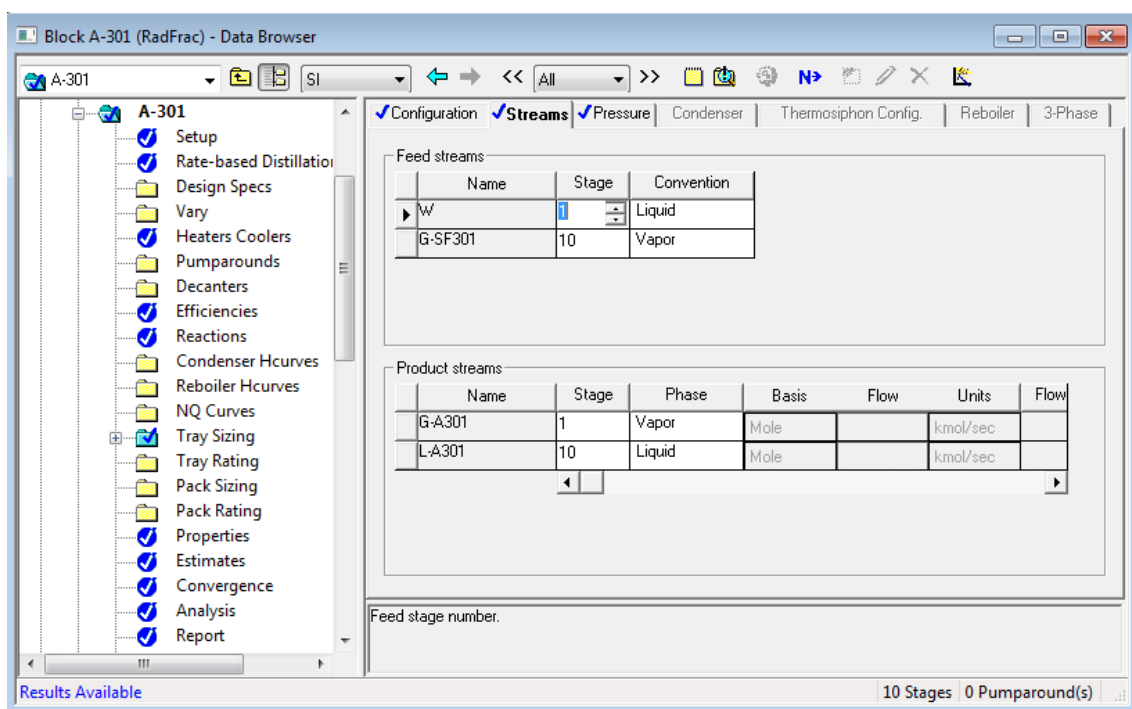


Figura 11.3.5. Ventana Aspen Plus para configuración de como entran las corrientes en la torre A-401.

Como especificaciones para la torre se añade que la presión de operación es 1 atmósfera. La columna de absorción consta de diez etapas teóricas, como se aprecia en la figura 11.3.4. Este dato se ha introducido en la configuración de la torre antes de ser simulada, y se ha observado al simularla que converge de tal modo que se obtiene una absorción del acrilonitrilo superior al 99%.

11. Manual de cálculo

De esta forma después de simular la columna, una vez que converge, se observan las dos corrientes de salida y se comprueba que los resultados obtenidos son los esperados.

Las condiciones de presión y temperatura de las entradas y salidas del sistema de absorción figura 11.3.1 (columna de absorción, separador de fases y mixer), se encuentran indicadas en la tabla 11.3.1.

Tabla 11.3.1. Condiciones de presión y temperatura de las corrientes de entrada y salida de A-401

	Temperatura (°C)	Presión (atm)
Salida Líquido		
	30	1
SF-301		
Salida Gases SF-301	30	1
Entrada Agua	5	1
Salida cabezas A-301	6,71	1
Salida líquido A-301	24,33	1
Salida T-301	25,77	1

Las composiciones del sistema de absorción se muestran en la tabla 11.3.2 (entradas y salidas).

Tabla 11.3.2. Condiciones de presión y temperatura de las corrientes de entrada y salida de A-401

	Entrada G y L SF-401	Salida Gases SF-401	Salida Líquido SF-401	Entrada Agua	Salida cabezas A-401	Salida colas A-401	Salida T-401
Estado del fluido	G,L	G	L	L	G	L	L
P [kg/h]	1088,74	1088,74	0	0	1088,74	0	0
NH3 [kg/h]	0	0	0	0	0	0	0
O2 [kg/h]	0	0	0	0	0	0	0
N2 [kg/h]	27483,98	27483,98	0	0	27483,98	0	0
W [kg/h]	28300	894,411072	27381,58538	80009,96822	182,259072	80722,12	108103,7
AN [kg/h]	6651,92	5516,72	1135,200852	8,29725E-13	11,03	5505,69	6640,89
ACN [kg/h]	192,52	107,2532448	85,4883288	34,34008871	2,90653E-05	141,5933	227,0816
ALN [kg/h]	0	0	0	0	0	0	0
HCN [kg/h]	663,86	389,155262	274,073868	4,158184778	0,000482044	393,313	667,3869
CO [kg/h]	484,62	484,62	0	0	484,62	0	0
CO2 [kg/h]	756,81	756,81	0	0	756,81	0	0
H2SO4 [kg/h]	0	0	0	0	0	0	0
(NH4)2SO4 [kg/h]	0	0	0	0	0	0	0
Total	65622,45	36721,68958	28876,34843	80048,4665	30007,43958	86762,7163	115639,0585

11.3.2. Dimensionamiento de la columna de absorción A-401

Dado que el caudal de alimentación es elevado se espera obtener un diámetro de columna superior a 0,76 m, lo que favorece el uso de columnas de platos, además de que coincide con el tipo de columna de absorción de la patente consultada *“Acrylonitrile by propene ammoxidation, AlexandreC”*

Para el dimensionamiento de la columna de absorción A-401 se utiliza la utilidad de Aspen Plus —Tray sizing (Data → Utilities → Tray sizing → Add utility), antes de continuar con el dimensionamiento mediante la utilidad de Aspen —Tray sizing es necesario escoger el tipo de plato de la columna de absorción. Figura 11.3.6

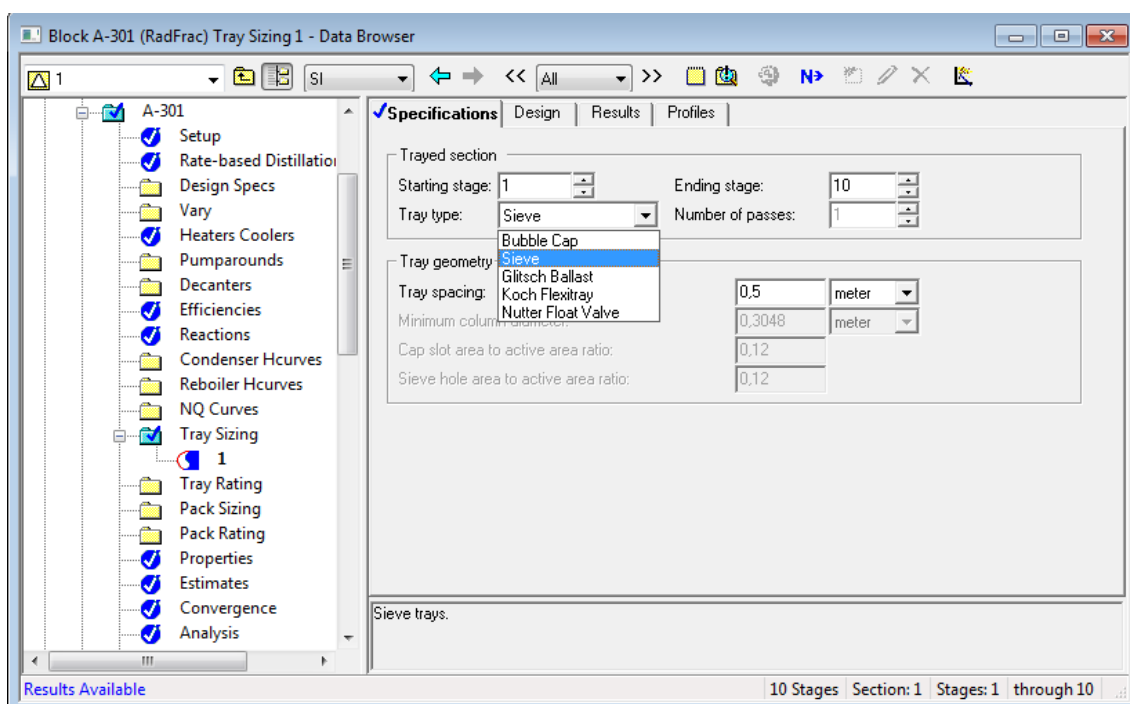


Figura 11.3.6. Ventana Aspen Plus para selección de la utilidad Tray Sizing

Selección del tipo de plato:

Se ha seleccionado el plato perforado (“Sieve Tray”) figura 11.3.6. Los platos perforados tiene agujeros de entre 3/16 pulgadas a 1 pulgada. El tamaño estándar de agujero es 0,5 pulgadas, estando perforado hacia abajo. El vapor atraviesa los agujeros proporcionando un efecto multi orificio e impidiendo que el líquido descienda por los agujeros (“weeping”) si la velocidad del vapor es la adecuada. Si el diámetro de los agujeros es menor, la pérdida de carga es menor (para la misma superficie total abierta). El número y tamaño de los agujeros depende del caudal de vapor. El líquido desciende a través de los bajantes (“downcomers”). Para la misma velocidad de vapor, el arrastre es mayor para los platos perforados que para los platos con válvulas .

Los platos perforados son el tipo de plato más empleado, ya que son baratos, fáciles de fabricar, tienen una elevada capacidad (un mínimo de 70%) y son adecuadas para casos de ensuciamiento moderado. El principal inconveniente es que son bastante susceptibles de sufrir (“weeping”) (GPSA *Engineering Data Book*, 2004).

Se ha comprado un tipo de plato de la empresa SULZER, que es el más adecuado para el sistema de absorción, se trata “*Multi Downcomer High Performance Trays*” estos platos son multi downcomers los cuales permiten altas cargas de líquido.

Dentro de los platos perforados multi downcomer de *SULZER* se ha escogido los Shell Hifi Trays Figura 11.3.7 ya que disponen del mejor tipo de bandeja, menor pérdida de carga, y mejor eficiencia para grandes caudales de líquido.

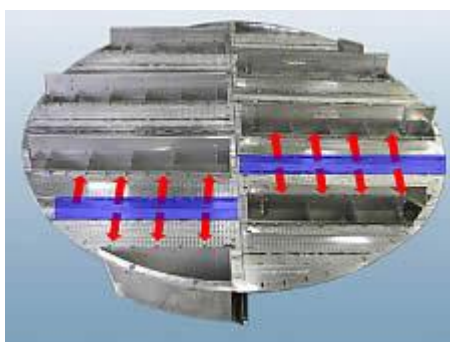


Figura 11.3.7. Platos perforados multi downcomer de la empresa SULZER

Las áreas azules en la figura representan la posición de los platos de arriba, y donde se descarga el líquido sobre el plato siguiente. Las flechas rojas indican la dirección del flujo del líquido.

El líquido fluye desde un lado de la bandeja al otro cruzando la línea central del plato. Esto permite una mayor longitud de recorrido del líquido lo que aumenta la eficiencia del plato.

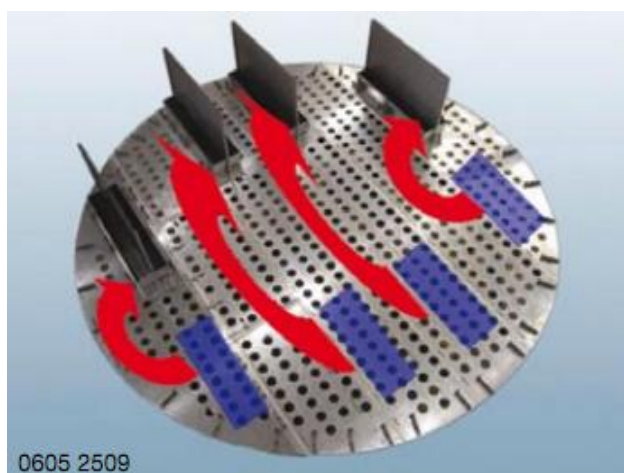


Figura 11.3.8. Dirección del flujo del líquido en los platos perforados multi downcomer

HiFi Trays son principalmente utilizados cuando las columnas necesitan un gran número de platos ya que proporcionan una reducción importante del espacio entre platos.

Downcomer (segmentos de bajante de líquido):

Tubos o placas planas de descenso (llamada delantal) se usan para guiar el flujo de líquido desde una bandeja superior a una bandeja inferior. Los más comunes son los de tipo segmentado. Dentro de los de tipo segmentado se ha utilizado los “Straight Downcomer” figura 11.3.9 los de bajantes rectas son los más empleados, ya que son simples y baratos.



Figura 11.3.9. “Straight downcomer” de la empresa SULZER

Los bajantes rectos “Straight downcomer” son seleccionados ya que el sistema no presenta tendencia a formar espuma y son los más baratos. El espacio entre la parte inferior la bajante y el siguiente plato “Downcomer clearance” ver en la figura 11.3.10 tiene un valor típico de 1,5 in.

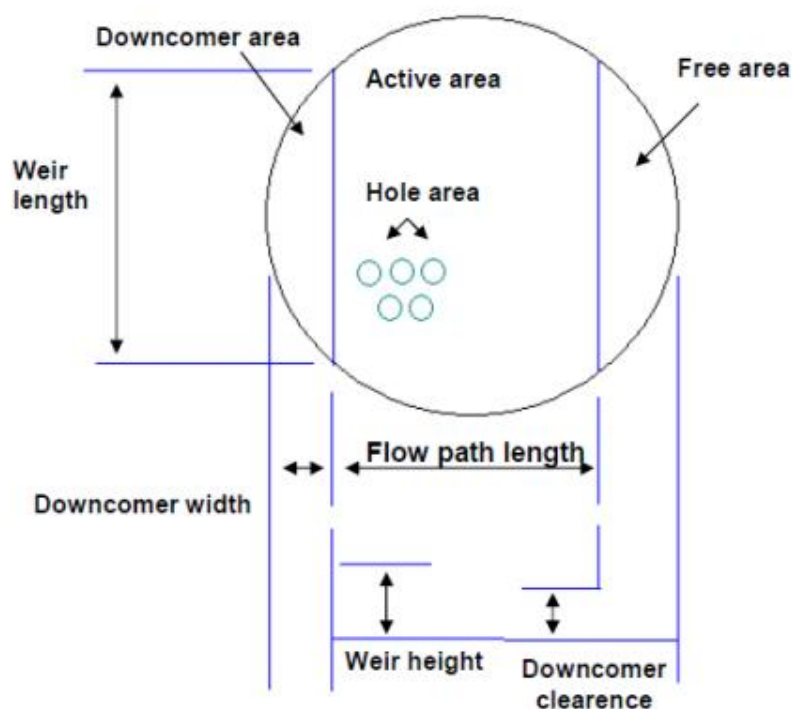


Figura 11.3.10. Principales componentes de un plato

Weir (Rebosaderos):

Su función es mantener el nivel deseado de líquido en el plato. La altura del rebosadero es responsable de la pérdida de presión, afectando a la eficiencia del plato. La altura típica de los rebosaderos está entre 2 y 4 in, aunque columnas a baja presión o que operan al vacío es menor (0,25 - 0,5 in). En la figura 11.3.11 se pueden observar diferentes tipos de rebosaderos. Cuando el caudal de líquido es bajo se usan rebosaderos con muescas (rectangulares o en V), como no es el caso de la columna de absorción A-401, se usan rebosaderos rectos, que son los más económicos “KLM Technology Group, 2011”.

Una de las ventajas de los Shell Hifi Trays es que proporcionan una longitud de salida del rebosadero doble o triple, a la que proporcionan los platos perforados convencionales. Esto reduce la carga efectiva del rebosadero en un 50 o 70% lo que reduce sustancialmente la pérdida de presión en cada plato.

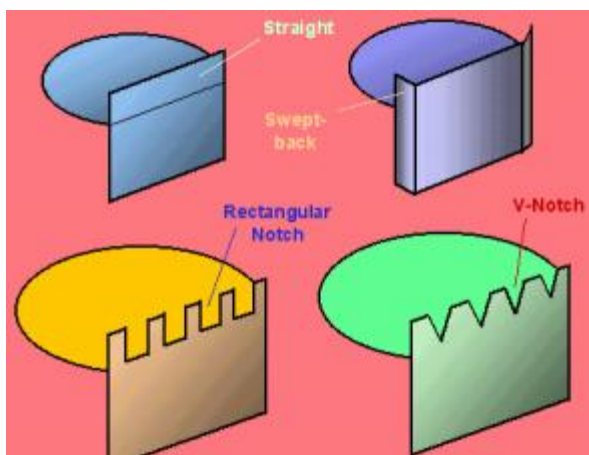


Figura 11.3.11. Principales tipos de rebosaderos

Anillo soporte:

Conecta el plato con la carcasa de la columna. El ancho del anillo está comprendido generalmente entre 2 y 3 in. Para un diámetro de columna comprendido entre 61 y 150 in, como es el caso, le correspondería una anchura de 2 in. En la figura 11.3.12 se puede observar un anillo de soporte para un plato perforado.

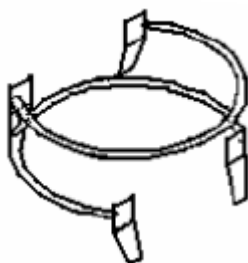


Figura 11.3.12 Anillo soporte

Una vez seleccionado el tipo de platos, Aspen establece por defecto los valores típicos de las características de la torre de absorción figura 11.3.13 .

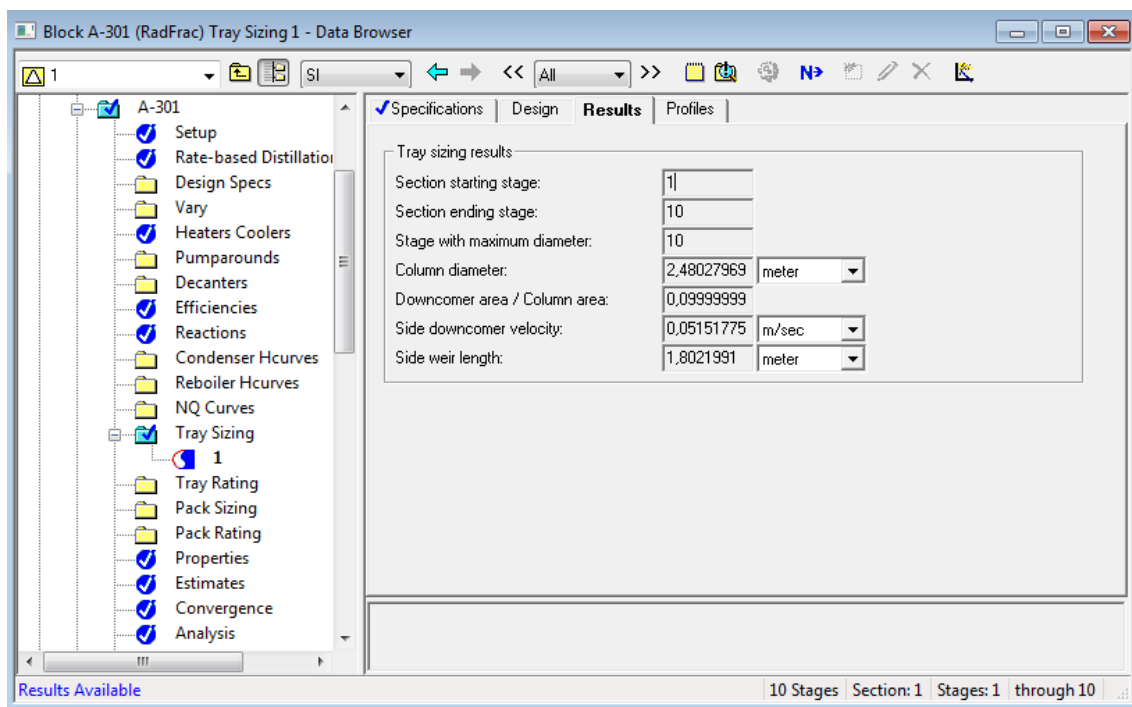


Ilustración 11.3.13. Ventana de la utilidad de Aspen “Tray Sizing” para el dimensionamiento de la columna de absorción A-401.

Una vez hecho el Tray Sizing con Aspen Plus, hay que tener en cuenta que éste realiza la simulación considerando que la eficiencia del plato es del 100%. Así, el número de platos utilizados a través de Aspen son los platos teóricos de la torre.

Cálculo del número de etapas reales:

Para el cálculo de etapas reales, es necesario primero tener la eficacia global del plato E_0 (%). Para ello se emplea la correlación de O’Connell.

$$E_0 = 49,2 \cdot (\alpha \cdot \mu)^{-0.245} \quad (11.3.1)$$

Donde:

α = promedio de la volatilidad relativa de los componentes clave entre la temperatura de cabeza y la temperatura de cola.

μ = promedio de la viscosidad evaluada a la temperatura de cabeza y a la temperatura de cola, en cP .

El Aspen Plus, no proporciona estas propiedades de los compuestos por lo que se ha decidido utilizar un valor del 80% como eficacia global del plato, igual que el utilizado para la columna de absorción de la patente².

$$\text{Numero de platos reales} = \frac{\text{Número de platos teóricos}}{E_0} = \frac{10}{0.8} = 12.5 \approx 13 \quad (11.3.2)$$

Material de construcción

El material de construcción para esta columna es acero inoxidable AISI 304 L.

Cálculo de la temperatura y presión de diseño:

- Temperatura de diseño

La temperatura de operación, T_{op} , es la temperatura más elevada a la que se pueda encontrar cualquier zona de la columna durante su funcionamiento. Esta temperatura corresponde a , 30 °C (86 °F).

Para la temperatura de diseño, T_d se ha considerado una temperatura 10°C superior a la temperatura de operación, es decir 40°C (104 °F)

- Presión de diseño

La presión a la que opera la columna de absorción, P_{op} , es de 1 atm.

Para la presión de diseño, P_d se ha considerado un 10% superior a la presión de operación:

$$P_d = P_{op} \cdot 1.1 = 1,01325 \cdot 1.1 = 1.114 \text{ bar} \quad (11.3.3)$$

Cálculo del espesor del cuerpo cilíndrico de la columna de absorción (número):

Para calcular el grosor es necesario conocer previamente la presión de diseño (P), el diámetro interno del cilindro (D), el factor de soldadura (E) y el límite elástico del material de construcción (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”).

El material escogido para la torre de absorción es acero inoxidable AISI 304. En la figura 11.3.14 se encuentra el valor de S para la temperatura de diseño ($T_d=104$ °F)

11. Manual de cálculo

Specification		MAXIMUM ALLOWABLE STRESS VALUES IN TENSION FOR HIGH-ALLOY STEEL (CAUTION: See UW-12 for vessels constructed under part UW) Maximum Allowable Stress, ksi (Multiply by 1000 to Obtain psi), for Metal Temp., °F, Not Exceeding												
Number	Grade	-20 to 100	200	300	400	500	600	650	700	750	800	850	900	950
SA-240	304	18,8	17,8	16,6	16,2	15,9	15,9	15,9	15,9	15,5	15,2	14,9	14,7	14,4
SA-240	304L	15,7	15,7	15,3	14,7	14,4	14	13,7	13,5	13,3	13	---	---	---
SA-240	316	18,8	18,8	18,4	18,1	18,0	17,0	16,7	16,3	16,1	15,9	15,7	15,5	15,4
SA-240	316L	15,7	15,7	15,7	15,5	14,4	13,5	13,2	12,9	12,6	12,4	12,1	---	---

Figura 11.3.14. Límite de elasticidad para el acero inoxidable 304 en función de la temperatura “Código Asme”

$$D=2300 \text{ mm}$$

$$E=0.85$$

$$S=1082,48 \text{ bar}$$

La ecuación para el cálculo del cuerpo cilíndrico de la columna “Código ASME “ es la siguiente:

$$t_{cil} = \frac{P_d \cdot D_{in}}{2 \cdot S \cdot E - 1.2 \cdot P_d} \quad (11.3.4)$$

$$t_{cil}=1.52 \text{ mm}$$

Este será el grosor necesario para soportar el estrés circunferencial, al cual se le sumará 1.5 mm extra de tolerancia a la corrosión y se sobredimensiona un 10 % el grosor total.

$$t = (t_{cil} + t_{cor}) \cdot 1.1 \quad (11.3.5)$$

$$t = 3.31 \text{ mm} \approx 4 \text{ mm}$$

Dimensionamiento del cabezal:

Dado que la presión es inferior a 10,3 bar se escoge un cabezal toriesférico, concretamente un cabezal Klopper o decimal (DIN 28011M y UNE 9201), suministrado por la empresa *Foncalp SL*.

En primer lugar hay que determinar el espesor del cabezal. El valor de la presión de diseño, el límite elástico del material (acero inoxidable 304) y el factor de soldadura son los mismos que son los calculados para el cuerpo cilíndrico.

La ecuación empleada para calcular el espesor de un cabezal toriesférico es la siguiente “Código ASME “.

$$s = \left(\frac{0.885 \cdot P_d \cdot R_{int}}{S \cdot E - 0.1 \cdot P} + t_{cor} \right) \cdot 1.1 \quad (11.3.6)$$

$$s = 3.12 \text{ mm} \approx 4 \text{ mm}$$

Para calcular la altura del cabezal se utilizan las relaciones indicadas en la siguiente figura 11.3.15 y las ecuaciones mostradas a continuación.

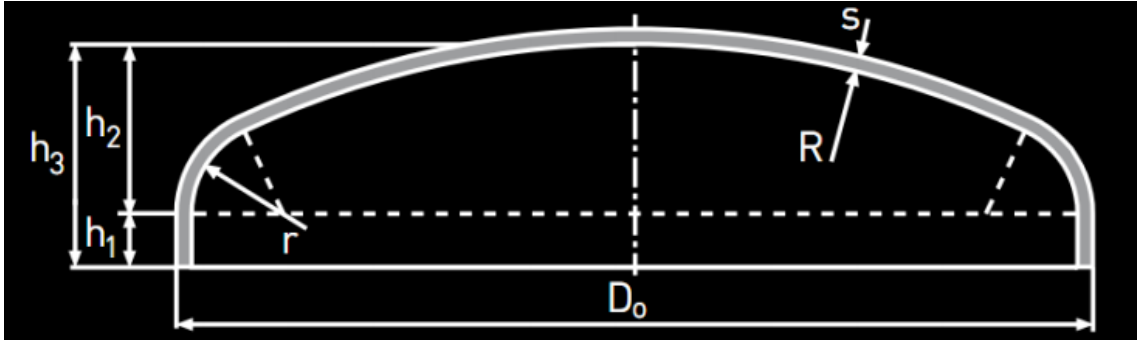


Figura 11.3.15. Esquema de un cabezal toriesférico decimal (extraído de la empresa Weisstaler).

$$R = D_{\text{int}} \quad (11.3.7)$$

$$r = 0.1 \cdot D_{\text{int}} \quad (11.3.8)$$

$$h_1 \geq 3.5 \cdot s \quad (11.3.9)$$

$$h_2 = 0.1935 \cdot D_{\text{int}} - 0.455 \cdot s \quad (11.3.10)$$

$$h_3 = h_1 + h_2 \quad (11.3.11)$$

$$h_3 = 497.478 \text{ mm}$$

El volumen de un cabezal toriesférico se puede obtener con la siguiente ecuación “ *L. Brownell, E. Young, 2004* ”

$$V_{\text{int}} = 0.084672 \cdot D_{\text{int}}^2 \quad (11.3.12)$$

$$V_{\text{ext}} = 0.084672 \cdot D_{\text{ext}}^2 \quad (11.3.13)$$

$$D_{\text{ext}} = D_{\text{int}} + 2 \cdot s \quad (11.3.14)$$

$$V_{\text{pared}} = V_{\text{ext}} - V_{\text{int}} \quad (11.3.15)$$

$$V_{\text{int}} = 0.5292 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{ext}} = 0.5326 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{pared}} = 0.0034 \text{ m}^3$$

El fondo de la columna elegido es un cabezal toriesférico decimal, el mismo tipo que el cabezal escogido para la parte superior de la torre de absorción. El cálculo del espesor del fondo es análogo al de cabeza, con la salvedad de que la presión de diseño es mayor, ya que hay que sumarle la presión hidrostática. Para obtener esta, se calcula la presión que ejercería la fase líquida dentro de la torre si alcanzase una altura máxima correspondiente a la altura del cuerpo cilíndrico. Se utiliza la densidad de la corriente que sale por el fondo de la columna.

$$P_{hidrostática} = \rho \cdot g \cdot h \quad (11.3.17)$$

$$P_{hidrostática} = 966.4 \cdot 9.81 \cdot 7.039 = 0.6666 \text{ bar}$$

$$P_{fondo} = P_{diseño} + P_{hidrostática} = 1.78 \text{ bar} \quad (11.3.18)$$

$$s = \left(\frac{0.885 \cdot P_{fondo} \cdot R_{int}}{S \cdot E - 0.1 \cdot P} + t_{cor} \right) \cdot 1.1 \quad (11.3.19)$$

$$s = 3.99 \text{ mm} \approx 4 \text{ mm}$$

La altura del cabezal del fondo y los volúmenes exterior, interior y de la pared se calculan del mismo modo que en el cabezal superior.

$$h_3 = 497.478 \text{ mm}$$

$$V_{int} = 0.5292 \text{ m}^3$$

$$V_{ext} = 0.532 \text{ m}^3$$

$$V_{pared} = 0.0034 \text{ m}^3$$

Altura total de la columna y superficie lateral del cuerpo cilíndrico.

Para el cálculo de la altura de la torre, hay que tener en cuenta el número de platos reales (N), el espacio entre platos (d_{platos}), el espesor de los platos (e_{platos}) y la altura de los cabezales ($h_{superior}$ y h_{fondo}), pero además se ha decidido aumentarle un metro por seguridad al cuerpo cilíndrico.

$$N_{reales} = 13$$

$$d_{platos} = 0.5 \text{ m}$$

$$e_{platos} = 0.003 \text{ m}$$

$$h_{superior} = 497.478 \text{ mm}$$

$$h_{inferior} = 497.478 \text{ mm}$$

$$h_{columna} = (N_{reales} - 1) \cdot d_{platos} + N_{reales} \cdot e_{platos} + h_{superior} + h_{inferior} + 1 \quad (11.3.20)$$

$$h_{columna} = 8.03m$$

El cálculo de la superficie lateral del cuerpo cilíndrico se hace del siguiente modo:

$$A_L = L \cdot \pi \cdot D_{ext} \quad (11.3.21)$$

L = Longitud del cuerpo cilíndrico (m)

D_{ext} = Diámetro externo del cuerpo cilíndrico (m)

$$A_L = ((N_{reales} - 1) \cdot d_{platos} + N_{reales} \cdot e_{platos} + 1) \cdot \pi \cdot (D_{int} + 2t) m^2$$

$$A_L = 55,461 m^2 \quad (11.3.22)$$

Cálculo del peso de la torre A-301 vacía

Para calcular el peso de la columna vacía se determina el volumen de chapa que ocupa cada una de las partes previamente dimensionadas. Para ello el volumen superficial para el cuerpo cilíndrico, y, en el caso de los cabezales, se calcula la diferencia entre el volumen interno y externo. El volumen de chapa se multiplica por la densidad del acero inoxidable 304 a 20 °C (7800 kg/m³).

$$V_{carcasacilindrica} = 1.25 m^3$$

$$V_{carcasasuperior} = 0.0034 m^3$$

$$V_{carcasainferior} = 0.0034 m^3$$

$$Peso \text{ columna vacía} = (V_{carcasacilindrica} + V_{carcasasuperior} + V_{carcasainferior}) \cdot \rho_{acero} = 9765.987 kg \quad (11.3.22)$$

Cálculo del peso de la torre A-301 llena:

El peso de la torre de absorción suponiendo que toda la columna está llena del líquido que sale por el fondo de la torre durante la operación de la misma, $\rho_l = 966.4 \frac{kg}{m^3}$ es el siguiente:

$$\text{Peso del líquido que llena la torre} = \left(\frac{\pi \cdot D_{\text{int}}^2}{4} \cdot h + V_{\text{carcasasuperior}} + V_{\text{carcasainferior}} \right) \rho_l \quad (11.3.23)$$

$$\text{Peso del líquido que llena la torre} = 34414.709 \text{ Kg}$$

$$\text{Peso de los platos} = \frac{\pi \cdot D_{\text{int}}^2}{4} \cdot e_{\text{plato}} \cdot N_{\text{reales}}$$

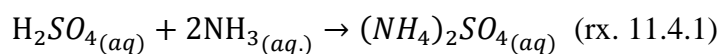
$$\text{Peso de los platos} = 1493.238 \text{ Kg}$$

$$\text{Peso total máximo} = 9765.987 + 34414.709 + 1493.238 = 45673.934 \text{ kg} \quad (11.3.24)$$

11.4. QUENCH ÁCIDO : Q-301/Q-302

En este apartado se explica los cálculos efectuados para obtener el diseño de los dos quench ácidos idénticos del área 300: Q-301 y Q-302. Estas torres actúan como una torre de absorción con reacción en la que se introduce un gas por fondos y un líquido por cabezas.

La corriente de gases de salida del reactor es enfriada a 232°C y dividida en dos corrientes. Cada una de estas corrientes gaseosas es introducida a 1 atm de presión en los fondos de una torre de quench ácido, la cual realiza una doble función: enfriar y eliminar el amoníaco de dicha corriente. Para eliminar de forma efectiva el amoníaco se introduce en el sistema ácido sulfúrico para que se produzca la reacción (rx. 11.4.1):



Para lograr los objetivos del quench, entra por cabeza de la torre una corriente líquida con agua, ácido sulfúrico y sulfato amónico a 25°C y 1 atm, capaz de eliminar el amoníaco del gas mediante transferencia de materia y reacción química con el ácido sulfúrico, y capaz también de enfriar la corriente de gases de 232°C a 85°C. Esta corriente líquida proviene del tanque T-301 o T-302 (dependiendo de cada quench) en el que se mezcla parte de la salida líquida del mismo quench, agua de proceso y ácido sulfúrico proveniente de su tanque de almacenaje.

Por cabezas se obtiene una corriente gaseosa a 85°C y 0.986 atm con prácticamente la misma composición que la de entrada, salvo que ésta se encuentra saturada de agua y sin amoníaco. Por colas se obtiene una corriente líquida a 100°C y 1.014atm que contiene sulfato amónico, obtenido como consecuencia de la reacción del ácido sulfúrico con el amoníaco, y agua. Parte de esta corriente de fondos es enviada al tanque T-301 o T-302, según cada quench, para ser recirculada por cabezas del quench a 25°C; mientras que el resto de la corriente de fondos se purga y es enviada a un cristalizador para poder obtener un sulfato amónico cristalizado que se pueda vender como subproducto.

11.4.1. Balance de materia y energía

El diseño de este equipose realizó mediante simulación con el programa Aspen Plus, pero no se logró que el simulador proporcionara datos lógicos si se le introducían datos de la reacción, por lo que parte de los cálculos se realizaron de forma manual.

Para realizar el diseño del quench es necesario primero calcular las cantidades de ácido sulfúrico y agua requeridas para el cumplimiento de su cometido.

La cantidad de ácido sulfúrico a introducir en el equipo se calcula mediante la cantidad de amoníaco a eliminar de la corriente gaseosa y la estequiometría de la reacción (rx

11.4.1). Por tanto, si la corriente gaseosa de entrada cada quench contiene 162.65 kg/h de amoníaco:

$$162.65 \frac{\text{kg } \text{NH}_3}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ kmol } \text{NH}_3}{17 \text{ kg } \text{NH}_3} \cdot \frac{1 \text{ kmol } \text{H}_2\text{SO}_4}{2 \text{ kmol } \text{NH}_3} \cdot \frac{98 \text{ kg } \text{H}_2\text{SO}_4}{1 \text{ kmol } \text{H}_2\text{SO}_4} = 468.8 \frac{\text{kg } \text{H}_2\text{SO}_4}{\text{h}} \quad (11.4.1)$$

Del mismo también se puede calcular la cantidad de sulfato de amonio formado:

$$162.65 \frac{\text{kg } \text{NH}_3}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ kmol } \text{NH}_3}{17 \text{ kg } \text{NH}_3} \cdot \frac{1 \text{ kmol } (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4}{2 \text{ kmol } \text{NH}_3} \cdot \frac{132 \text{ kg } (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4}{1 \text{ kmol } (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4} = 631.46 \frac{\text{kg } (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4}{\text{h}} \quad (11.4.2)$$

La cantidad de agua a añadir a cada quench viene determinada por la transferencia de materia y de calor. La transferencia de materia del amoníaco de la fase gas a la líquida es muy efectiva, dado que una vez que el amoníaco es absorbido en la fase líquida reacciona de forma prácticamente inmediata con el ácido sulfúrico, haciendo así que la fuerza impulsora (gradiente de concentraciones entre fases) de la absorción en fase líquida sea muy elevada.

Por otra parte, se decide fijar la temperatura del líquido de entrada a 25°C, ya que si la temperatura de esta corriente es elevada, la transferencia de calor será menos efectiva; pero si la temperatura es demasiado baja, podría darse la absorción de acrilonitrilo y, por tanto, se perdería producto.

Además, la cantidad de agua necesaria para realizar el intercambio de calor depende a su vez del número de etapas de la torre: a más longitud menos cantidad de agua necesaria. En consecuencia, se calcula el caudal de agua necesario mediante una simulación con el programa Aspen Plus, variando tanto el caudal de agua como el número de etapas de la columna.

El procedimiento llevado a cabo para obtener la simulación con Aspen Plus es el mismo que el de la columna de absorción A-401.

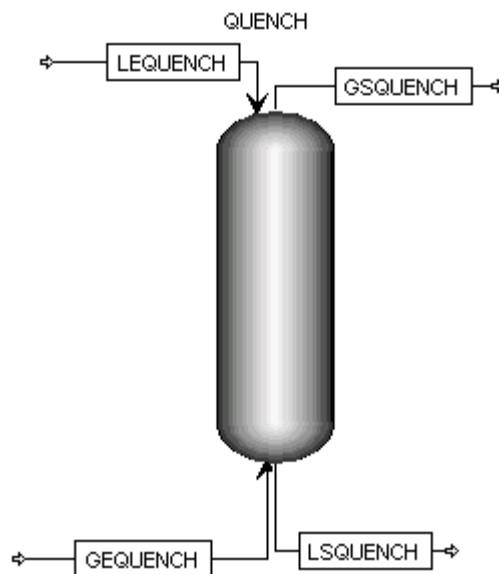


Figura 11.4.1. Diagrama de Flujo del proceso del Quench en el programa Aspen Plus

Primero se establece la misma lista de componentes y el mismo paquete termodinámico (UNIQUAC-RK), por las mismas razones comentadas en el manual de cálculo de la columna de absorción. Cabe decir que, ya que no se obtienen resultados lógicos al indicar la reacción entre el amoníaco y el ácido sulfúrico, y, además la transferencia de energía es el factor limitante, no se consideran en la lista de componentes ni el amoníaco, ni el ácido sulfúrico ni el sulfato amónico.

Después, se selecciona en el simulador el bloque de columna de absorción sin condensador ni reboiler y se definen las corrientes de entrada, especificando la composición, temperatura y presión.

El siguiente paso de la simulación consiste en introducir el número de etapas y los parámetros del quench ácido, según la figura 11.4.2.

11. Manual de cálculo

The screenshot shows the 'Configuration' tab in Aspen Plus. The 'Setup options' section includes:

- Calculation type: Equilibrium
- Number of stages: 2 (with a 'Stage wizard' button)
- Condenser: None
- Reboiler: None
- Valid phases: Vapor-Liquid
- Convergence: Standard

The 'Operating specifications' section includes:

- Free water reflux ratio: (empty field)
- Feed basis: (button)

Figura 11.4.2. Ventana Aspen Plus para configuración de la columna

Por otro lado, también se indican las etapas de alimentación y de salida de corrientes y la presión de operación. Cabe decir que el cálculo de la presión de operación se realiza también de forma iterativa, ya que depende del relleno utilizado y este a su vez depende del diámetro de la torre. Los datos finales introducidos se pueden observar en las figuras 11.4.3 a 11.4.4.

The screenshot shows the 'Streams' tab in Aspen Plus. It displays two tables:

Feed streams

Name	Stage	Convention
LEQUENCH	1	Liquid
GEQUENCH	2	Vapor

Product streams

Name	Stage	Phase	Basis	Flow	Units	Flow ratio	Feed specs
GSQUENCH	1	Vapor	Mole		kmol/hr		Feed basis
LSQUENCH	2	Liquid	Mole		kmol/hr		Feed basis

Figura 11.4.3. Ventana Aspen Plus para configuración de las corrientes de la columna

11. Manual de cálculo

Figura 11.4.4. Ventana Aspen Plus para configuración de la presión de la columna

Se obtiene así que el caudal de agua necesario para enfriar en dos etapas la corriente de gases proveniente del reactor de 232°C a 85°C es de 30225 kg/h. Además, la corriente de salida de gases contiene 14153.2 kg H₂O/h, lo cual significa que en el quench se evaporan unos 9718.6 kg/h de agua. Los resultados de las corrientes gaseosas obtenidos mediante el programa Aspen Plus se encuentran en la siguiente tabla.

Tabla 11.4.1. Composición de las corrientes de vapor del quench

	GE	GS
Temperatura [°C]	232	85
Presión [bar]	1	0.986
P [kg/h]	544.37	544.37
NH3 [kg/h]	162.65	0
O2 [kg/h]	0	0
N2 [kg/h]	13741.99	13741.99
W [kg/h]	4434.62	14150
AN [kg/h]	3325.96	3325.96
ACN [kg/h]	96.26	96.26

ALN [kg/h]	0	0
HCN [kg/h]	331.93	331.93
CO [kg/h]	242.31	242.31
CO2 [kg/h]	378.41	378.41
total	23258.49	32811.23

11.4.1.1. Cálculo del caudal de recirculación

Con el fin de mejorar la transferencia de materia, se decide recircular a 25°C el líquido que se obtiene por fondos de la torre, juntamente con agua y ácido sulfúrico. Este cálculo se ha hecho de forma manual, considerando que el caudal de agua a aportar obtenido con Aspen Plus es en realidad la suma del caudal de agua de proceso y el de recirculación, ya que el caudal másico aportado al sistema por el sulfato amónico recirculado es menospreciable.

Para determinar el caudal de recirculación, se considera que la corriente de salida del líquido contiene únicamente agua y sulfato de amonio (ya que la concentración del resto de componentes es menospreciable) y se establece que la fracción másica de sulfato amónico a la salida del quench debe ser de 0.15, ya que según la bibliografía está concentración permite una buena transferencia de materia a la par que permite obtener resultados satisfactorios en el posterior proceso de cristalización del sulfato de amonio.

Una vez establecido este parámetro, se procede a la realización de un balance de materia, según las siguientes ecuaciones.

Obtención del caudal másico total de líquido de salida:

$$m_{LS} = m_{LE} + m_{GE} - m_{GS} \quad (11.4.3)$$

Donde m es el caudal másico; los subíndices LS y LE se refieren a los caudales de salida y entrada de líquido, respectivamente, y los subíndices GS y GE se refieren a los caudales de salida, entrada de líquido, respectivamente

Obtención del caudal másico de sulfato amónico de entrada y salida:

$$m_{LS,SA} = 0.15 \cdot m_{LS} \quad (11.4.4)$$

$$m_{LE,SA} = m_{LS,SA} - m_{SA,react} \quad (11.4.5)$$

Donde el subíndice SA indica que el caudal másico está referido al sulfato de amonio y el subíndice SA, reac indica el caudal másico de sulfato másico generado por reacción.

Cantidad de agua en las corrientes de entrada y salida de líquido:

$$m_{LS,W} = m_{LS} - m_{LS,SA} \quad (11.4.6)$$

$$m_{LE,W} = m_{LE} - m_{LE,SA} \quad (11.4.7)$$

Donde el subíndice W indica que el caudal másico está referido al agua.

Cálculo del caudal másico de recirculación:

$$m_{LE,SA} = m_{LR,SA} \quad (11.4.8)$$

$$m_{LR} = \frac{m_{LR,SA}}{0.15} \quad (11.4.9)$$

$$m_{LR,W} = m_{LR} - m_{LR,SA} \quad (11.4.10)$$

Donde el subíndice LR indica que se trata del caudal másico de líquido recirculado a cabezas de la torre.

Cálculo del caudal másico de purga:

$$m_{LP} = m_{LS} - m_{LR} \quad (11.4.11)$$

$$m_{LP,SA} = m_{LS,SA} - m_{LR,SA} \quad (11.4.12)$$

$$m_{LP,W} = m_{LS,W} - m_{LR,W} \quad (11.4.13)$$

Donde el subíndice LP indica que se trata del caudal másico de líquido purgado que no se recircula al quench.

Se obtiene así la siguiente tabla de resultados.

Tabla 11.4.2. Composición de las corrientes líquidas del quench

	Líquido Entrada	Líquido Salida	Líquido para el tanque	Líquido Purgado	Ácido sulfúrico	Agua de proceso
Temperatura [°C]	25	100	100	100	25	25
Presión [bar]	1	1.014	1.014	1.014	1	1

W [kg/h]	28425.27	18709.8 9	15131.7	3578.19	870.63	12422.93
H₂SO₄ [kg/h]	468.8	0	0	0	468.8	0
(NH₄)₂SO₄ [kg/h]	2670.3	3301.75	2670.3	631.45	0	0
total	31564.37	22011.6 3	17802	4209.633	1339.429	12422.93

11.4.2. Dimensionamiento de los quench Q-301 y Q-302

Dado que el quench es una torre en la que se requiere de poca pérdida de carga y, además, es uno de los equipos de proceso con más riesgo de corrosión, se decide utilizar un relleno desordenado. Se toma esta decisión porque el relleno favorece la poca pérdida de carga y, además, el relleno desordenado es el más barato y, por tanto, es el más recomendable dado que es posible que éste tenga que ser substituido más a menudo que el del resto de equipos debido a la corrosión. Por otra parte, en varios artículos consultados se ha observado que también se utiliza un quench con relleno desordenado.

11.4.2.1. Selección del tipo de relleno

De entre los diversos tipos de relleno ordenado se escoge los anillos Pall. Estos anillos tienen la forma aproximada de los anillos Raschig, es decir, de cilindros huecos cuya altura es igual a su diámetro, excepto que las paredes están abiertas y además tiene superficies interiores y deflectores, lo cual hace que sean más eficaces que los anillos Raschig, especialmente si se trata de diámetros grandes, como es el caso. Por otra parte, este tipo de relleno es ampliamente usado y más económico que otros rellenos desordenados de más altas prestaciones.

Por otra parte, se decide trabajar con acero inoxidable, dado que es un material resistente a la corrosión y además, en la bibliografía se ha observado que utilizan anillos Pall de acero inoxidable en el quench. En consecuencia, se escogen los anillos HY-PAK de la empresa Norton, que son los equivalentes de los anillos Pall en acero inoxidable.

HY-PAK® Random Packing

HY-PAK® Packing Size Nominal Size		1	1.5	2	3
	mm inch	30 1.18	45 1.75	60 2.37	90 3.5
Void Fraction	%	97	98	98	98
Bulk weight**	kg/m³	262	180	161	181
	lb/ft³	16.4	11.2	10.0	11.3



Figura 11.4.5. Principales características y diámetros de los anillos HY-PAK

11.4.2.2. Cálculo del diámetro el quench

En primer lugar, cabe señalar que en un principio se planteó diseñar un único quench, pero dado que al realizar los cálculos su diámetro resultó ser de aproximadamente 3 m y no sería efectivo hacer una torre de relleno desordenado de dichas dimensiones, se descartó la idea y se diseñaron dos equipos.

Para efectuar el cálculo del diámetro del quench se utiliza de nuevo el programa Aspen Plus, en concreto, la aplicación “Pack sizing”, en la cual hay que introducir datos del tipo y tamaño del relleno.

El proceso de selección del tamaño del relleno se realiza de forma iterativa, estableciendo una medida de relleno, calculando después el diámetro y repitiendo el proceso hasta obtener un resultado satisfactorio. Este cálculo se realiza de esta forma porque el diámetro del relleno debe ser unas 20 veces inferior al de la torre para su correcto funcionamiento, pero el diámetro de la torre se calcula a partir del tamaño de relleno.

Después de realizar este procedimiento varias veces, se concluye que se utilizaran anillos HY-PAK de 3”, que poseen un diámetro nominal de 90mm, y que el diámetro de columna es de 2m.

11.4.2.3. Cálculo de la altura de relleno del quench

La altura del relleno se calcula mediante el número de unidades de transferencia (NUT) y la altura equivalente por unidad de transferencia (HUT), según la ecuación:

$$altura = NUT \cdot HUT \quad (11.4.14)$$

Para el caso de torres de quench, el NUT es el número de etapas reales de la torre, que se calcula aplicando un factor de eficacia del 90%, por tal de asegurar su correcto funcionamiento.

$$NUT = \frac{2 \text{ etapas ideales}}{0.90 \text{ eficacia}} \approx 2.2 \text{ etapas reales (11.4.15)}$$

Según la bibliografía, para las torres de absorción y quench con relleno desordenado se puede establecer un valor de HUT de 1.83. Por tanto, si se sigue la ecuación (11.4.14) se establece que la altura de relleno es de 4 m.

11.4.2.4. Internos y altura total del quench

En las columnas de relleno requieren del uso de toda una serie de internos para asegurar su buen funcionamiento. Estos internos están diseñados para tener la menor pérdida de carga posible, de manera que, a no ser que se indique lo contrario, la caída de presión que comportan será despreciada.

Distribuidores de líquido

En primer lugar, la densidad de empaque, es decir, el número de piezas de empaque por metro cúbico, es generalmente menor en torno a las paredes de la torre, por lo que el líquido tiende a segregarse hacia las paredes y el gas a fluir en el centro de la torre. Esta tendencia es menos pronunciada si se escoge un diámetro de relleno unas 20 veces inferior al diámetro de la torre.

Según la bibliografía, las torres de relleno deben tener distribuidores cada 5 o 10 veces su diámetro, por lo tanto, el relleno de esta torre no tiene porqué dividirse.

Por otra parte, sí que será necesario el uso de un distribuidor de líquido en cabezas de columna. Teniendo en cuenta el caudal volumétrico de líquido por unidad de área en cabezas del quench y de que se trata de un sistema de transferencia de calor y materia se escoge, de entre el catálogo de la empresa Norton – a quién se compra el relleno- el distribuidor de líquido 1016, al que se le supone un grosor de unos 0.3 m.

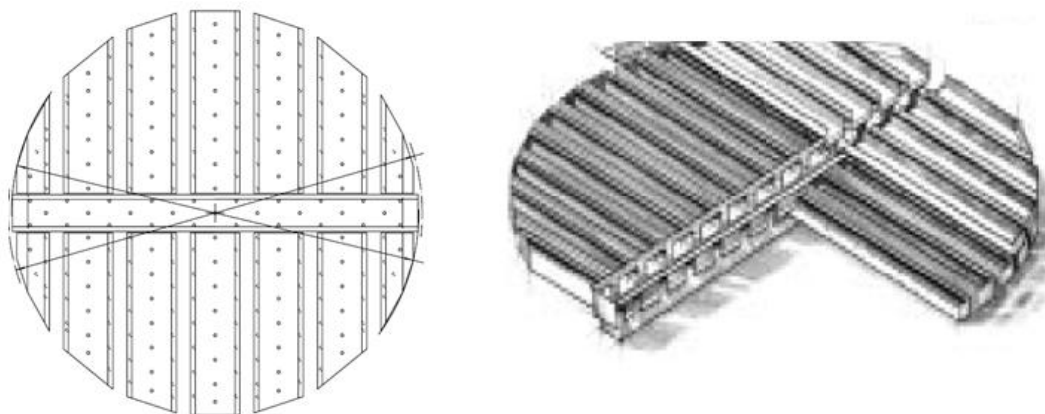


Figura 11.4.6. Distribuidor Norton 1016

“Hold down plate”

Los “holddownplate” también denominados “bedlimiter” se colocan en la parte superior del relleno desordenado e impiden que se desplace el relleno. Este tipo de interno no suele ser necesario si el relleno es ordenado.

Las oberturas en los “bedlimiter” deben ser lo suficientemente pequeñas para retener el relleno pero no demasiado, pues no deben restringir el paso del vapor o del líquido. El modelo escogido es el “holddownplate” 103 de la casa Norton, ya que está indicado para el tipo de relleno utilizado. Ha este interno se le supone un grosor despreciable, pero según el catálogo de Norton debe estar situado unos 0.15 m por debajo del distribuidor.

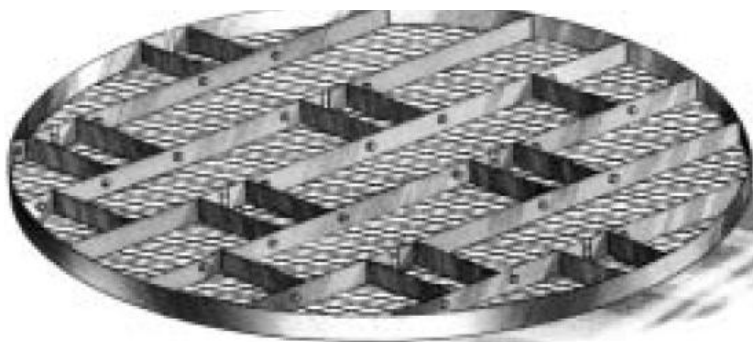


Figura 11.4.7. Bed limiter Norton 103

Soporte del relleno

El soporte de relleno como su propio nombre indica soporta o carga con el peso de todo el empacado que se encuentra sobre él. De nuevo, el diámetro de sus aperturas debe ser lo suficientemente pequeño como para soportar el empacado, pero lo suficientemente grande como para permitir el paso libre del gas y el líquido.

Teniendo en cuenta el diámetro de la columna, el material de construcción del relleno y el tipo de empacado, se escoge el soporte 804 de la empresa Norton.

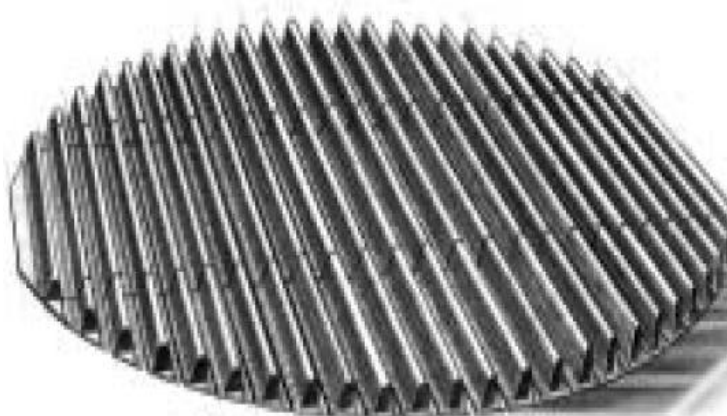


Figura 11.4.8. Soporte Norton 804

Demister

En el caso concreto del quench, se utiliza también como interno de la torre un demister o corta-gotas que se coloca por encima de la entrada de líquido, para eliminar las posibles gotas que pueda arrastrar el gas que sale por cabezas, ya que los compuestos que se encuentran en el quench son altamente corrosivos y podrían dañar al resto de equipos.

Los demister están constituidos por mallas de alambre y mantas de separación, que proporcionan caminos más largos a las partículas líquidas, razón por la cual actúan como filtros que separan y eliminan la niebla y el polvo contenidos en los fluidos.

En este caso, no se ha podido encontrar un demister de la casa Norton, así que se ha optado por comprar el modelo 709 de acero inoxidable de la empresa Koch-Otto York.



Figura 11.4.9. Demister Koch-Otto 709

Según la bibliografía, a este interno se le supone un grosor de unos 0.2m y debe estar unos 0.5m por encima de la entrada de la corriente líquida.

Altura total de la columna

Teniendo en cuenta los grosores y separaciones entre internos que se dan en la columna y que entre el demister y cabezas de torre se establece una distancia de como mínimo 0.5m, se decide que la altura total desde el empacado a cabezas será de 2m, sin contar la altura del cabezal toriesférico.

Por otra parte, con el fin de no tener que utilizar un difusor de vapor en la entrada de gas del quench que comportaría una mayor pérdida de carga, y teniendo en cuenta el diámetro de la torre y el de la tubería de entrada de vapor, se decide dejar un espacio entre el empacado y fondos de la torre de 1.11 m.

En consecuencia la altura total de la columna es de 7.11m, sin contar ni el cabezal superior ni el inferior.

11.4.2.5. Cálculo del espesor de la torre y dimensionamiento de cabezal y fondos**Material de construcción**

El material de construcción y de relleno de las torres Q-301 y Q-302 es acero inoxidable 316 L.

Para el resto del diseño de la columna de destilación se han tenido en cuenta las mismas consideraciones que para la torre de absorción A-401, detalladas en el punto 11.3 de este manual de cálculo .

Temperatura y presión de diseño:

$$T_{operación} = 100^{\circ}C$$

$$T_{diseño} = 110^{\circ}C$$

$$P_{operación} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{diseño} = 1.1 \text{ atm}$$

Espesor del de la torre Q-301/Q-302

$$Espesor \text{ cuerpo cilíndrico} = 2.98mm$$

$$Espesor \text{ cabezal toriesférico} = 2.83 \text{ mm}$$

$$\text{Espesor fondo toriesférico} = 3.6 \text{ mm}$$

Se ha decidido por lo tanto utilizar un espesor de 3.6 mm para toda la columna, fondo, cabezal superior y cuerpo cilíndrico.

Cálculo del peso de la torre Q-301 y Q-302 vacías:

$$V_{\text{carcasacilíndrica}} = 1.35 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{carcasasuperior}} = 0.0024 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{carcasainferior}} = 0.0024 \text{ m}^3$$

$$\text{Peso columna vacía} = (V_{\text{carcasacilíndrica}} + V_{\text{carcasasuperior}} + V_{\text{carcasa inferior}}) \cdot \rho_{\text{acero}} = 10855 \text{ kg}$$

(11.4.16)

Cálculo del peso de la columna Q-301/Q-302 llena:

El peso del relleno se calcula como:

$$\text{Peso relleno} = \rho_{\text{acero}} \cdot \frac{D_{\text{columna}}^2 \cdot \pi}{4} \cdot \text{altura total empacado} \cdot \text{fracción vacía}$$

(11.4.17)

En este caso la fracción vacía del relleno es del 98%, obteniéndose así un peso de relleno de 96057.3kg.

El peso de la columna suponiendo que se encuentra llena del líquido que sale por fondos, de densidad 991.56 kg/m³ es de 35917.7kg.

Por tanto, el peso total máximo suponiendo que la columna se encuentra llena de líquido y contiene ya el relleno, es de 131975 kg.

11.4.2.6. Cálculo del espesor de aislamiento

El aislante escogido son mantas de lana de roca de 100kg/m³ y el cálculo del espesor de aislamiento necesario se realiza mediante el programa Insulan, de la empresa Calorcol S.A.

Para realizar los cálculos se establece el valor de la temperatura interior de columna como el de temperatura de diseño para tener un margen de seguridad, se define la temperatura deseada en la superficie como 45°C y la temperatura ambiente de 25°C. Se determina también la velocidad superficial de 0.5m/s. Se indica también que tanto el acabado como la superficie desnuda son de acero inoxidable.

Cálculo de Espesor Óptimo - Pérdida de Calor - Equipos [1]

CALORCOL
· LANA MINERAL DE ROCA ·

Mantas Aislantes de 100 kg/m³

Datos de Entrada

Temperatura Interior:	110.0	°C
Temperatura Superficie Aislamiento:	45.0	°C
Temperatura Ambiente:	25.0	°C
Velocidad del Aire:	0.5	m/h
Código Material:	7	Emisividad: 0.13
Superficie Exterior Aislamiento:	2	Superficie Desnuda: 0.3

Calcular Cancelar Graficar

Ingrese la temperatura a la cual opera el equipo que se quiere aislar

CALORCOL S.A Calle 46 N° 71 - 121 Copacabana (Antioquia - Colombia)
PBX: (574) 274 41 49 FAX: (574) 274 56 92 Email: info@calorcol.com Web: http://www.calorcol.com

Figura 11.4.6. Interfaz del programa Insulan para el cálculo del espesor de aislamiento

Los resultados para el aislante son:

Temperatura de la superficie del aislante=45°C

Espesor práctico recomendado=25.4mm

Eficacia de aislamiento=87.81%

11.5. COLUMNA EXTRACTIVA: C-401

Esta torre de 40 platos, tiene como función separar del acrilonitrilo, el acetonitrilo y parte del agua. La carga que recibe esta torre proviene del fondo del intercambiador E-401 y consta de: agua, acetonitrilo, acrilonitrilo y ácido cianhídrico, además recibe otra corriente que entra en el segundo plato de la torre que proviene de los fondos de la columna de recuperación de acetonitrilo C-402 que es en su mayor parte agua.

La temperatura de la carga total de la torre es de 75°C, y la presión de 1 atmósfera.

La separación de acetonitrilo del acrilonitrilo es difícil por destilación simple, debido a sus puntos de ebullición muy cercanos, por ello en este caso se utiliza la destilación extractiva que consiste en agregar otro componente (agua) donde sea más soluble un compuesto que el otro, aquí se usa agua, en el cual es más soluble el acetonitrilo; de esta forma se obtiene una corriente más pesada de acetonitrilo con agua que sale por el lateral de la columna, otra ligera de acrilonitrilo más agua más ácido cianhídrico que sale por la cabeza de la columna y una de agua con trazas de los otros tres compuestos que sale por el fondo de la columna. La corriente de agua solvente entra en el segundo plato de la torre a 98°C y proviene de los fondos de la columna de recuperación de acetonitrilo, es importante que esta agua solvente no contenga más de 50 ppm de acetonitrilo, de lo contrario contaminaría al acrilonitrilo que sale por la cabeza de la columna el cual sale mezclado con agua y cianhídrico y restos de acetonitrilo. En el plato 33 de la torre se extrae una corriente formada por una mezcla de agua, acetonitrilo y una pequeña cantidad de ácido, libre de acrilonitrilo que se dirige a la torre fraccionadora de acetonitrilo C-402, donde se separa el acetonitrilo del agua.

La operación de la torre se concentra en que la corriente que sale por cabezas, no contenga prácticamente acetonitrilo, pero si esa cantidad es muy elevada las causas más comunes son: alta temperatura en la alimentación de la columna, bajo flujo o exceso de acetonitrilo en la corriente de agua que se recircula de los fondos de la columna de recuperación de acetonitrilo C-402, si la temperatura es baja la concentración de acrilonitrilo y ácido cianhídrico es alta en la extracción que se va a la torre fraccionadora de acetonitrilo C-402, apareciendo en el acetonitrilo producto.

Se agrega hidroquinona en la línea de vapores de la parte superior de la torre para evitar la polimerización del acrilonitrilo.

11.5.1. Simulación con ASPEN PLUS

Para el diseño de esta columna extractiva C-401 se ha recurrido al simulador Aspen Plus por su precisión y versatilidad.

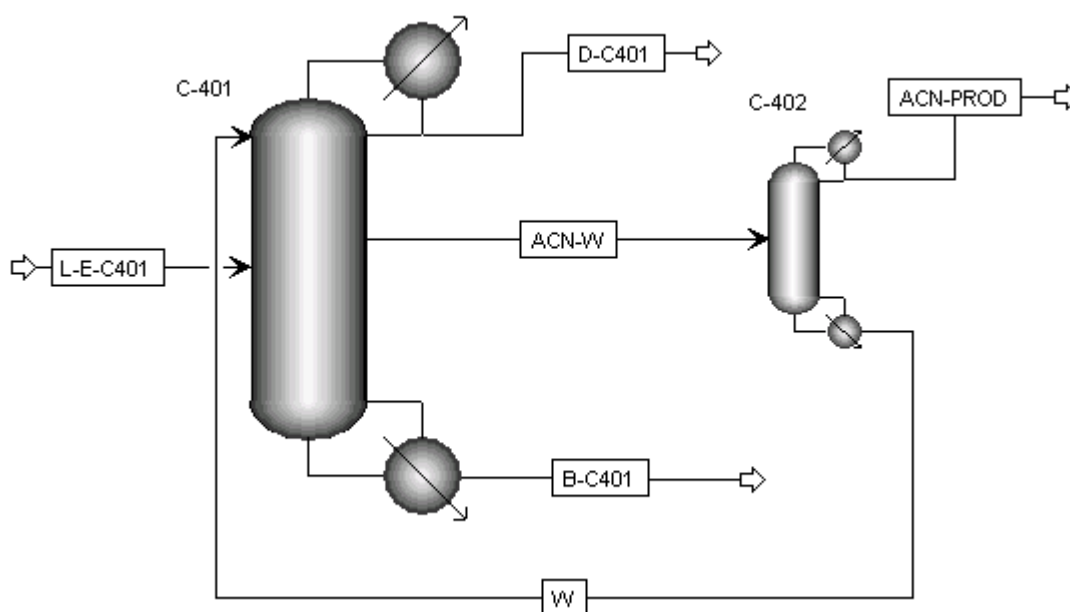


Figura 11.5.1. Diagrama de Flujo del procesos de la columna extractiva C-401 con Aspen Plus.

Los pasos a seguir para realizar la simulación en Aspen Plus se presentan a continuación:

La lista de componentes y el paquete termodinámico seleccionado (Uniquac-RK) es el mismo que para la columna de absorción A-401, por las mismas razones ya argumentadas en dicho caso.

A continuación se selecciona una columna extractiva con condensador y caldera y se definen sus corrientes de entrada.

Una de sus corrientes de entrada es la corriente que viene del intercambiador de calor E-401, a 75°C y 1 atmósfera de presión que entra por el plato número 8.

La otra corriente que alimenta a la columna es el 95% de la corriente de colas de la columna de fraccionamiento de acrilonitrilo, que entrará en la torre extractiva a 98°C y una atmósfera de presión.

Una vez definidas las composiciones y características de las corrientes de entrada, se introducen los parámetros de operación de la columna extractiva, que se muestran en la siguiente figura 11.5.2.

11. Manual de cálculo

✓ Configuration ✓ Streams ✓ Pressure ✓ Condenser Thermosiphon Config. ✓ Reboiler ✓ 3-Phase

Setup options

Calculation type: Equilibrium

Number of stages: 40 Stage wizard

Condenser: Total

Reboiler: Kettle

Valid phases: Vapor-Liquid-Liquid

Convergence: Standard

Operating specifications

Reflux ratio: Mole 3

Distillate to feed ratio: Mole 0.032

Free water reflux ratio: Feed basis

Figura 11.5.2 Ventana Aspen Plus para configuración de la columna.

✓ Configuration ✓ Streams ✓ Pressure ✓ Condenser Thermosiphon Config. ✓ Reboiler ✓ 3-Phase

Feed streams

Name	Stage	Convention
LE-C401	8	Above-Stage
W	2	Above-Stage

Product streams

Name	Stage	Phase	Basis	Flow	Units	Flow ratio	Feed specs
ACN-W	33	Liquid	Mole	155	kmol/hr		Feed basis
D-C401	1	Liquid	Mole		lbmol/hr		Feed basis
B-C401	40	Liquid	Mole		lbmol/hr		Feed basis

Figura 11.5.3. Ventana Aspen Plus para configuración de como entran las corrientes en la columna.

Como especificaciones para la torre extractiva se añade que la presión de operación es 1 atmósfera y que el líquido que sale del condensador de la columna está 30 °C además es necesario definir una tercera fase.

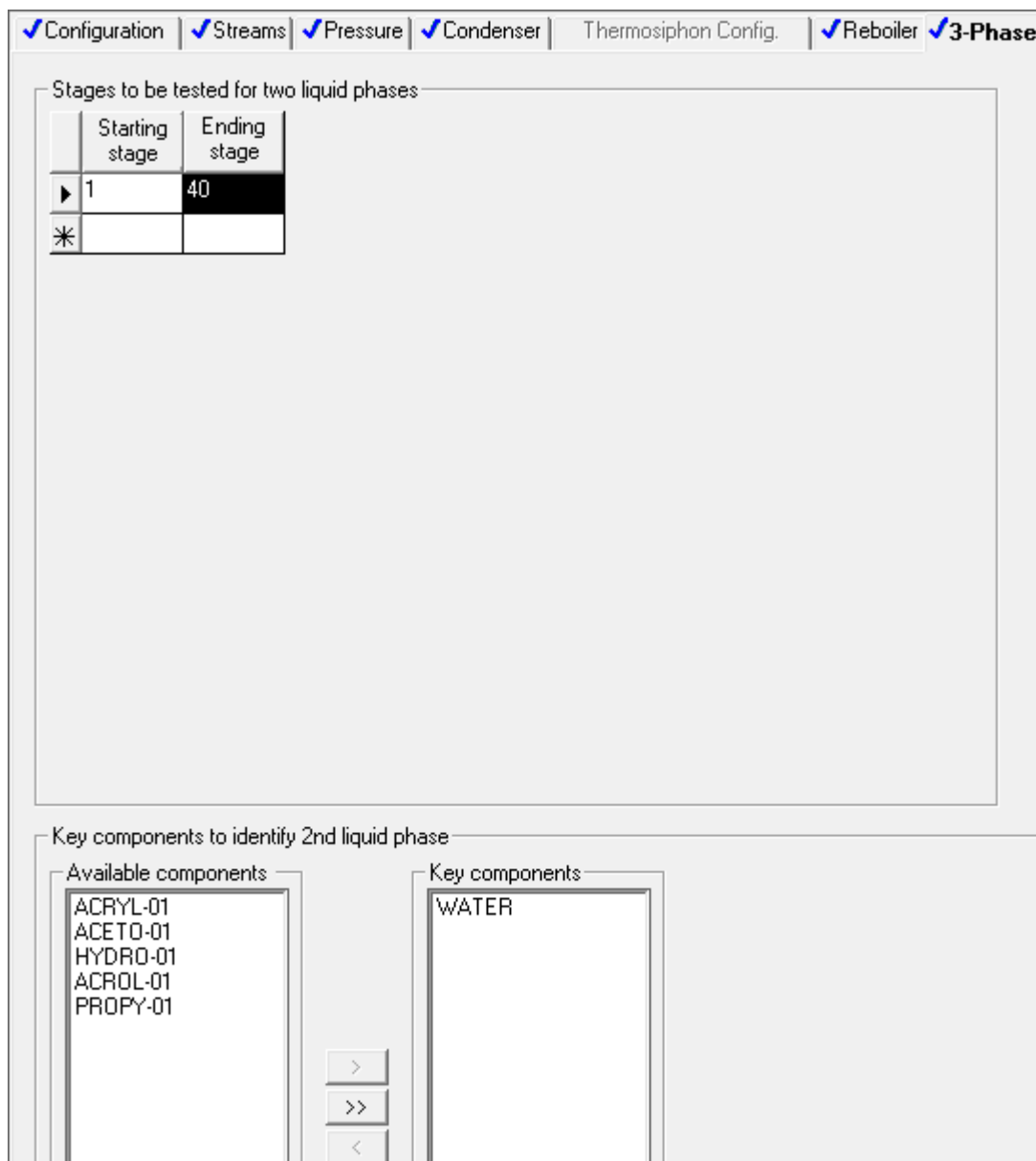


Figura 11.5.4. Ventana Aspen Plus para configuración de la columna extractiva.

La columna de extracción consta de cuarenta etapas teóricas, como se aprecia en la figura 11.5.4. Este dato se ha introducido en la configuración de la torre antes de ser simulada puesto que se ha obtenido de patente “*Acrylonitrile by propene ammoxidation, AlexandreC*”.

De esta forma se procede a simular la columna, una vez que converge se observan las tres corrientes de salida y se comprueba que los resultados obtenidos son los esperados.

Las condiciones de presión y temperatura de las entradas y salidas del sistema de extracción figura 11.5.1 (columna de extracción, columna de fraccionamiento de acetonitrilo), se encuentran indicadas en la tabla 11.5.1.

Tabla 21.5.1. Condiciones de presión y temperatura de las corrientes presentes en el sistema de extracción.

	Temperatura (°C)	Presión (atm)
Entrada Líquido		
C-401	75	1
Entrada W C-401	98	1
Destilado C-401	30	1
Colas C-401	106.65	1.3
Corriente lateral C-401 ACN+W	93.65	1.2

Tabla 11.5.2. Composición de las corrientes de entrada y salida del sistema de extracción.

	Entrada C-401	Entrada W C-401	Destilado C-401	Colas C-401	Lateral C-401
Estado del Fluido	L	L	L	L	L
W [kg/h]	108103,7	2629.21	944,778	107051,07	2629,21
AN [kg/h]	6640,89	2.44e-8	6640,900	1.11e-12	2.44e-8
ACN [kg/h]	227.07	239.07	8.18e-5	45.93	239.06
HCN [kg/h]	667,39	24.07	640.71	5,56	24,07

11.5.2. Dimensionamiento de la columna extractiva C-401

Al igual que en la columna de absorción dado que el caudal de alimentación es elevado se espera obtener un diámetro de columna superior a 0,76 m, lo que favorece el uso de columnas de platos, además de que coincide con el tipo de columna de extracción de la patente consultada “*Acrylonitrile by propene ammoxidation, AlexandreC*”..

Para el dimensionamiento de la columna de absorción C-401 se utiliza la utilidad de Aspen Plus —Tray sizing (Data → Utilities → Tray sizing → Add utility), antes de continuar con el dimensionamiento mediante la utilidad de Aspen —Tray sizing es necesario escoger el tipo de plato de la columna extractiva. Figura 11.5.5.

Se ha seleccionado el plato perforado (“Sieve Tray”). Figura 11.5.5.

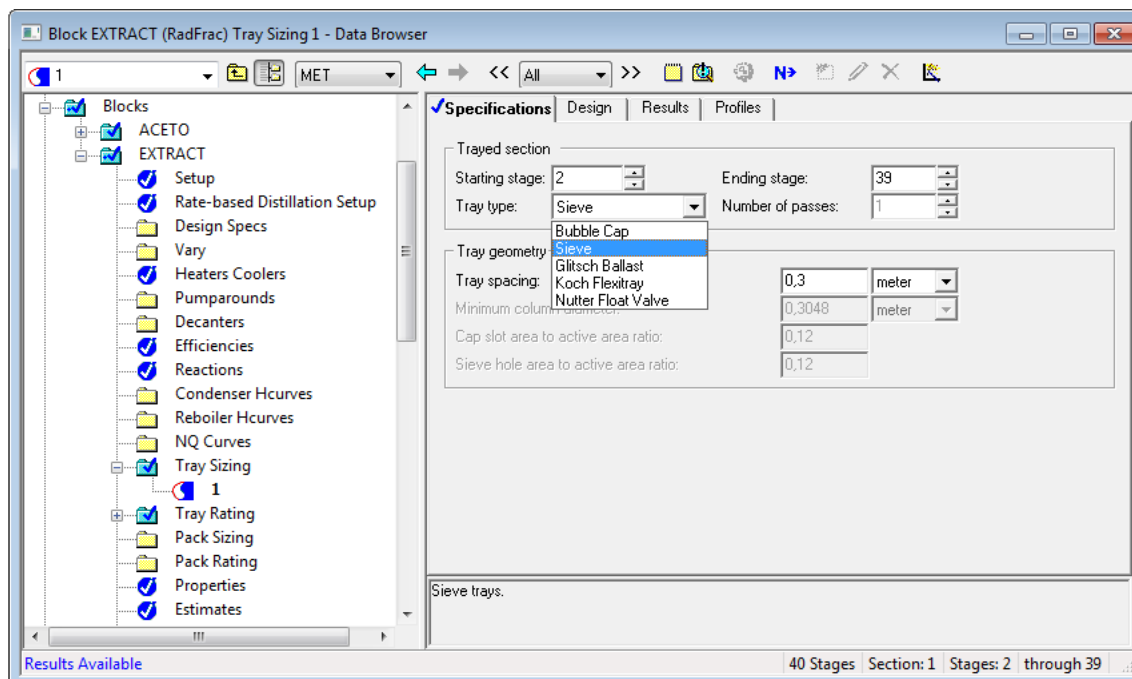


Figura 21.5.5. Ventana Aspen Plus para selección de la utilidad Tray Sizing

Al igual que para la torre de absorción (C-401) se ha comprado un tipo de plato de la empresa SULZER, que es el más adecuado para el sistema de extracción, se trata “*Multi Downcomer High Performance Trays*” estos platos son multi downcomers los cuales permiten altas cargas de líquido. Las características de estos platos quedaron detalladas en el manual de cálculo de la torre de absorción A-401.

Respecto al tipo de downcomers y de rebosadero, también se ha utilizado los mismos que el de A-401. Downcomers de tipo segmentado y bajante recta y rebosaderos también rectos.

Una vez seleccionado el tipo de platos, Aspen establece por defecto los valores típicos de las características de la columna extractiva figura 11.5.6.

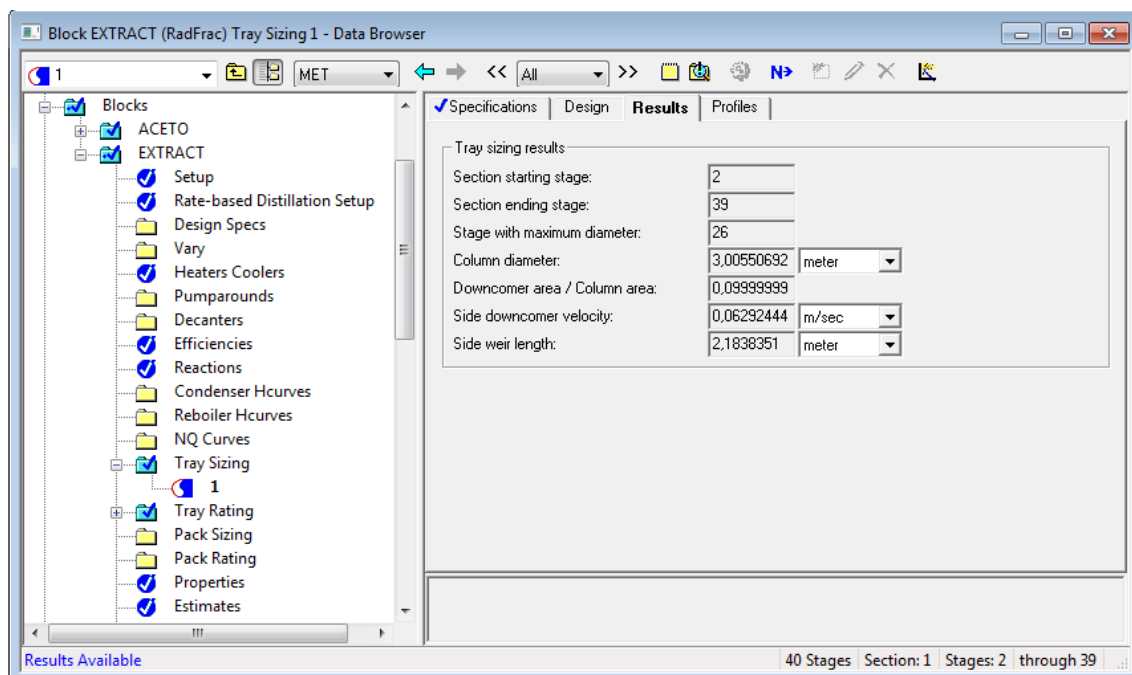


Figura 11.5.6. Ventana de la utilidad de Aspen “Tray Sizing” para el dimensionamiento de la columna de extractiva.

Una vez hecho el Tray Sizing con Aspen Plus, hay que tener en cuenta que éste realiza la simulación considerando que la eficiencia del plato es del 100%. Así, el número de platos utilizados a través de Aspen son los platos teóricos de la torre.

Cálculo del número de etapas reales:

Para el cálculo de etapas reales, es necesario primero tener la eficacia global del plato E_0 (%). Para ello se emplea la correlación de O’Connell.

$$E_0 = 49,2 \cdot (\alpha \cdot \mu)^{-0.245} \quad (11.5.1)$$

Donde:

α = promedio de la volatilidad relativa de los componentes clave entre la temperatura de cabeza y la temperatura de cola.

μ = promedio de la viscosidad evaluada a la temperatura de cabeza y a la temperatura de cola, en cP .

El programa Aspen Plus, no proporciona estas propiedades de los compuestos entonces se ha decidido utilizar un valor del 100% como eficacia global del plato, el diámetro de plato es muy grande puesto que el diámetro de columna es grande, por lo cual el contacto entre fases se considera que es ideal ya que el área activa es mayor, y por lo tanto se concluye que la separación será buena.

Por lo tanto para la columna extractiva:

$$Número\ de\ platos\ reales = Número\ de\ platos\ ideales$$

Para el resto del diseño de la columna extractiva se han tenido en cuenta las mismas consideraciones que para la torre de absorción A-401, detalladas en el punto 11.3 de este manual de cálculo .

Material de construcción

El material de construcción para esta columna es acero inoxidable AISI 304 L.

Temperatura y presión de diseño:

$$T_{operación} = 107\ ^{\circ}C$$

$$T_{diseño} = 117\ ^{\circ}C$$

$$P_{operación} = 1\ atm$$

$$P_{diseño} = 1.1\ atm$$

Espesor del de la columna extractiva C-401

$$Espesor\ cuerpo\ cilíndrico = 4\ mm$$

$$Espesor\ cabezal\ toriesférico = 4\ mm$$

$$Espesor\ fondo\ toriesférico = 6\ mm$$

Se ha decidido por lo tanto utilizar un espesor de 6 mm para toda la columna, fondo, cabezal superior y cuerpo cilíndrico.

Altura total de la columna:

$$N_{reales} = 40$$

$$d_{platos} = 0.3\ m$$

$$e_{platos} = 0.003\ m$$

$$h_{superior} = 601.092\ mm$$

$$h_{inferior} = 601.092\ mm$$

Para el cálculo de la altura en la columna extractiva no hay que tener en cuenta dos de los platos ya que hacen referencia a la caldera y al condensador por lo que para este cálculo el número de platos es de 38.

Por lo tanto la altura total de la columna es:

$$h_{columna} = 13.41 \text{ m}$$

Cálculo del peso de la torre C-401 vacía:

$$V_{carcasacilindrica} = 3.75 \text{ m}^3$$

$$V_{carcasasuperior} = 0.0061 \text{ m}^3$$

$$V_{carcasainferior} = 0.0061 \text{ m}^3$$

$$\text{Peso columna vacía} = (V_{carcasacilindrica} + V_{carcasasuperior} + V_{carcasainferior}) \cdot \rho_{acero} = 29340.204 \text{ kg}$$

Cálculo del peso de la torre C-401 llena:

El peso de la torre de absorción suponiendo que toda la columna está llena del líquido que sale por el fondo de la torre durante la operación de la misma, $\rho_l = 910.98 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ es el siguiente:

$$\text{Peso del líquido que llena la torre} = 80038.497 \text{ Kg}$$

$$\text{Peso de los platos} = 6285.384 \text{ Kg}$$

$$\text{Peso total máximo} = 29340.204 + 80038.497 + 6285.384 = 115664.086 \text{ kg}$$

11.5.3. Cálculo del espesor de aislamiento:

El cálculo del espesor de aislamiento óptimo se realiza con el programa Insulan, proporcionado por la empresa Calorcol S.A. Para el aislamiento se elige mantas aislantes de lana de roca de 100 kg/m^3 . Para hacer el cálculo se toma como temperatura interior la temperatura de diseño de la columna 117°C , se define una temperatura deseada en la superficie de 45°C y se define una temperatura ambiente de 25°C y una velocidad superficial del aire de $0,5 \text{ m/s}$. Se escoge un acabado en acero inoxidable, indicando que la superficie desnuda es de acero inoxidable.

Estas condiciones pueden observarse en la figura 11.5.7.

El espesor práctico recomendado se presenta a continuación.

Cálculo de Espesor Óptimo - Pérdida de Calor - Equipos [1]

CALORCOL
· LANA MINERAL DE ROCA ·

Mantas Aislantes de 100 kg/m³

Datos de Entrada

Temperatura Interior:	117	°C
Temperatura Superficie Aislamiento:	45	°C
Temperatura Ambiente:	25	°C
Velocidad del Aire:	0.5	m/s
Código Material :	7	Emisividad:
Superficie Exterior Aislamiento:	7	0.13
Superficie Desnuda:	2	0.3

Consultar Consultar

Calcular Cancelar Graficar

Figura 11.5.7 Interfaz del programa Insulan para el cálculo del espesor de aislamiento óptimo.

Los resultados para el aislante son los siguientes:

T^a de la superficie del aislante = 39.69° C

Espesor práctico recomendado = 31mm

Eficacia del aislamiento = 91.14%

11.6. COLUMNA DE DESTILACIÓN DE ACETONITRILLO: C-402

La columna de destilación de acetonitrilo (C-402) tiene 13 etapas ideales incluyendo el condensador y el reboiler, y su función es la de separar el agua del acetonitrilo, con el objetivo de conseguir una corriente de agua lo suficientemente pura como para ser utilizada en la columna extractiva C-401 y una corriente de acetonitrilo más concentrada que la de alimentación, que pueda comercializarse como producto intermedio para la industria de producción de acetonitrilo. La carga que recibe esta torre se encuentra a 93.65°C y 1.201 atm y proviene de la salida lateral de la columna extractiva C-401. Esta carga consta principalmente de agua y acetonitrilo, pero también contiene menos de un 1% de ácido cianhídrico. El destilado de esta columna es enviado a los tanques de almacenaje de acetonitrilo como subproducto de la empresa. Parte de la corriente obtenida por fondos de columna es recirculada a la torre C-401, mientras que el resto se purga y es enviado a tratamiento de líquidos.

La separación de acetonitrilo del agua es un proceso complicado que requiere del uso de diversas columnas de destilación si se desea llegar al grado de purificación exigido en el mercado. Dado que el objetivo de la planta diseñada es la producción de acrilonitrilo, se considera que el acetonitrilo es un subproducto y, por tanto, no se cree necesario realizar el diseño de la totalidad de dichas columnas, ya que incrementaría notablemente el coste de la fábrica; aunque no se descarta su construcción en posteriores ampliaciones de planta. No obstante, sí que se considera interesante la construcción de la primera columna, ya que ésta permite obtener por fondos una corriente cuyo componente mayoritario es el agua y puede utilizarse como agente separador en la columna C-401; además de obtener una corriente de acetonitrilo de pureza suficientemente elevada para ser vendida como producto intermedio para industrias productoras de acetonitrilo.

La operación de la torre se concentra en que la corriente que sale por colas contenga menos de 50ppm de acetonitrilo, ya que esto supondría la contaminación del destilado de la columna extractiva C-401.

11.6.1. Simulación con ASPEN PLUS

Para el diseño de la columna C-402 se ha utilizado el programa Aspen Plus.

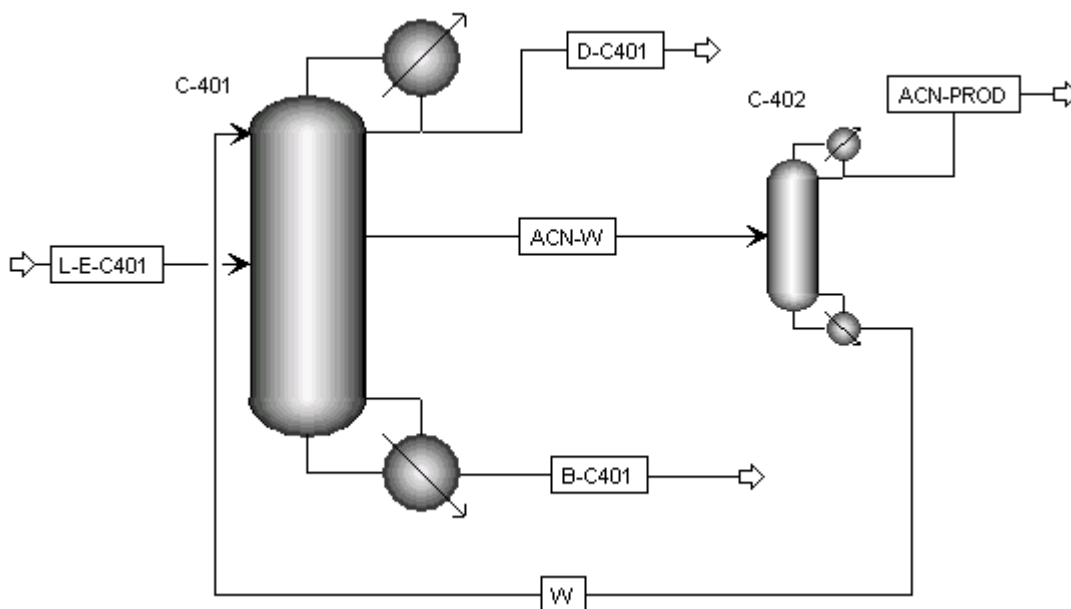


Figura 11.6.1. Diagrama de Flujo del proceso de la columna de destilación de acetonitrilo

En esta columna se utiliza el mismo procedimiento para la simulación en Aspen Plus que el utilizado en la columna extractiva C-401.

En primer lugar, se establece la misma lista de componentes y el mismo paquete termodinámico (UNIQUAC-RK), por las mismas razones comentadas en el cálculo de la columna de absorción.

El siguiente paso de la simulación consiste en seleccionar el bloque de columna de destilación con condensador y caldera y se define su corriente de entrada, especificando su composición, temperatura y presión.

A continuación se procede a introducir el número de etapas y los parámetros de operación de la columna de destilación de acetonitrilo, según la figura 11.6.2.

✓ Configuration | ✓ Streams | ✓ Pressure | ✓ Condenser | Thermosiphon Config. | ✓ Reboiler | ✓ 3-Phase

Setup options

Calculation type: Equilibrium

Number of stages: 13 [Stage wizard]

Condenser: Total

Reboiler: Kettle

Valid phases: Vapor-Liquid-Liquid

Convergence: Strongly non-ideal liquid

Operating specifications

Distillate rate: Mole 5.95 kmol/hr

Reflux ratio: Mole 2.5

Free water reflux ratio: [] [Feed basis]

Figura 11.6.2. Ventana Aspen Plus para configuración de la columna

Además se indica también que la etapa en la que se introduce el alimento es la 6, y que la presión de cabezas es de 1.19 atm. Del mismo modo que en la columna extractiva, se establece también la presencia de tres fases, una vapor y dos líquidas (orgánica y acuosa). Todo esto se puede observar en las siguientes figuras, 11.6.3 a 11.6.5.

✓ Configuration | ✓ Streams | ✓ Pressure | ✓ Condenser | Thermosiphon Config. | ✓ Reboiler | ✓ 3-Phase

Feed streams

Name	Stage	Convention
ACN-W	6	Above-Stage

Product streams

Name	Stage	Phase	Basis	Flow	Units	Flow ratio	Feed specs
ACN-PROD	1	Liquid	Mole		kmol/hr		Feed basis
W	13	Liquid	Mole		kmol/hr		Feed basis

Figura 11.6.3. Ventana Aspen Plus para configuración de las corrientes de la columna

✓ Configuration | ✓ Streams | **✓ Pressure** | ✓ Condenser | Thermosiphon Config. | ✓ Reboiler | ✓ 3-Phase

View: Top / Bottom

Top stage / Condenser pressure

Stage 1 / Condenser pressure: 1.19 atm

Stage 2 pressure (optional)

☒ Stage 2 pressure: [blacked out] atm
☐ Condenser pressure drop: [empty] atm

Pressure drop for rest of column (optional)

☐ Stage pressure drop: [empty] atm
☒ Column pressure drop: [empty] atm

Figura 11.6.4. Ventana Aspen Plus para configuración de la presión de la columna

✓ Configuration | ✓ Streams | ✓ Pressure | ✓ Condenser | Thermosiphon Config. | ✓ Reboiler | **✓ 3-Phase**

Stages to be tested for two liquid phases

	Starting stage	Ending stage
▶	1	13
*		

Key components to identify 2nd liquid phase

Available components

AN
ACN
HCN
ALN

>
>>
<
<<

Key components

W

Figura 11.6.5. Ventana Aspen Plus para configuración de las fases de la columna

La mayor parte de estos datos se ha obtenido a partir de la bibliografía y el resto son el resultado de una serie de iteraciones para conseguir una columna capaz de cumplir el propósito anteriormente comentado.

A continuación, se efectúa la simulación y, cuando se observa que ésta ha convergido, se analizan los resultados para determinar si son acertados. Dichos resultados están presentados en la siguiente tabla.

Tabla 31.6.1. Condiciones de presión y temperatura y composición de las corrientes presentes en el sistema de destilación de acetonitrilo

	Alimentación	Destilado	Colas
Temperatura (°C)	93.65	35.15	98.1
Presión (atm)	1.201	1.19	1.212
Estado del fluido	L	L	L
W [kg/h]	2629.206	30.037	2599.178
AN [kg/h]	0	0	0
ACN [kg/h]	239.068	178.093	60.976
ALN [kg/h]	0	0	0
HCN [kg/h]	24.075	20.949	3.126
Total [kg/h]	2892.35	229.079	2663.28

11.6.2. Dimensionamiento de la columna de destilación de acetonitrilo C-402

A diferencia de las columnas de absorción y extractiva, esta columna tiene un caudal de alimentación muy reducido, por lo que se espera obtener un diámetro de columna inferior a 0.76m, lo cual favorece el uso de relleno. Además, teniendo en cuenta el bajo número de etapas ideales y la pérdida de carga de la columna, es factible utilizar un relleno desordenado, ya que no se requiere de la alta eficacia del relleno ordenado y el desordenado es más económico.

Se decide emplear anillos Pall de acero inoxidable, concretamente los anillos HY-PAK de la empresa Norton, por los mismos motivos que fueron elegidos en el cálculo del quench.

11.6.2.1. Obtención del diámetro de columna

Con el objetivo de dimensionar la columna C-402, se utiliza la aplicación “Pack sizing” del programa Aspen Plus para determinar el diámetro de la torre.

En este caso, de forma análoga al cálculo del quench, se realiza un cálculo iterativo en que se modifica el tamaño del empacado y se determina el diámetro de columna hasta que el diámetro del empacado sea unas 20 veces inferior al de columna.

Se obtiene un diámetro de 0.4m, utilizando anillos Pall de 1”, de 30mm de diámetro nominal.

11.6.2.2. Cálculo de la altura y secciones de empacado

La altura del relleno se calcula mediante el número de etapas de equilibrio reales (NET) y la altura equivalente por etapa de equilibrio (HETP), según la ecuación:

$$altura = NET \cdot HETP \quad (11.6.1)$$

A las 11 etapas ideales –descontados ya el condensador y el reboiler– se les aplica un factor eficacia del 90%, dado que el relleno desordenado es bastante eficaz, pero se quiere asegurar el buen funcionamiento de la columna.

De esta forma, se obtiene un número de etapas reales de:

$$NET = \frac{11 \text{ etapas ideales}}{0.9 \text{ eficacia}} \approx 13 \text{ etapas reales} \quad (11.6.2)$$

Según la bibliografía, se puede calcular HETP para rellenos desordenados, mediante la ecuación:

$$HETP \text{ (ft)} = 1.5 \cdot \text{diámetro del relleno (pulgadas)} \quad (11.6.3)$$

Se obtiene así en este caso, un HETP de 1.5ft/etapa, es decir, de aproximadamente 0.46m/etapa.

Por tanto, la altura del empacado total será de:

$$altura = 13etapas \cdot 0.46 \frac{m}{etapa} \approx 6m \quad (11.6.4)$$

Tal y como se explica en el manual de cálculo del quench, el relleno requiere del uso de una serie de internos, entre los cuales se hayan los distribuidores de líquido, que deben colocarse cada 5 o 10 veces el diámetro de columna, por lo que en este caso se deben establecer dos o tres secciones de empacado.

Por otra parte, el empacado está forzosamente dividido como mínimo en dos por la zona de carga de la alimentación, ya que si no, no se podría introducir dicha corriente.

La altura de entrada del alimento se calcula a partir de la etapa ideal, la eficacia y la altura total de empacado, según las siguientes ecuaciones.

$$etapa\ real\ alimento = \frac{etapa\ ideal\ del\ alimento}{etapas\ reales} \cdot etapas\ ideales \quad (11.6.5)$$

$$altura\ real\ alimento = \frac{etapa\ real\ del\ alimento}{etapas\ reales} \cdot altura\ empacado \quad (11.6.6)$$

Se obtiene así que el alimento entra en la etapa real 6.67 y a una altura real de empacado de 3m.

Por tanto, se decide realizar únicamente dos secciones de empacado, cada una de ellas de 3m de altura.

11.6.2.3. Cálculo de la altura total

Como se ha mencionado anteriormente, las columnas de relleno requieren del uso de diversos internos, los cuales se presentan a continuación.

Distribuidores de líquido

Será necesario utilizar un distribuidor de líquido en cabezas de columna y un redistribuidor después de la alimentación, para que vuelva a encauzar el flujo de gas y líquido.

Teniendo en cuenta el caudal volumétrico de líquido por unidad de área en cabezas y después de la alimentación, se decide utilizar el distribuidor 136 y el redistribuidor 137 de la empresa Norton.

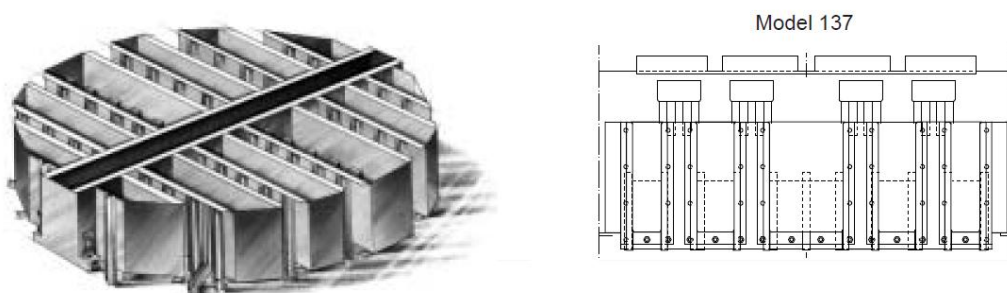


Figura 11.6.6. Distribuidor 136 y redistribuidor 137 de la compañía Norton

La principal diferencia entre el distribuidor y el redistribuidor, es que el último posee un “wall wiper” que favorece que el líquido no se segregue por las paredes. Esta diferencia también provoca que el grosor del distribuidor sea considerado de aproximadamente 0.3m, mientras que el redistribuidor es de unos 0.45m.

El distribuidor y el redistribuidor tienen que estar a una distancia de unos 0.15 m por debajo de la entrada de líquido por cabezas y alimento, respectivamente.

“Hold down plate”

Se debe colocar un “hold down plate” encima de cada sección de empacado, por los motivos explicados en el cálculo del quench.

El “hold down plate” más adecuado, dentro del catálogo de la empresa Norton, para la columna de destilación de acetonitrilo es el 103, que resulta ser el mismo que se utiliza para el quench. Como en el caso del quench, el grosor de este interno es despreciable, si bien tiene que estar unos 0.15m por debajo del distribuidor o redistribuidor.

Soporte del relleno

Deberá colocarse un soporte de relleno debajo de cada sección de empacado y, dadas las necesidades del sistema, se emplea el mismo soporte que en el quench, el soporte 804 de la empresa Norton.

Altura total de la columna

Teniendo en cuenta los grosores y separaciones entre internos y diámetro de tuberías, se establece una distancia entre secciones de empacado de 1m.

Por otra parte se establece una distancia mínima entre la entrada del reflujo y cabezas de columna de unos 0.15m, por lo que se decide tener una altura total entre el empacado y cabezas de 1m, sin contar el cabezal toriesférico.

Del mismo modo, teniendo en cuenta el diámetro de tubería y de columna, se decide dejar una distancia de 0.74m también entre la sección inferior de empacado y fondos de columna, de nuevo sin tener en cuenta el cabezal toresférico.

Todo esto resulta en una altura total de columna de 8.74m (sin cabezales).

11.6.2.4. Cálculo del espesor de la torre y dimensionamiento de cabezal y fondos

Material de construcción

El material de construcción y relleno para esta columna es acero inoxidable 304 L.

Para el resto del diseño de la columna de destilación se han tenido en cuenta las mismas consideraciones que para la torre de absorción A-401, detalladas en el punto 11.3 de este manual de cálculo .

Temperatura y presión de diseño

$$T_{operación} = 98.1^{\circ}C$$

$$T_{diseño} = 108.1^{\circ}C$$

$$P_{operación} = 1.201 \text{ atm}$$

$$P_{diseño} = 1.321 \text{ atm}$$

Espesor del de la columna C-402

$$Espesor \text{ cuerpo cilíndrico} = 1.97 \text{ mm}$$

$$Espesor \text{ cabezal toriesférico} = 1.93 \text{ mm}$$

$$Espesor \text{ fondo toriesférico} = 2.1 \text{ mm}$$

Se ha decidido por lo tanto utilizar un espesor de 2.1 mm para toda la columna: fondo, cabezal superior y cuerpo cilíndrico.

Cálculo del peso de la columna C-402 vacía:

$$V_{carcasacilíndrica} = 1.04 \text{ m}^3$$

$$V_{carcasasuperior} = 0.00029 \text{ m}^3$$

$$V_{carcasainferior} = 0.0029 \text{ m}^3$$

$$Peso \text{ columna vacía} = (V_{carcasacilíndrica} + V_{carcasasuperior} + V_{carcasainferior}) \cdot \rho_{acero} = 8138.33 \text{ kg} \quad (11.6.7)$$

Cálculo del peso de la columna C-401 llena:

El peso del relleno se calcula como:

$$Peso \text{ relleno} = \rho_{acero} \cdot \frac{D_{columna}^2 \cdot \pi}{4} \cdot altura \text{ total empacado} \cdot (1 - fracción \text{ vacía}) \quad (11.6.8)$$

En este caso la fracción vacía del relleno es del 94%, obteniéndose así un peso de relleno de 352.86 kg.

El peso de la columna suponiendo que se encuentra llena del líquido que sale por fondos, de densidad 891 kg/m^3 es de 9157.88kg.

Por tanto, el peso total máximo suponiendo que la columna se encuentra llena de líquido y contiene ya el relleno, es de unos 9511 kg.

11.6.3. Dimensionamiento del aislamiento de la destilación de acetonitrilo C-402

Se le aportan al sistema Insulan de la empresa CALORCOL.SA, los siguientes datos:

Cálculo de Espesor Óptimo - Pérdida de Calor - Equipos [1]

CALORCOL
· LANA MINERAL DE ROCA ·

Mantas Aislantes de 100 kg/m^3

Datos de Entrada

Temperatura Interior:	109.0	°C
Temperatura Superficie Aislamiento:	45.0	°C
Temperatura Ambiente:	25.0	°C
Velocidad del Aire:	0.5	m/h
Código Material :	7	Emisividad:
Superficie Exterior Aislamiento:	2	0.13
Superficie Desnuda:	2	0.3

Calcular Cancelar Graficar

Ingrese la temperatura a la cual opera el equipo que se quiere aislar

CALORCOL S.A Calle 46 N° 71 - 121 Copacabana (Antioquia - Colombia)
PBX: (574) 274 41 49 FAX: (574) 274 56 92 Email: info@calorcol.com Web: http://www.calorcol.com

Figura 11.6.7. Interfaz del programa Insulan para el cálculo del espesor de aislamiento óptimo

Los resultados para el aislante son:

Temperatura de la superficie del aislante=42.6°C

Espesor práctico recomendado=25.4mm

Eficacia de aislamiento=87.82%

11.7. COLUMNA DE DESTILACIÓN DE ÁCIDO CIANHÍDRICO (I) : C-501

La columna de destilación de ácido cianhídrico (I) es la columna C-501 y tiene 30 etapas ideales incluyendo el condensador y el reboiler. Su función es la de separar el ácido cianhídrico del acrilonitrilo. La carga que recibe esta torre se encuentra a 60°C y 1 atm y proviene de la salida por cabezas de la columna C-401. Esta carga contiene agua, acrilonitrilo y ácido cianhídrico.

El destilado de esta columna es enviado a la columna de destilación C-503 donde se purificará el ácido cianhídrico de cara a su comercialización a la par que se recuperará el acrilonitrilo que contiene el destilado de la columna C-501. Por otra parte, las colas de C-501 son enviadas al mezclador M-501, donde se mezclan con la salida de colas de la columna C-503; la corriente resultante es enviada a la columna C-502 para separar el acrilonitrilo del agua y obtener así el producto final de acrilonitrilo.

La separación del ácido cianhídrico del agua no es un proceso sencillo, por eso requiere de dos columnas. En esta primera columna de destilación de ácido cianhídrico (C-501) se tiene como objetivo obtener un líquido de colas con un porcentaje de ácido cianhídrico inferior al 0.011% y, realizar esto perdiendo la menor cantidad posible de acrilonitrilo por cabezas de columna, ya que dificultaría el correcto funcionamiento de la columna C-503.

11.7.1. Simulación con ASPEN PLUS

Para el diseño de la columna C-501 se ha utilizado el programa Aspen Plus.

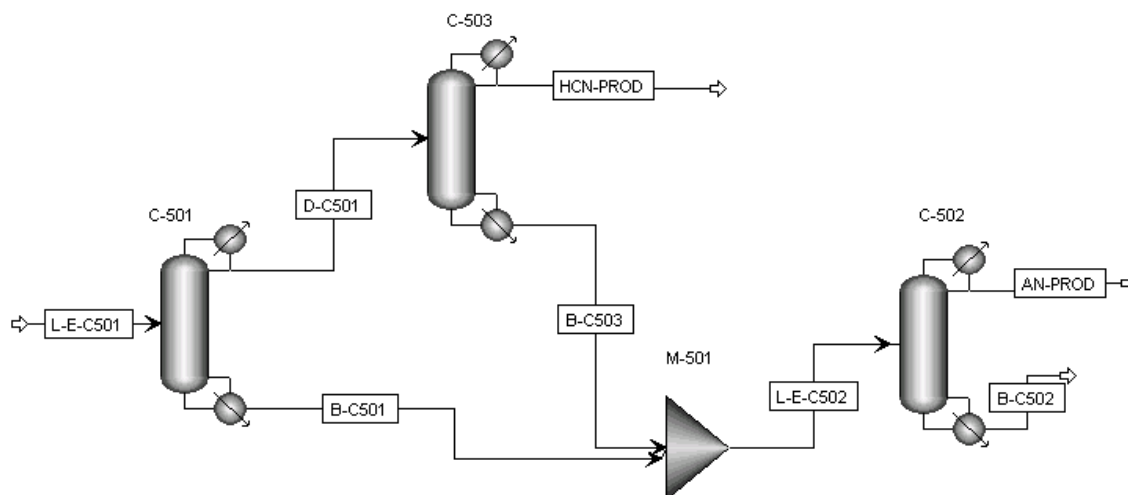


Figura 11.7.1. Diagrama de Flujo del proceso de la columna C-501 en Aspen Plus

En esta columna se utiliza el mismo procedimiento para la simulación en Aspen Plus que el utilizado en la columna extractiva C-401. Primero se establece la misma lista de componentes y el mismo paquete termodinámico (UNIQUAC-RK), por las mismas razones comentadas en el cálculo de la columna de absorción.

11. Manual de cálculo

A continuación se selecciona el bloque de columna de destilación con condensador y caldera y se define su corriente de entrada, especificando su composición, temperatura y presión.

Después se introduce en el programa el número de etapas y los parámetros de operación de la columna de destilación C-501, según la figura 11.7.2.

The screenshot shows the Aspen Plus Configuration window for a distillation column. The window has several tabs: Configuration, Streams, Pressure, Condenser, Thermosiphon Config., Reboiler, and 3-Phase. The Configuration tab is selected. The window is divided into two main sections: Setup options and Operating specifications.

Setup options:

- Calculation type: Equilibrium
- Number of stages: 30
- Condenser: Total
- Reboiler: Kettle
- Valid phases: Vapor-Liquid-Liquid
- Convergence: Strongly non-ideal liquid

Operating specifications:

- Reflux ratio: 3 (Mole)
- Distillate to feed ratio: 0.4 (Mole)
- Free water reflux ratio: (empty field)
- Feed basis: (button)

Figura 11.7.2. Ventana Aspen Plus para configuración de la columna

Otra información que se aporta al programa es que la etapa en la que se introduce el alimento es la 21 y que la presión de operación es de 1 atm. También se indica la presencia de tres fases: vapor, líquida acuosa y líquida orgánica. Todo esto se puede observar en las siguientes figuras, 11.7.3 a 11.7.5.

☒ Configuration
 ☒ **Streams**
☒ Pressure
 ☒ Condenser
 Thermosiphon Config.
 ☒ Reboiler
 ☒ 3-Phase

Feed streams

	Name	Stage	Convention
▶	L-E-C501	21	Above-Stage

Product streams

	Name	Stage	Phase	Basis	Flow	Units	Flow ratio	Feed specs
	D-C501	1	Liquid	Mole		kmol/hr		Feed basis
	B-C501	30	Liquid	Mole		kmol/hr		Feed basis

Figura 11.7.3. Ventana Aspen Plus para configuración de las corrientes de la columna

☒ Configuration
 ☒ Streams
 ☒ **Pressure**
☒ Condenser
 Thermosiphon Config.
 ☒ Reboiler
 ☒ 3-Phase

View: Top / Bottom

Top stage / Condenser pressure

Stage 1 / Condenser pressure: 1 atm

Stage 2 pressure (optional)

☒ Stage 2 pressure: atm
☐ Condenser pressure drop: atm

Pressure drop for rest of column (optional)

☐ Stage pressure drop: atm
☒ Column pressure drop: atm

Figura 11.7.4. Ventana Aspen Plus para configuración de la presión de la columna

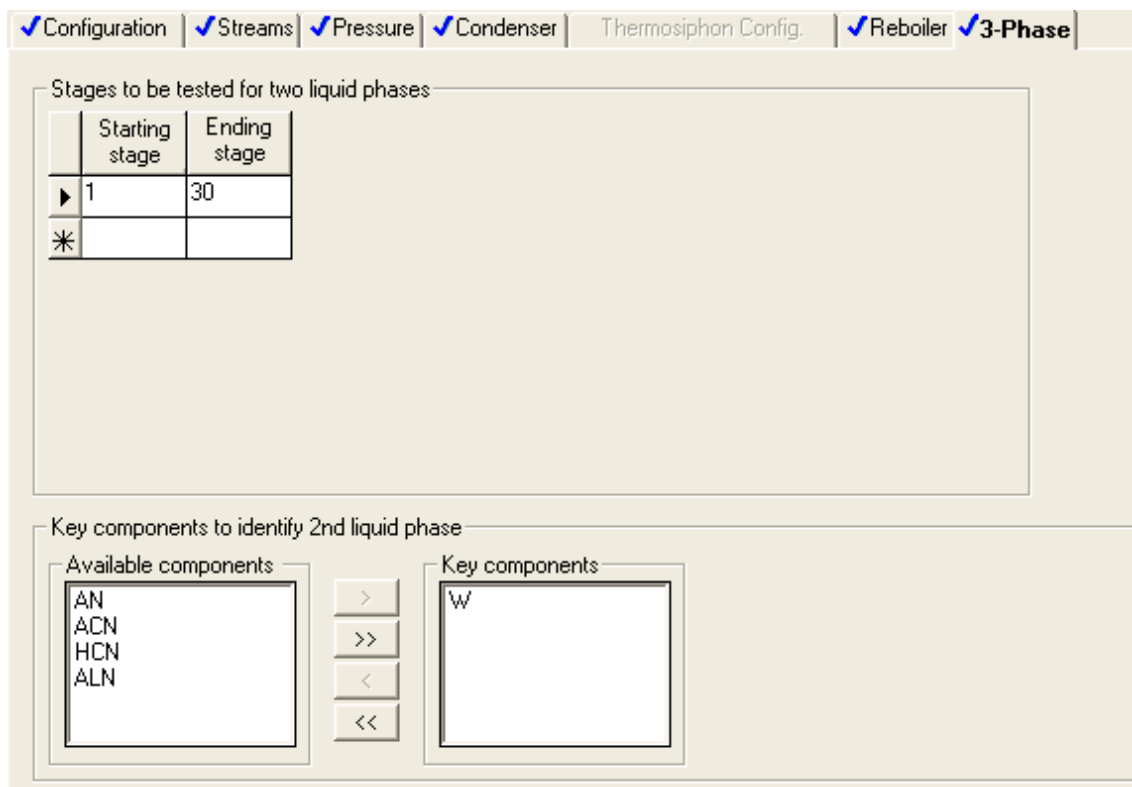


Figura 11.7.5. Ventana Aspen Plus para configuración de las fases de la columna

Del mismo modo que ocurre en la columna C-402, la mayor parte de los datos introducidos en Aspen plus se han obtenido a partir de la bibliografía, y los que se desconocen se encuentran de forma iterativa, buscando obtener los resultados deseados.

Si la simulación converge se comprueba que los resultados obtenidos sean coherentes y correctores para el propósito de la columna. Los resultados obtenidos se encuentran en la siguiente tabla.

Tabla 41.7.1. Condiciones de presión y temperatura y composición de las corrientes presentes en la columna C-501

	Alimentación	Destilado	Colas
Temperatura (°C)	60	57.7	69.7
Presión (atm)	1	1	1
Estado del fluido	L	L	L
W [kg/h]	944.778213	341.4	603.3758904
AN [kg/h]	6640.9	2014.461	4626.435024
ACN [kg/h]	0.000081863	0	0.000081863

ALN [kg/h]	0	0	0
HCN [kg/h]	640.714169	640.1466	0.565817368
Total [kg/h]	8226.392	2996.008	5230.377

11.7.2. Dimensionamiento de la columna de destilación C-501

Esta columna no tiene un caudal de alimentación tan elevado como la columna de extracción o de absorción, pero tampoco es tan pequeño como el de la columna de destilación de acetoniilo, por lo que se esperan diámetros superiores a 0.76m que favorecerían el operar con columnas de platos.

No obstante, dado que en esta columna se requiere de alta eficacia –puesto que tiene muchas etapas- y de una baja pérdida de carga, se decide hacer la columna de relleno ordenado. El relleno de ordenado tiene un precio de venta superior que el desordenado, pero con este no conseguiríamos la eficacia deseada y necesitaríamos columnas más altas, y por otra parte los platos presentan una mayor pérdida de carga.

Del catálogo de relleno ordenado de la empresa Sulzer, se escoge el relleno tipo Mellapak, porque es un tipo de relleno ampliamente usado, con poca pérdida de carga, de alta eficiencia y que puede ser de acero inoxidable.



Figura 11.7.6. Empacado ordenado Mellapak de la empresa Sulzer

11.7.2.1. Obtención del diámetro de columna

Para realizar el dimensionamiento del diámetro de la columna C-501 se utiliza la aplicación “Pack sizing” del programa Aspen Plus.

De entre los diversos tipos de Mellapak se escoge el 250.Y, porque es el más utilizado y el que presenta una altura equivalente de etapa teórica suficientemente pequeña para que la columna C-501 sea inferior a 15m (altura máxima según legislación) con la mínima pérdida de carga.

Al introducir los datos del relleno Mellapak en el simulador, se obtiene un diámetro de columna de 1.5m.

11.7.2.2. Cálculo de la altura y secciones de empacado

Para calcular la altura de la sección global de empacado se utiliza la siguiente ecuación:

$$altura = NET \cdot HETP \quad (11.6.1)$$

A las 28 etapas ideales –descontados ya el condensador y el reboiler- se les aplica un factor eficacia del 96%, dado que el relleno ordenado es bastante eficaz, pero se quiere asegurar el buen funcionamiento de la columna.

De esta forma, se obtiene un número de etapas reales de:

$$NET = \frac{28 \text{ etapas ideales}}{0.96 \text{ eficacia}} \approx 30 \text{ etapas reales} \quad (11.6.2)$$

Según los gráficos del catálogo de Sulzer y a partir del valor de F, se puede establecer la altura equivalente a una etapa (HETP).

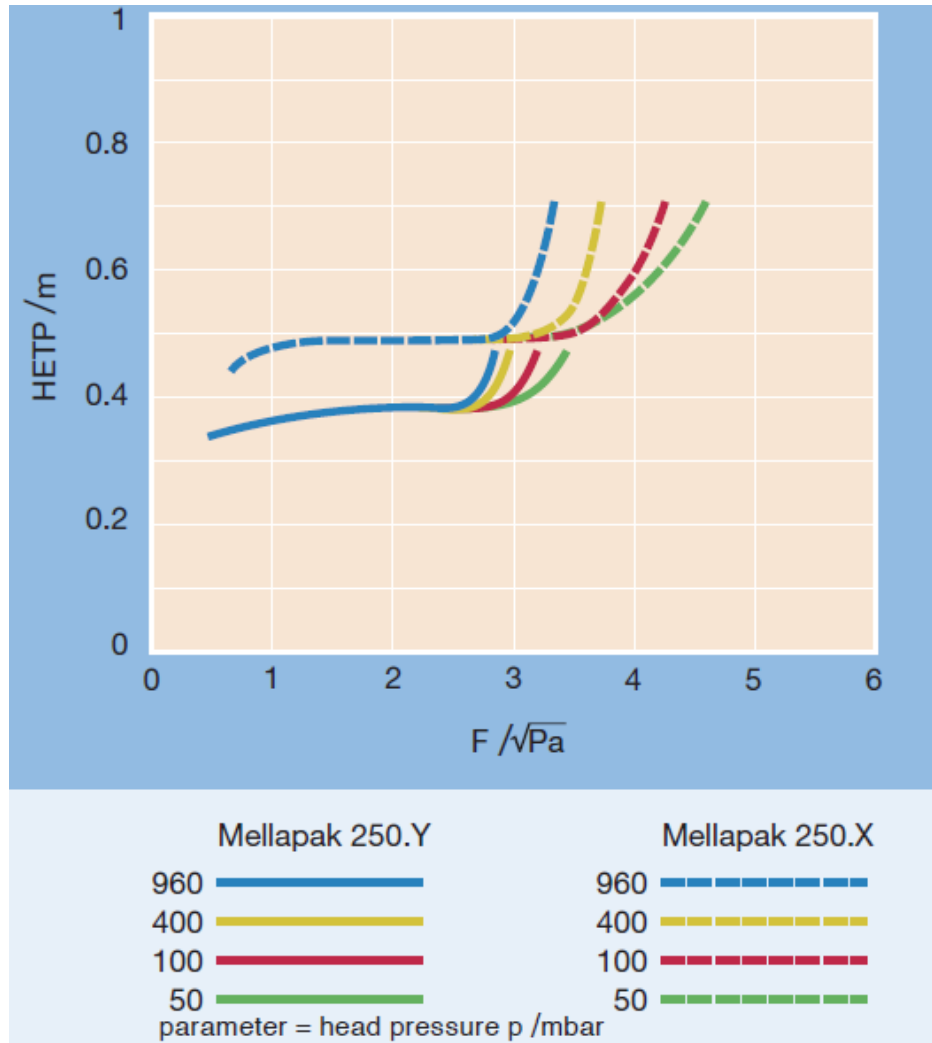


Figura 11.7.7. Gráficos de HETP del relleno 250Y

En el eje de abscisas del gráfico aparece la ecuación:

$$F = \text{velocidad del gas} \cdot \sqrt{\rho_G} \quad (11.6.3)$$

La velocidad del gas se puede calcular como la división entre el flujo másico de gas y el área de la columna, obteniendo un valor de 1.31m/s y $F=1.6 \sqrt{Pa}$.

Se obtiene así, mediante la figura 11.7.7, que la altura HETP es aproximadamente de 0.4m/etapa. En consecuencia, la altura total de empacado es de:

$$\text{altura} = 30 \text{ etapas} \cdot 0.4 \frac{m}{\text{etapa}} \approx 12m \quad (11.6.4)$$

Aunque se trate de una columna de relleno ordenado, no deja de ser una columna empacada y, por tanto, requiere de internos, tal y como se explica en el manual de cálculo del reactor.

En primer lugar, cabe señalar que en el caso del relleno ordenado las divisiones del empaquetado se realizan en un número superior que en el desordenado, para asegurar su eficacia; pero en el caso concreto de la columna C-501, no se precisa de numerosas divisiones, de modo que solo existirán dos empacados, que serán divididos por la entrada de alimento líquido a la columna.

Para calcular la altura real del alimento se debe determinar primero la etapa real:

$$etapa\ real\ alimento = \frac{etapa\ ideal\ del\ alimento}{etapas\ reales} \cdot etapas\ ideales \approx 22 \quad (11.6.5)$$

La altura del alimento respecto al principio del empaque:

$$altura\ real\ alimento = \frac{etapa\ real\ del\ alimento}{etapas\ reales} \cdot altura\ empackado = 9m \quad (11.6.6)$$

Por consiguiente, la columna C-501 constará de dos secciones de empackado de 3m de altura la superior y 9 m la inferior.

11.7.2.3. Cálculo de la altura total

Como se ha mencionado anteriormente, las columnas de relleno requieren del uso de diversos internos, los cuales se presentan a continuación. A diferencia del quench y la columna de destilación de acetonitrilo, esta columna está hecha de relleno ordenado de la casa Sulzer y, por tanto, se utilizará el catálogo de dicha empresa.

Por otra parte, estas columnas de relleno ordenado no requieren de “hold down plate” ya que, en teoría, no se moverá el relleno.

Distribuidores de líquido

Será necesario utilizar un distribuidor de líquido en cabezas de columna y otro después de la alimentación, para que vuelva a encauzar el flujo de gas y líquido.

Teniendo en cuenta el caudal volumétrico de líquido por unidad de área en cabezas y después de la alimentación, se decide utilizar el distribuidor VRK2F de la empresa Sulzer para los dos casos.

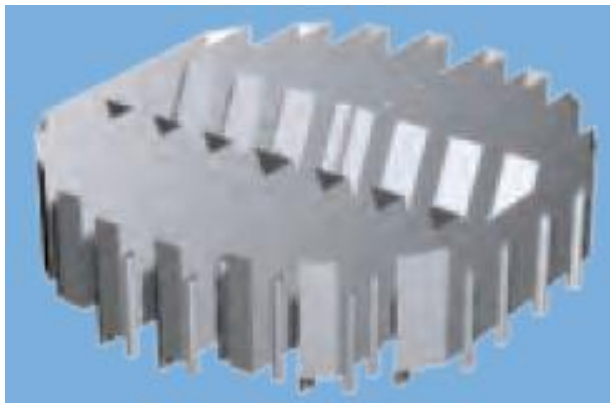


Figura 11.7.8. Distribuidor VRK2F de la empresa Sulzer

Se considera que el grosor del distribuidor es de unos 0.3m y que debe estar encima del empacado y unos 0.15m por debajo de las entradas de líquido.

Soporte del relleno

Se decide utilizar un soporte que actúe a su vez de colector y se coloca debajo del empacado superior, para facilitar así el flujo de vapor y líquido. Según el catálogo de Sulzer, el soporte-colector adecuado para la columna C-501 es el SLR.

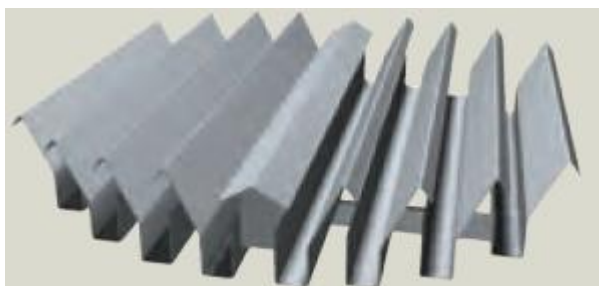


Figura 11.7.9. Soporte-colector SLR de la empresa Sulzer

Después del segundo empacado se colocará otro soporte, pero en este caso no se requiere que a su vez haga la función de colector, por lo que se escoge el modelo TEB de la empresa Sulzer.

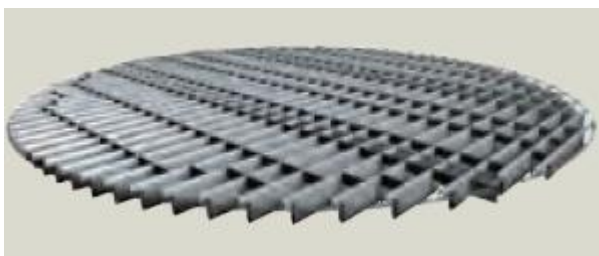


Figura 11.7.10. Colector TEB de la empresa Sulzer

Altura total de la columna

Teniendo en cuenta los grosores y separaciones entre internos y diámetro de tuberías, se establece una distancia entre empacados de 1m.

Por otra parte se establece una distancia mínima entre la entrada del reflujo y cabezas de columna de unos 0.15m, decidiendo así tener una altura total entre el empacado y cabezas de 0.62m, sin incluir.

Del mismo modo, se decide dejar una distancia de 0.8m también entre la sección inferior de empacado y fondos de columna para que no haya la necesidad de introducir el vapor con un difusor y, por tanto, mayor pérdida de carga.

Todo esto resulta en una altura total de columna de 14.42 m.

11.7.2.4. Cálculo del espesor de la torre y dimensionamiento de cabezal y fondos**Material de construcción**

El material de construcción y relleno para esta columna es acero inoxidable 304 L.

Para el resto del diseño de la columna se han tenido en cuenta las mismas consideraciones que para la torre de absorción A-401, detalladas en el punto 11.3 de este manual de cálculo .

Temperatura y presión de diseño:

$$T_{operación} = 69.73^{\circ}C$$

$$T_{diseño} = 79.73^{\circ}C$$

$$P_{operación} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{diseño} = 1.1 \text{ atm}$$

Espesor del de la columna C-402

$$Espesor \text{ cuerpo cilíndrico} = 2.65 \text{ mm}$$

$$Espesor \text{ cabezal toriesférico} = 2.53 \text{ mm}$$

$$Espesor \text{ fondo toriesférico} = 3.39 \text{ mm}$$

Se ha decidido por lo tanto utilizar un espesor de 3.39 mm para toda la columna, fondo, cabezal superior y cuerpo cilíndrico.

Cálculo del peso de la columna C-501 vacía:

$$V_{carcasacilindrica} = 4.43 m^3$$

$$V_{carcasasuperior} = 0.00173 m^3$$

$$V_{carcasainferior} = 0.00173 m^3$$

$$Peso\ columna\ vacía = (V_{carcasacilindrica} + V_{carcasasuperior} + V_{carcasainferior}) \cdot \rho_{acero} = 34573.48 kg \quad (11.6.7)$$

Cálculo del peso de la columna C-501 llena:

El peso del relleno se calcula como:

$$Peso\ relleno = \rho_{acero} \cdot \frac{D_{columna}^2 \cdot \pi}{4} \cdot altura\ total\ empacado \cdot (1 - fracción\ vacía) \quad (11.6.8)$$

En este caso la fracción vacía del relleno es del 98.7%, obteniéndose así un peso de relleno de 2150.26kg.

El peso de la columna suponiendo que se encuentra llena del líquido que sale por fondos, de densidad 752.92 kg/m³ es de 54046.4kg.

Por tanto, el peso total máximo suponiendo que la columna se encuentra llena de líquido y contiene ya el relleno, es de 561197kg.

11.7.3. Cálculo del espesor de aislamiento de la columna de destilación de C-501

Se le aportan al sistema Insulan de la empresa CALORCOL.SA, los siguientes datos:

CÁLULO de Espesor Óptimo - Pérdida de Calor - Equipos [1]

CALORCOL
· LANA MINERAL DE ROCA ·

Mantas Aislantes de 100 kg/m³

Datos de Entrada

Temperatura Interior:	80.0	°C	
Temperatura Superficie Aislamiento:	45.0	°C	
Temperatura Ambiente:	25.0	°C	
Velocidad del Aire:	0.5	m/h	
Código Material :	7	Emisividad:	
Superficie Exterior Aislamiento:	2	0.13	Consultar
Superficie Desnuda:	2	0.3	Consultar

Calcular Cancelar Graficar

Material Superficie Aislamiento: ACERO INOXIDABLE NUEVO LIMPIO

CALORCOL S.A Calle 46 N° 71 - 121 Copacabana (Antioquia - Colombia)
PBX: (574) 274 41 49 FAX: (574) 274 56 92 Email: info@calorcol.com Web: http://www.calorcol.com

Figura 11.7.11. Interfaz del programa Insulan para el cálculo del espesor de aislamiento óptimo

Los resultados para el aislante son:

Temperatura de la superficie del aislante=48.67°C

Espesor práctico recomendado=12.7mm

Eficacia de aislamiento=72.71%

11.8. COLUMNA DE DESTILACIÓN DE ÁCIDO CIANHÍDRICO (II): C-503

La columna de destilación de ácido cianhídrico (II) es la columna C-503. Esta torre tiene la función de recuperar el acrilonitrilo que entra en la columna y evitar que la corriente de colas contenga ácido cianhídrico, sacándolo por cabezas.

Esta columna consta de 30 etapas ideales incluyendo el condensador y el reboiler. Recibe como alimentación el destilado de la columna C-501 a 57.7°C y 1 atm, el cual contiene una proporción elevada de acrilonitrilo, además de agua y ácido cianhídrico.

El principal motivo de la existencia de esta columna es que en la columna C-501 se pierde mucho acrilonitrilo por cabezas y no interesa perder producto. Por tanto, el objetivo de la columna C-503 es recuperar por colas el acrilonitrilo perdido por cabezas en la columna C-502, y obtenerlo lo más puro posible, con menos de un 0.011% de ácido cianhídrico.

Por cabezas de la columna se obtiene una corriente de ácido cianhídrico que se envía a los tanques de almacenamiento para su posterior comercialización como subproducto. La corriente obtenida por colas se junta posteriormente con la salida de fondos de la columna C-501 en el M-501, y la corriente resultante es enviada a la última columna del proceso, la C-502.

11.8.1. Simulación con ASPEN PLUS

Para el diseño de la columna C-502 se ha utilizado el programa Aspen Plus.

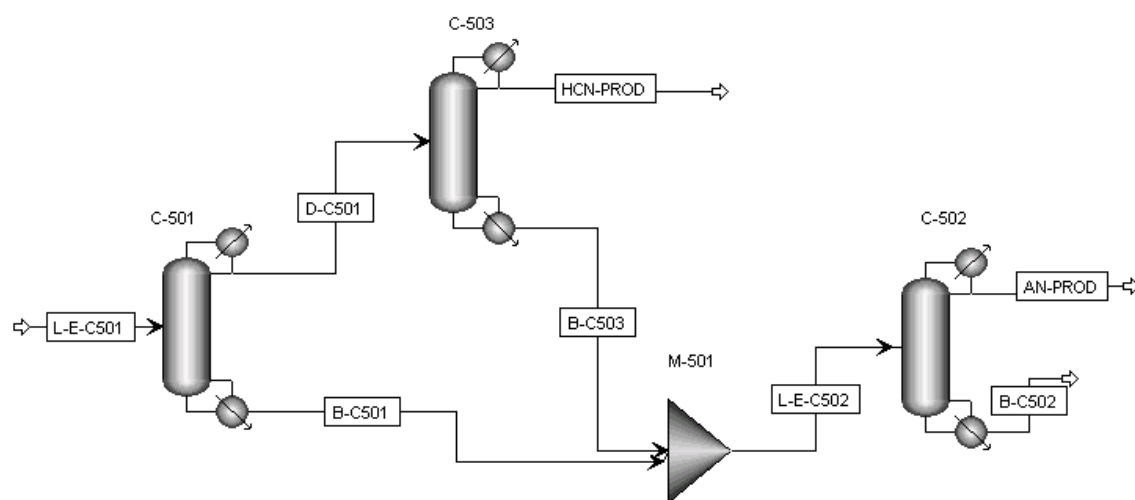


Figura 11.8.1. Diagrama de Flujo del proceso de la columna extractiva C-503 en Aspen Plus

Para efectuar la simulación en Aspen Plus se realiza el mismo proceso que para el resto de columnas. Primero se indica la misma lista de componentes y paquete termodinámico (UNIQUAK-RK).

Después se selecciona un bloque de columna de destilación con condensador y caldera y se define su corriente de entrada con datos de composición, temperatura y presión. Se ha de establecer también el número de etapas y los parámetros de operación de C-502.

The screenshot shows the 'Configuration' window in Aspen Plus, specifically the 'Thermosiphon Config.' tab. The window is divided into two main sections: 'Setup options' and 'Operating specifications'.

Setup options:

- Calculation type: **Equilibrium** (dropdown menu)
- Number of stages: **30** (text input) with a 'Stage wizard' button
- Condenser: **Total** (dropdown menu)
- Reboiler: **Kettle** (dropdown menu)
- Valid phases: **Vapor-Liquid-Liquid** (dropdown menu)
- Convergence: **Standard** (dropdown menu)

Operating specifications:

- Reflux ratio: **6** (text input) with a unit dropdown set to **Mole**
- Distillate to feed ratio: **0,32** (text input) with a unit dropdown set to **Mole**
- Free water reflux ratio: (empty text input)
- Feed basis: (button)

Figura 11.8.2. Ventana Aspen Plus para configuración de la columna.

También se anota que la alimentación se introduce en la etapa 17 y que la presión de trabajo es de 1 atm. De nuevo se indica también la presencia de 3 fases: fase vapor, fase líquida orgánica y fase líquida gaseosa. Todo esto se puede observar en las siguientes figuras, 11.8.3 a 11.8.5.

✓ Configuration ✓ Streams ✓ Pressure ✓ Condenser Thermosiphon Config. ✓ Reboiler ✓ 3-Phase

Feed streams

Name	Stage	Convention
D-C501	17	Above-Stage

Product streams

Name	Stage	Phase	Basis	Flow	Units	Flow ratio	Feed specs
HCN-PROD	1	Liquid	Mole		kmol/hr		Feed basis
B-C503	30	Liquid	Mole		kmol/hr		Feed basis

Figura 11.8.3. Ventana Aspen Plus para configuración de las corrientes de la columna

✓ Configuration ✓ Streams ✓ Pressure ✓ Condenser Thermosiphon Config. ✓ Reboiler ✓ 3-Phase

View: Top / Bottom

Top stage / Condenser pressure

Stage 1 / Condenser pressure: 1 atm

Stage 2 pressure (optional)

☒ Stage 2 pressure: atm

☐ Condenser pressure drop: atm

Pressure drop for rest of column (optional)

☐ Stage pressure drop: atm

☒ Column pressure drop: atm

Figura 11.8.4. Ventana Aspen Plus para configuración de la presión de la columna

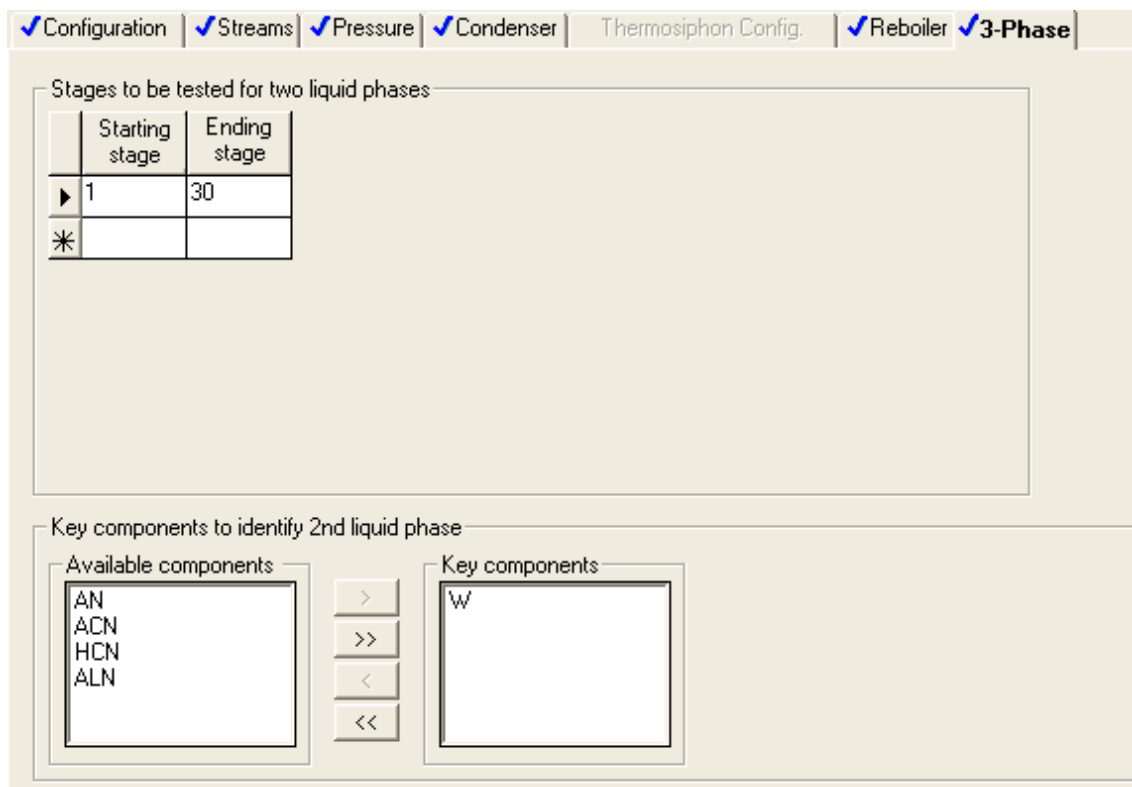


Figura 11.8.5. Ventana Aspen Plus para configuración de las fases de la columna

Muchos de los datos utilizados provienen de la bibliografía, y los que no, son obtenidos a partir de procesos iterativos con el fin de obtener las composiciones de salida deseadas.

Una vez que la simulación ha convergido, se comprueba que los resultados obtenidos sean lógicos y coherentes. Dichos resultados estan expuestos en la siguiente tabla.

Tabla 51.8.1. Condiciones de presión y temperatura y composición de las corrientes presentes en la columna C-503

	Alimentación	Destilado	Colas
Temperatura (°C)	57.7	31.3	69.7
Presión (atm)	1	1	1
Estado del fluido	L	L	L
W [kg/h]	341.4	45.02767	296.3723
AN [kg/h]	2014.461	79.65376	1934.811
ACN [kg/h]	0	0	0

ALN [kg/h]	0	0	0
HCN [kg/h]	640.1466	640.1392	0.007392
Total [kg/h]	2996.008	764.821	2231.191

11.8.2. Dimensionamiento de la columna de destilación C-503

A esta columna le sucede lo mismo que a la C-501, el caudal de alimentación no es muy elevado, pero posiblemente el diámetro de columna obtenido sea mayor a 0.76 m, por lo que se podrían utilizar platos. No obstante, dada la alta eficacia requerida – para evitar torres demasiado altas- y la poca pérdida de carga deseada, se decide hacer la columna de relleno ordenado.

De entre el catálogo de relleno ordenado de la empresa Sulzer, se escoge el relleno tipo Mellapak de acero inoxidable, por los mismos motivos que los explicados en el manual de cálculo de la columna de destilación de ácido cianhídrico (I).

11.8.2.1. Obtención del diámetro de columna

Para realizar el dimensionamiento del diámetro de la columna C-503 se utiliza la aplicación “Pack sizing” del programa Aspen Plus.

De entre los diversos tipos de Mellapak se escoge el 250.Y por los mismos motivos que en la C-501: es el más utilizado, y el que presenta una altura equivalente de etapa teórica suficientemente pequeña para que la columna C-503 sea inferior a 15m (altura máxima según legislación) con la mínima pérdida de carga.

Al introducir los datos del relleno Mellapak en el simulador, se obtiene un diámetro de columna de 1.03m.

11.8.2.2. Cálculo de la altura y secciones de empacado

El cálculo de la altura de relleno se realiza a partir de la siguiente ecuación:

$$altura = NET \cdot HETP \quad (11.8.1)$$

La columna posee 28 etapas ideales –descontados ya el condensador y el reboiler- a las que se les aplica una eficacia del 96%, ya que se considera que el relleno ordenado es bastante eficaz, pero se pretende asegurar un buen funcionamiento.

El número de etapas reales se obtiene como:

$$NET = \frac{28 \text{ etapas ideales}}{0.96 \text{ eficacia}} \approx 30 \text{ etapas reales} \quad (11.8.2)$$

Según los gráficos del catálogo de Sulzer y a partir del valor de F, se puede establecer la altura equivalente a una etapa (HETP).

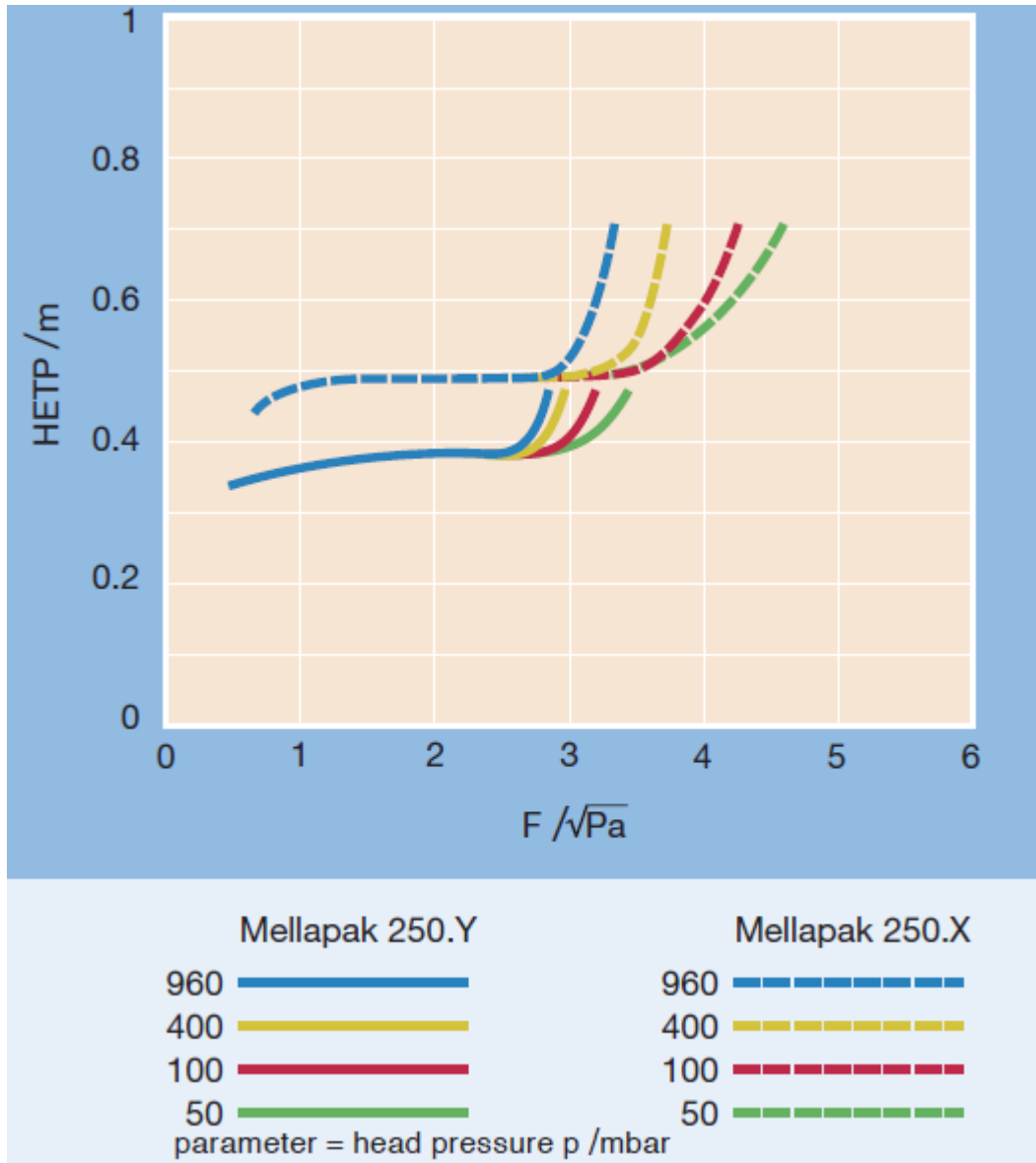


Figura 11.8.6. Gráficos de HETP del relleno 250Y

En el eje de abscisas del gráfico aparece la ecuación:

$$F = \text{velocidad del gas} \cdot \sqrt{\rho_G} \quad (11.8.3)$$

La velocidad del gas se puede calcular como la división entre el flujo másico de gas y el área de la columna, obteniendo un valor de 1.41m/s y, a partir también de la densidad del gas (1.22kg/m^3) se obtiene $F=1.6 \sqrt{Pa}$.

Se obtiene así que la altura HETP es aproximadamente de 0.4m/etapa En consecuencia, la altura total de empacado es de:

$$altura = 30 \text{ etapas} \cdot 0.4 \frac{m}{etapa} \approx 12m \quad (11.8.4)$$

Como se ha explicado en el manual de cálculo de la columna C-501, las columnas empacadas requieren de una serie de internos que provocan que su altura total difiera bastante de la altura de empacado.

La columna C-503, como la C-501, no requiere, en principio, de más que una división de secciones de empaquetado: la zona de antes y después del alimento.

Para calcular la altura real del alimento se debe determinar primero la etapa real:

$$etapa \text{ real alimento} = \frac{etapa \text{ ideal del alimento}}{etapas \text{ reales}} \cdot etapas \text{ ideales} = 18 \quad (11.8.5)$$

La altura del alimento respecto al principio del empaque:

$$altura \text{ real alimento} = \frac{etapa \text{ real del alimento}}{etapas \text{ reales}} \cdot altura \text{ empacado} = 7m \quad (11.8.6)$$

Por consiguiente, la columna C-503 constará de dos secciones de empacas de 5m de altura la superior y 7 m la inferior.

11.8.2.3. Cálculo de la altura total

Del mismo modo que la columna C-501, la columna C-502 requiere de ciertos internos que garanticen la eficacia del sistema.

Dado que los caudales tratados son bastante parecidos, en el catálogo de la empresa Sulzer se recomienda el uso de los mismos distribuidor, colector-soporte y soporte que en la columna C-501, es decir: distribuidor de líquido VRK2F (situado encima de cada sección de relleno), soporte-colector SLR (situado debajo de la primera sección empacada) y el soporte TEB colocado en la parte inferior de la sección empacada inferior.

Altura total de la columna

Teniendo en cuenta los grosores y separaciones entre internos y diámetro de tuberías, se establece una distancia entre secciones empacadas de 1m.

Por otra parte se establece una distancia mínima entre la entrada del reflujo y cabezas de columna de unos 0.15m, decidiendo así tener una altura total entre el empacado y cabezas de 0.7m.

Del igual forma, se decide dejar una distancia de 0.75m también entre la sección inferior de empacado y fondos de columna, con el fin de eliminar la necesidad de introducir el vapor con un difusor y su consecuente pérdida de carga. Esta estimación se ha realizado teniendo en cuenta el diámetro de columna y tubería.

Todo esto resulta en una altura total de columna de 14.45 m.

11.8.2.4. Cálculo del espesor de la torre y dimensionamiento de cabezal y fondos

Material de construcción

El material de construcción y relleno para esta columna es acero inoxidable 304 L.

Para el resto del diseño de la columna de destilación se han tenido en cuenta las mismas consideraciones que para la torre de absorción A-401, detalladas en el punto 11.3 de este manual de cálculo .

Temperatura y presión de diseño:

$$T_{operación} = 69.7^{\circ}C$$

$$T_{diseño} = 79.7^{\circ}C$$

$$P_{operación} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{diseño} = 1.1 \text{ atm}$$

Espesor del de la columna C-402

$$Espesor \text{ cuerpo cilíndrico} = 2.34mm$$

$$Espesor \text{ cabezal toriesférico} = 2.56 \text{ mm}$$

$$Espesor \text{ fondo toriesférico} = 3 \text{ mm}$$

Se ha decidido por lo tanto utilizar un espesor de 3 mm para toda la columna, fondo, cabezal superior y cuerpo cilíndrico.

Cálculo del peso de la columna C-501 vacía:

$$V_{carcasacilindrica} = 3.94 m^3$$

$$V_{carcasasuperior} = 0.00105 m^3$$

$$V_{carcasainferior} = 0.00105 m^3$$

$$Peso \text{ columna vacía} = (V_{carcasacilindrica} + V_{carcasasuperior} + V_{carcasainferior}) \cdot \rho_{acero} = 30715.9 kg \quad (11.8.7)$$

Cálculo del peso de la columna C-501 llena:

El peso del relleno se calcula como:

$$Peso \text{ relleno} = \rho_{acero} \cdot \frac{D_{columna}^2 \cdot \pi}{4} \cdot altura \text{ total empacado} \cdot (1 - fracción \text{ vacía}) \quad (11.8.8)$$

En este caso la fracción vacía del relleno es del 98.7%, obteniéndose así un peso de relleno de 1013.87kg.

El peso de la columna suponiendo que se encuentra llena del líquido que sale por fondos, de densidad 891.02 kg/m³ es de 41604kg.

Por tanto, el peso total máximo suponiendo que la columna se encuentra llena de líquido y contiene ya el relleno, es de unos 42618 kg.

11.8.3. Cálculo del espesor de aislamiento de la columna de destilación de C-502

Se le aportan al sistema Insulan de la empresa CALORCOL.SA, los siguientes datos:

Cálculo de Espesor Óptimo - Pérdida de Calor - Equipos [1]

CALORCOL
· LANA MINERAL DE ROCA ·

Mantas Aislantes de 100 kg/m³

Datos de Entrada

Temperatura Interior:	80.0	°C
Temperatura Superficie Aislamiento:	45.0	°C
Temperatura Ambiente:	25.0	°C
Velocidad del Aire:	0.5	m/h
Superficie Exterior Aislamiento:	7	0.13
Superficie Desnuda:	2	0.3

Consultar Consultar

Calcular Cancelar Graficar

Material Superficie Aislamiento: ACERO INOXIDABLE NUEVO LIMPIO

CALORCOL S.A Calle 46 N° 71 - 121 Copacabana (Antioquia - Colombia)
PBX: (574) 274 41 49 FAX: (574) 274 56 92 Email: info@calorcol.com Web: http://www.calorcol.com

Figura 11.8.7. Interfaz del programa Insulan para el cálculo del espesor de aislamiento óptimo

Los resultados para el aislante son:

Temperatura de la superficie del aislante=48.67°C

Espesor práctico recomendado=12.7mm

Eficacia de aislamiento=72.71%

11.9. COLUMNA DE RECUPERACIÓN DE ACRILONITRILO: C-502

Esta es una torre de 40 platos perforados y su función principal es eliminar los compuestos ligeros por la cabeza y los pesados por el fondo. La carga de esta torre proviene de los fondos de las dos torres de recuperación de ácido cianhídrico C-501 y C-503, y se compone de: acrilonitrilo con impurezas de ácido cianhídrico, agua y contiene también una pequeña cantidad de acetónitrilo. El ácido cianhídrico por ser un compuesto pesado se elimina por el fondo de la torre, las demás impurezas como el acetónitrilo que viene arrastrándose en el proceso deben eliminarse ajustando la operación de los equipos anteriores a la torre de producto debido a que es muy difícil separarlo del acrilonitrilo en esta torre.

Por la parte superior de esta torre se extrae el acrilonitrilo producto a 78 °C que posteriormente es enfriado por el aerorrefrigerante AR-501 intercambiador E-501 y E-502 hasta 18 °C y a esta temperatura se manda a los tanques de almacenamiento de producto. Por los fondos de la torre se extrae una corriente a 99°C de trazas de acrilonitrilo con impurezas pesada de cianhídrico y también agua que posteriormente será enfriada y tratada en tratamiento de líquidos.

La operación de la torre se concreta a obtener producto dentro de especificaciones usando como guía el análisis de las corrientes de cabezas y de fondos.

Las especificaciones de operación de acrilonitrilo producto son las siguientes:

- El contenido de ácido cianhídrico no debe ser superior a 5 ppm.
- El contenido de agua debe de ser de 0,2 a 0,4 % en peso.
- El contenido de acetónitrilo no debe ser superior a 200 ppm.
- En la apariencia debe de ser claro y libre de materia en suspensión.

11.9.1. Simulación con ASPEN PLUS

Para el diseño de esta columna de acrilonitrilo producto C-502 se ha recurrido al simulador Aspen Plus por su precisión y versatilidad.

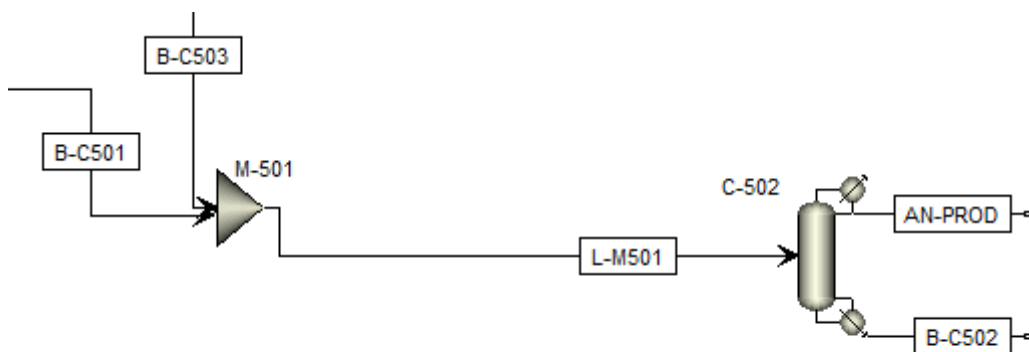


Figura 11.9.1. Diagrama de Flujo del proceso de la columna de producto C-502 en Aspen Plus.

Los pasos a seguir para realizar la simulación en Aspen Plus se presentan a continuación:

La lista de componentes y el paquete termodinámico seleccionado (Uniquac-RK) es el mismo que para la columna de absorción A-401, por las mismas razones ya argumentadas en el punto 13.3 de este manual de cálculo.

A continuación se selecciona una columna extractiva con condensador y caldera y se define su corriente de entrada.

La corriente de entrada de esta columna es la que viene del tanque de mezcla M-501 a 70°C y una atmósfera de presión, el plato de entrada de la alimentación en la columna es el 31.

Una vez definida las composiciones y características de las corrientes de entrada, se introducen los parámetros de operación de la columna extractiva, que se muestran en la siguiente figura 11.9.2.

11. Manual de cálculo

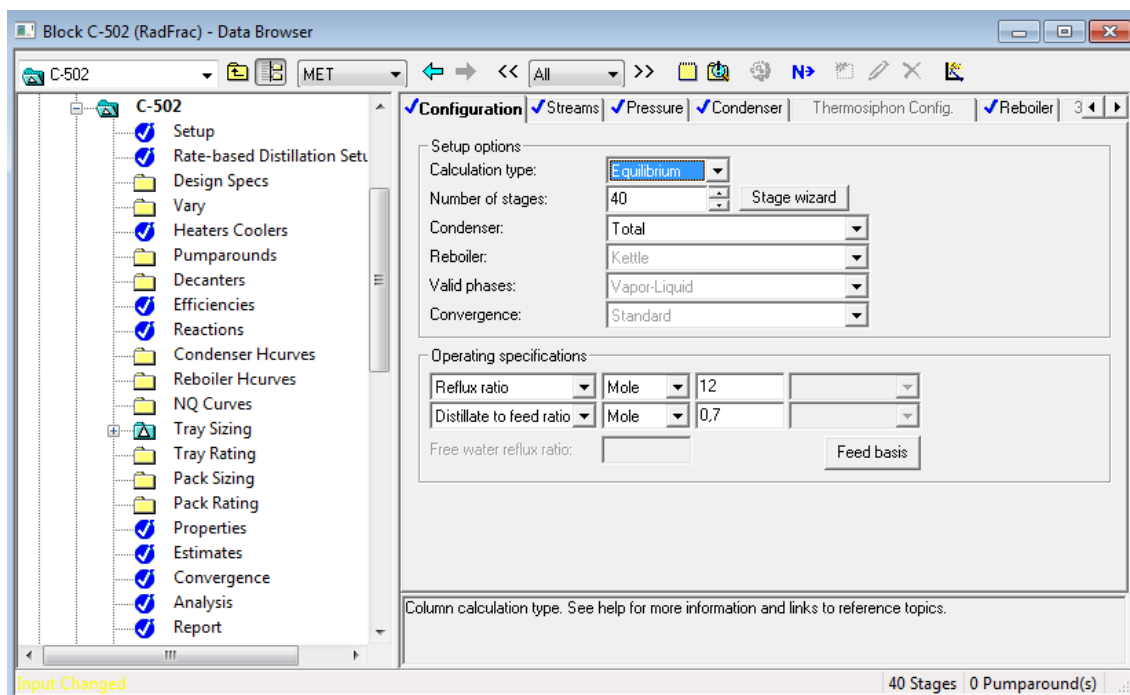


Figura 11.9.2. Ventana Aspen Plus para configuración de la columna C-502.

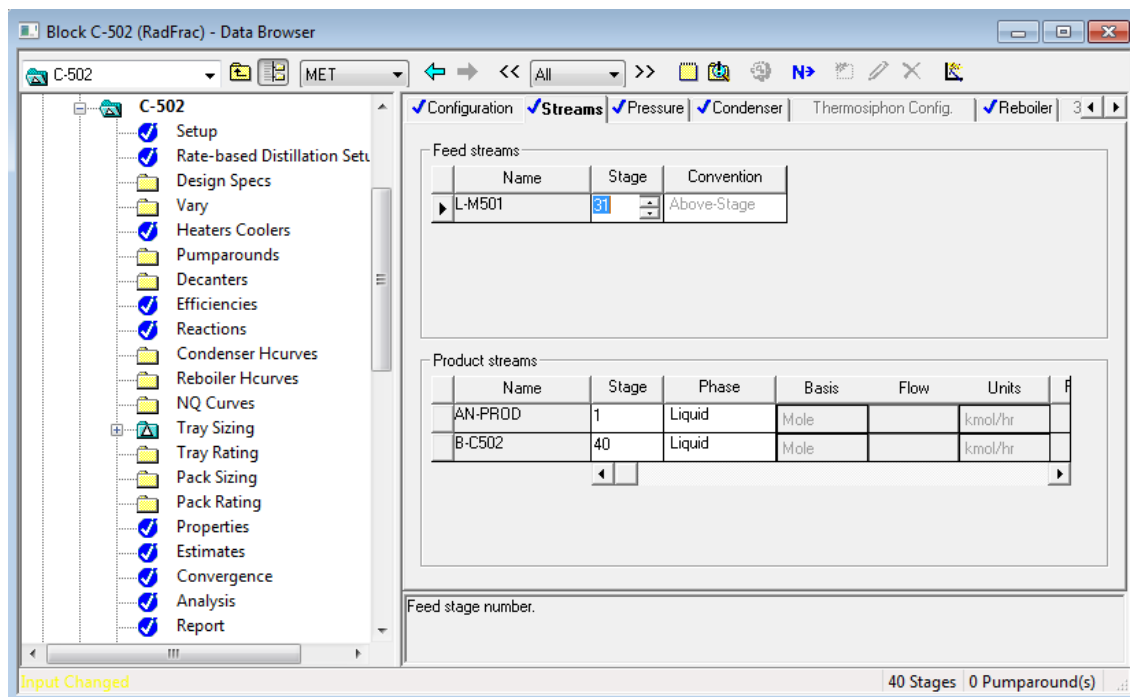


Figura 11.9.3. Ventana Aspen Plus para configuración de como entran las corrientes en la columna C-502.

La columna de producto consta de cuarenta etapas teóricas, como se aprecia en la figura 11.9.2. Este dato se ha introducido en la configuración de la torre antes de ser simulada puesto que se ha obtenido de patente “*Acrylonitrile by propene ammoxidation, AlexandreC*”

De esta forma se procede a simular la columna, una vez que converge se observan las dos corrientes de salida y se comprueba que los resultados obtenidos son los esperados.

Las condiciones de presión y temperatura de la entrada y salidas de la columna de obtención de acrilonitrilo figura 11.9.1 se encuentran indicadas en la tabla 11.9.1.

Tabla 61.9.1. Condiciones de presión y temperatura de las corrientes presentes en la C-502.

	Temperatura (°C)	Presión (atm)
Entrada Líquido		
M-501	70	1
Destilado C-502	78	1
Colas C-502	99	1

Tabla 11.9.2. Composición de las corrientes de entrada y salida de la C-502.

	Entrada C-502	Destilado C-502	Colas C-502
Estado del Fluido	L	L	L
W [kg/h]	899,752	3,8e-08	899,7
AN [kg/h]	6561,24	6606,40	45,2
ACN [kg/h]	8.10e-5	0	0
HCN [kg/h]	0,57	0	0,57

11.9.3. Dimensionamiento de la columna C-502

Al igual que en la columna de absorción dado que el caudal de alimentación es elevado se espera obtener un diámetro de columna superior a 0,76 m, lo que favorece el uso de columnas de platos, además de que coincide con el tipo de columna de absorción de la patente consultada “*Acrylonitrile by propene ammoxidation. AlexandreC*”.

Para el dimensionamiento de la columna C-502 se utiliza la utilidad de Aspen Plus —Tray sizing (Data → Utilities → Tray sizing → Add utility), antes de continuar con el dimensionamiento mediante la utilidad de Aspen —Tray sizing es necesario escoger el tipo de plato de la columna extractiva. Figura 11.9.4.

Se ha seleccionado el plato perforado (“Sieve Tray”). Figura 11.9.4.

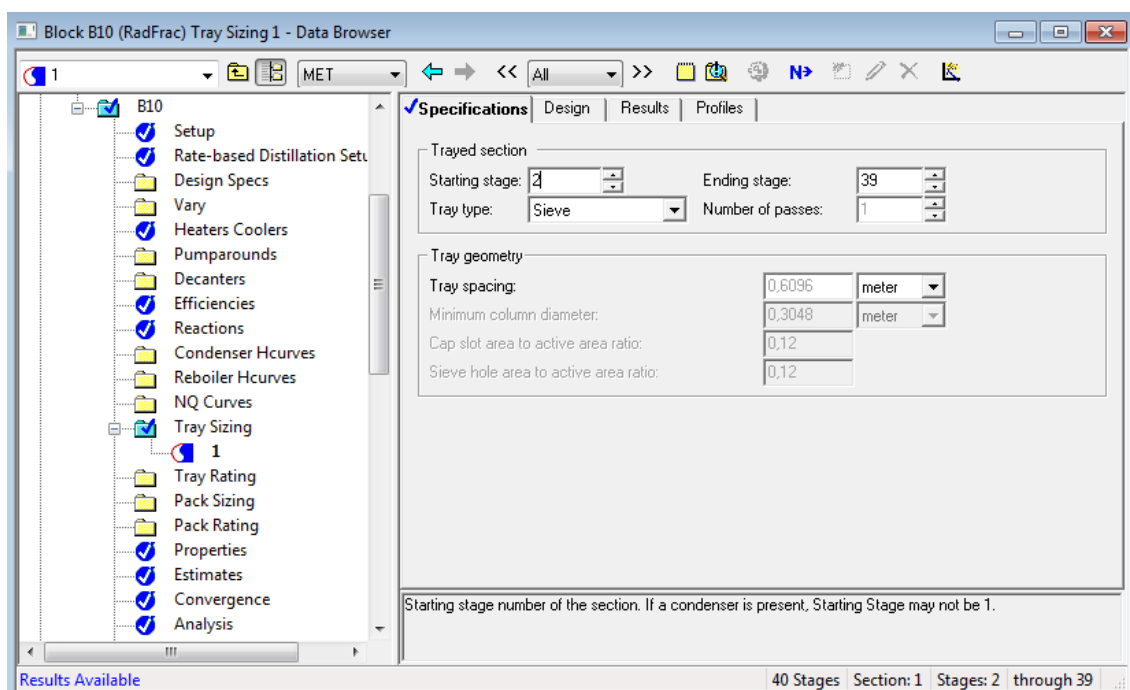


Figura 31.9.4. Ventana Aspen Plus para selección de la utilidad Tray Sizing

Al igual que para la torre de absorción A-401 se ha comprado un tipo de plato de la empresa SULZER, que es el más adecuado para el sistema de extracción, se trata “*Multi Downcomer High Performance Trays*” estos platos son multi downcomers los cuales permiten altas cargas de líquido. Las características de estos platos quedaron detalladas en el manual de cálculo de la torre de absorción A-401.

Respecto al tipo de downcomers y de rebosadero, también se ha utilizado los mismos que el de A-401. Downcomers de tipo segmentado y bajante recta y rebosaderos también rectos.

Una vez seleccionado el tipo de platos, Aspen establece por defecto los valores típicos de las características de la columna de destilación C-502. Figura 1.9.5.

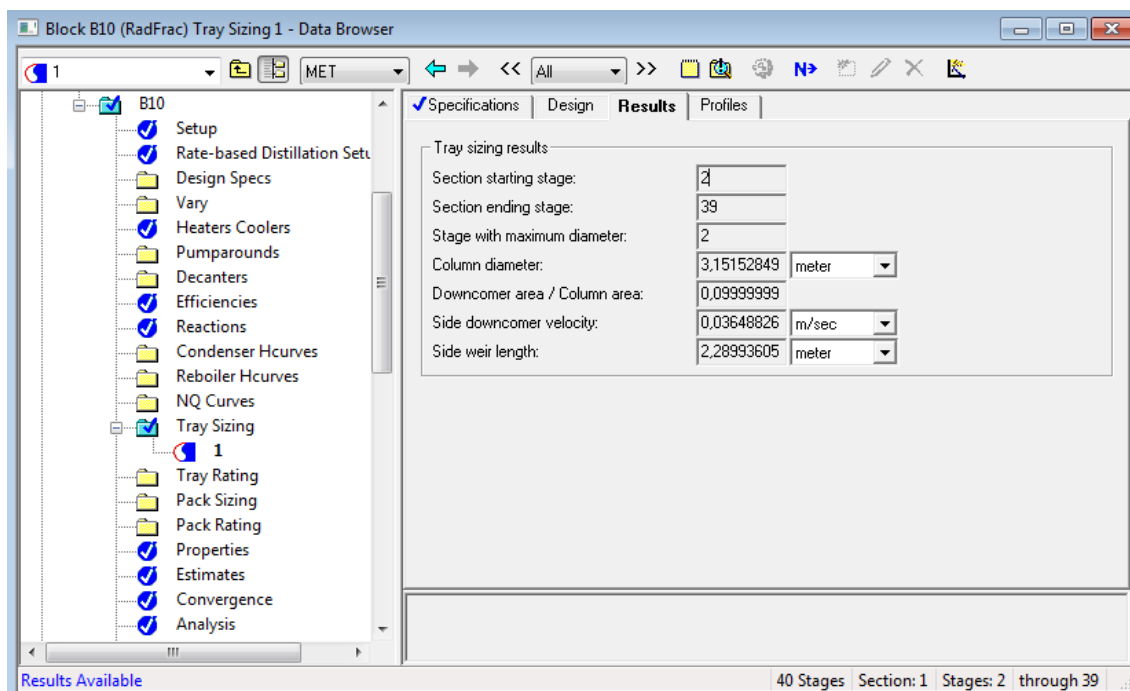


Figura 11.9.5. Ventana de la utilidad de Aspen “Tray Sizing” para el dimensionamiento de la C-502.

Una vez hecho el Tray Sizing con Aspen Plus, hay que tener en cuenta que éste realiza la simulación considerando que la eficiencia del plato es del 100%. Así, el número de platos utilizados a través de Aspen son los platos teóricos de la torre.

Cálculo del número de etapas reales:

Para el cálculo de etapas reales, es necesario primero tener la eficacia global del plato E_0 (%). Para ello se emplea la correlación de O’Connell.

$$E_0 = 49,2 \cdot (\alpha \cdot \mu)^{-0.245} \quad (11.9.1)$$

Donde:

α = promedio de la volatilidad relativa de los componentes clave entre la temperatura de cabeza y la temperatura de cola.

μ = promedio de la viscosidad evaluada a la temperatura de cabeza y a la temperatura de cola, en cP .

El programa Aspen Plus, no proporciona estas propiedades de los compuestos entonces se ha decidido utilizar un valor del 100% como eficacia global del plato, el diámetro de plato es muy grande puesto que el diámetro de columna es grande, por lo cual el contacto entre fases se considera que es ideal ya que el área activa es mayor, y por lo tanto se concluye que la separación será buena.

Por lo tanto para la columna extractiva:

$$Número\ de\ platos\ reales = Número\ de\ platos\ ideales$$

Para el resto del diseño de la columna de destilación se han tenido en cuenta las mismas consideraciones que para la torre de absorción A-401, detalladas en el punto 11.3 de este manual de cálculo .

Material de construcción

El material de construcción para esta columna es acero inoxidable AISI 304 L.

Temperatura y presión de diseño:

$$T_{operación} = 99.36\ ^\circ C$$

$$T_{diseño} = 109.36^\circ C$$

$$P_{operación} = 1\ atm$$

$$P_{diseño} = 1.1\ atm$$

Espesor del de la columna C-502

$$Espesor\ cuerpo\ cilíndrico = 4\ mm$$

$$Espesor\ cabezal\ toriesférico = 4\ mm$$

$$Espesor\ fondo\ toriesférico = 6\ mm$$

Se ha decidido por lo tanto utilizar un espesor de 6 mm para toda la columna, fondo, cabezal superior y cuerpo cilíndrico.

Altura total de la columna:

$$N_{reales} = 40$$

$$d_{platos} = 0.609\ m$$

$$e_{platos} = 0.003\ m$$

$$h_{superior} = 630.117\ mm$$

$$h_{inferior} = 630.117\ mm$$

Para el cálculo de la altura en la columna extractiva no hay que tener en cuenta dos de los platos ya que hacen referencia a la caldera y al condensador por lo que para este cálculo el número de platos es de 38.

Por lo tanto la altura total de la columna es:

$$h_{columna} = 24.57 \text{ m}$$

Cálculo del peso de la torre C-502 vacía:

$$V_{carcasacilindrica} = 3.75 \text{ m}^3$$

$$V_{carcasasuperior} = 0.0064 \text{ m}^3$$

$$V_{carcasainferior} = 0.0064 \text{ m}^3$$

$$Peso \text{ columna vacía} = (V_{carcasacilindrica} + V_{carcasasuperior} + V_{carcasainferior}) \cdot \rho_{acero} = 106653.629 \text{ kg}$$

Cálculo del peso de la torre C-502 llena:

El peso de la torre suponiendo que toda la columna está llena del líquido que sale por el fondo de la torre durante la operación de la misma, $\rho_l = 896.31 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ es el siguiente:

$$Peso \text{ del líquido que llena la torre} = 164355.431 \text{ Kg}$$

$$Peso \text{ de los platos} = 6929.63 \text{ Kg}$$

$$Peso \text{ total máximo} = 106653.629 + 164355.431 + 6929.63 = 280705.469 \text{ kg}$$

11.9.3. Cálculo del espesor de aislamiento de la columna C-502

El cálculo del espesor de aislamiento óptimo se realiza con el programa Insulan, proporcionado por la empresa Calorcol S.A. Para el aislamiento se elige mantas aislantes de lana de roca de 100 kg/m^3 . Para hacer el cálculo se toma como temperatura interior la temperatura de diseño de la columna $109.4 \text{ }^\circ\text{C}$, se define una temperatura deseada en la superficie de $45 \text{ }^\circ\text{C}$ y se define una temperatura ambiente de $25 \text{ }^\circ\text{C}$ y una velocidad superficial del aire de 0.5 m/s . Se escoge un acabado en acero inoxidable, indicando que la superficie desnuda es de acero inoxidable. Estas condiciones pueden observarse en la figura 11.9.5. El espesor práctico recomendado se presenta a continuación.

Cálculo de Espesor Óptimo - Pérdida de Calor - Equipos [1]

CALORCOL
· LANA MINERAL DE ROCA ·

Mantas Aislantes de 100 kg/m³

Datos de Entrada

Temperatura Interior:	109.4	°C
Temperatura Superficie Aislamiento:	45	°C
Temperatura Ambiente:	25	°C
Velocidad del Aire:	0.5	m/s
Código Material :	7	Emisividad: 0.13
Superficie Exterior Aislamiento:	7	Consultar
Superficie Desnuda:	2	Emisividad: 0.3
		Consultar

Calcular Cancelar Graficar

Cancelar

CALORCOL S.A. Calle 46 N° 71 - 121 Copacabana (Antioquia - Colombia)

Figura 11.2.7 Interfaz del programa Insulan para el cálculo del espesor de aislamiento óptimo.

Los resultados para el aislante son los siguientes:

T^a de la superficie del aislante = 39.69° C

Espesor práctico recomendado = 28 mm

Eficacia del aislamiento = 90.11%

11.10. SEPARADOR DE FASES G-L: SF-401

El separador de fases SF-401 tiene como función separar la fase líquida del vapor de la corriente proveniente del intercambiador E-401, para así mejorar el funcionamiento y disminuir el tamaño de la torre de absorción A-401.

Los gases provenientes de los quench Q-301 y Q-302 se ensamblan y se enfrían de 85°C a 30°C mediante el intercambiador de calor E-401. Al realizar este salto térmico se produce la condensación de parte de los gases enfriados, teniendo por tanto a la salida del E-401 una corriente con fase líquida y vapor. Esta corriente es la carga que recibe el separador de fases SF-401, y se encuentra a 1 atm y 30°C.

Por otra parte, el equipo SF-301 dispone de dos salidas: una corriente líquida que sale por fondos y una corriente gaseosa que sale por cabezas. Ambas se encuentran a 30°C y 1 atm de presión.

La corriente vapor de salida es enviada a la entrada por colas de la columna A-301 para que se absorban en el líquido los productos de interés (acrilonitrilo, ácido cianhídrico y acetonitrilo) y se elimine el CO, CO₂, propileno y N₂ por cabezas de columna.

La corriente líquida de salida del SF-401 contiene únicamente agua, acetonitrilo, acrilonitrilo y ácido cianhídrico, por lo que puede ser directamente enviada a la columna extractiva C-401 sin necesidad de pasar por la torre de absorción A-401. Por este motivo, es enviada al mezclador M-401, donde se mezcla con la salida líquida de la torre de absorción A-401, para ser posteriormente enviadas a la columna extractiva C-401.

Si no se separasen ambas fases antes de entrar en la torre de absorción A-401, ésta debería ser de un tamaño superior, dado que tendría que tratar un caudal mayor. Además, disminuiría la eficacia de la torre, tanto si se introduce la corriente bifásica por fondos como por cabezas. Esto es porque si se introduce por fondos de la torre, el proceso de absorción empeora porque se introduce un líquido por colas y este líquido circularía de forma ascendente, contrariamente a lo deseado en una torre de absorción. Del mismo modo, si se introduce por cabezas, el vapor circularía de forma descendente cuando ha de circular de forma ascendente. Por todos estos motivos es necesaria la presencia del separador de fases SF-401 en el área 400 de la planta.

11.10.1. Simulación con ASPENPLUS

Para obtener el balance de materia del separador de fases SF-401 se ha utilizado el programa Aspen Plus.

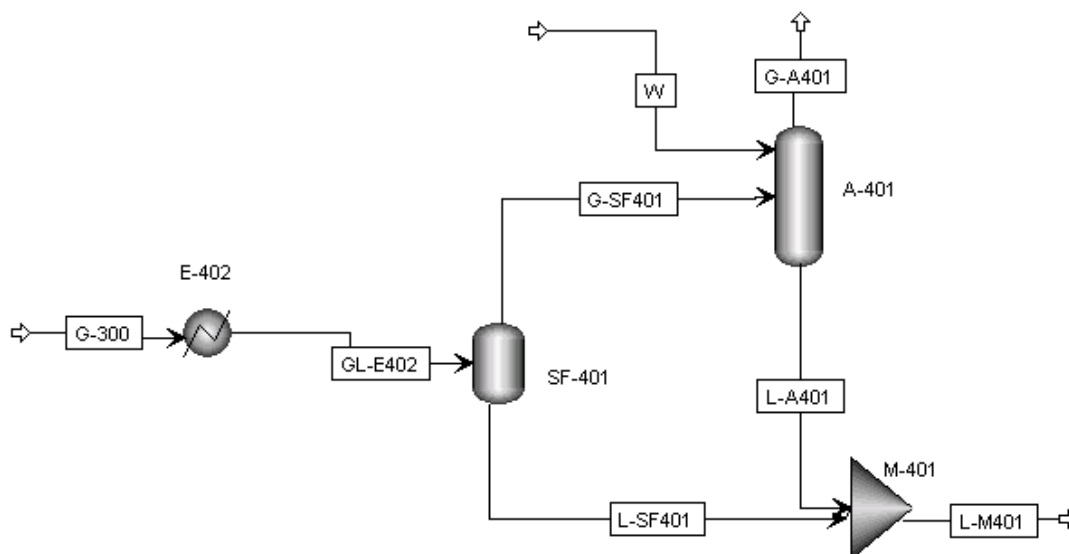


Figura 11.10.1. Diagrama de Flujo del proceso del separador de fases SF-401

En este equipo se efectúa el mismo proceso para la simulación en Aspen Plus que el realizado en la torre de absorción A-401.

Primero se introduce la misma lista de componentes y el mismo paquete termodinámico (UNQUAC-RK), por los mismos motivos que los mencionados en el manual de cálculo de la columna de absorción.

El siguiente paso de la simulación consiste en seleccionar el bloque del separador de fases flash con dos salidas y se define su corriente de entrada, especificando su composición, temperatura y presión.

A continuación se procede a introducir los parámetros de operación del separador de fases, según la figura 11.10.2.

Specifications	Flash Options	Entrainment	Utility
Flash specifications			
Temperature	30	C	
Pressure	1	atm	
Valid phases			
Vapor-Liquid			

Figura 11.10.2. Ventana Aspen Plus para configuración del separador de fases

A continuación, se efectúa la simulación y, cuando se observa que ésta ha convergido, se analizan los resultados para determinar si son acertados. Dichos resultados están presentados en la siguiente tabla.

Tabla 71.10.1. Condiciones de presión y temperatura y composición de las corrientes presentes en el sistema de separación de fases

	Alimentación	Vapor salida	Líquido salida
Temperatura (°C)	30	30	30
Presión (atm)	1	1	1
Estado del fluido	L	V	L
P [kg/h]	1088.74	1088.74	0
NH3 [kg/h]	0	0	0
O2 [kg/h]	0	0	0
N2 [kg/h]	27483.98	27483.98	0
CO [kg/h]	28300	894.4111	27381.5854
CO2 [kg/h]	6651.92	5516.72	1135.20085
W [kg/h]	192.52	107.2532	85.4883288
AN [kg/h]	0	0	0
ACN [kg/h]	663.86	389.1553	274.073868
ALN [kg/h]	484.62	484.62	0
HCN [kg/h]	756.81	756.81	0
Total [kg/h]	65622.45	36721.69	28876.3484

11.10.2. Dimensionamiento del separador de fases SF-401

El dimensionamiento del separador de fases SF-401 se ha efectuado de forma manual de acuerdo a lo estipulado según Coulson y Richardson.

11.10.2.1. Selección del tipo de separador

Los separadores de fases líquida y vapor típicos son horizontales, verticales o esféricos.

Los separadores esféricos son los más económicos en cuanto a fabricación, transporte y limpieza, pero el control de nivel es muy crítico, ya que tiene poca capacidad de oleada de líquido, por lo que se descarta su uso en la planta diseñada.

Los separadores horizontales se utilizan para ratios gas-líquido bajo y, dado que en el caso de estudio este ratio es alto, se decide emplear un separador de fases vertical.

Por otra parte, los separadores verticales presentan una serie de ventajas y desventajas respecto a los horizontales. Las principales ventajas son el ahorro de espacio, un control de nivel menos crítico y tienen una respuesta más rápida a los incrementos en el nivel de líquido. Sus desventajas más relevantes son en cuanto al coste de fabricación y transporte y cuando se deben separar tres fases.

En un separador se pueden encontrar las diferentes secciones que se pueden observar en la figura 11.10.3.

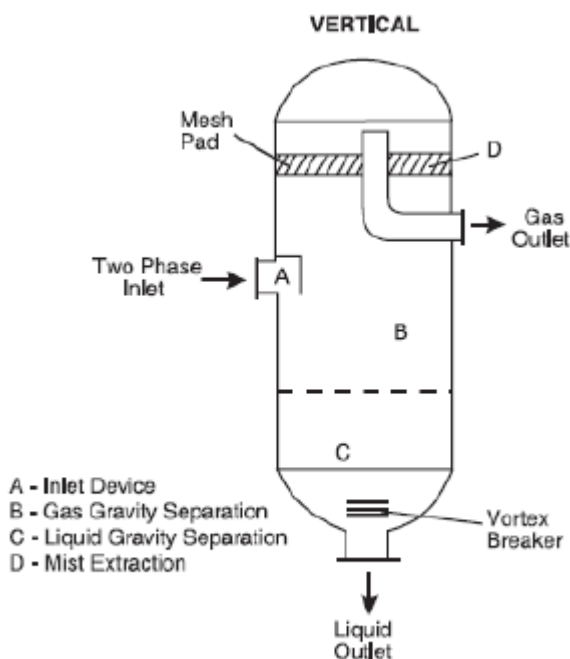


Figura 11.10.3. Zonas de un separador gas-líquido vertical

El dispositivo de entrada (A) reduce el momento de la corriente de entra, efectuándose así una separación previa de la fase líquida y vapor. En la sección B se produce la separación del gas utilizando la fuerza de la gravedad, que separa las gotas de líquido arrastradas por la fase gaseosa. En la sección de separación del líquido por gravedad (C) se colecta todo el líquido retirado del gas en la entrada y en la sección de separación del gas por gravedad y de extracción de nieblas (D), en la cual se acaba de separar las gotas de líquido de menor diámetro del gas.

La estructura de un separador vertical de gas y líquido es la siguiente:

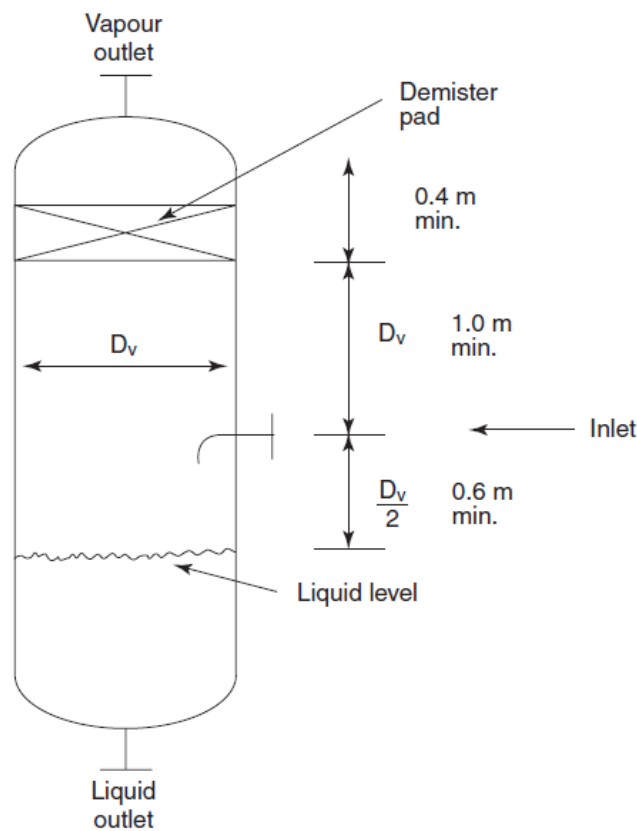


Figura 11.10.4. Zonas físicas de un separador gas-líquido vertical

Según la figura 11.10.4, se pueden observar las diferentes secciones físicas y la altura mínima requerida para los separadores verticales bifásicos.

11.10.2.2. Diámetro del separador

Para calcular el diámetro del separador SF-401, se ha de determinar primero la velocidad terminal del vapor (u_t) mediante la ecuación de Souders-Brown simplificada.

$$u_t = K \cdot [(\rho_L - \rho_V)/\rho_V]^{1/2} \quad (11.10.1)$$

Esta velocidad terminal es aquella velocidad que no se debe superar para evitar el arrastre excesivo de líquido. Para calcular su valor es necesario conocer el valor de K, el cual depende del tamaño de gota, el coeficiente de arrastre, la carga de líquido de arrastre y la altura del recipiente. No obstante, puede asumirse un valor de K de 0.07m/s si se emplea un extractor de nieblas para obtener una mejor separación de las gotas, tal y como se decide hacer en el separador SF-401.

$$u_t = 0.07 \text{ m/s} \cdot \left[(963.5 - 1.22) \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} / 963.5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]^{1/2} = 1.97 \text{ m/s}$$

La velocidad de vapor en el separador se calcula según la siguiente ecuación:

$$u_s = A \cdot u_t \quad (11.10.2)$$

De nuevo, según la bibliografía, se puede asumir que el valor del factor A es de 1, por lo que se obtiene un valor de u_s de 1.97 m/s.

A continuación, se puede calcular el diámetro mínimo del recipiente ($D_{V,\text{mín.}}$) como:

$$D_{V,\text{mín.}} = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_v}{\pi \cdot u_s}} \quad (11.10.3)$$

$$D_{V,\text{mín.}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 8.36 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi \cdot 1.97 \text{ m/s}}} = 2.33 \text{ m}$$

Este diámetro se multiplica por un factor de 1.25 para sobredimensionar y asegurar el buen funcionamiento del separador. De este modo, se obtiene un diámetro de separador gas-líquido (D_V) de aproximadamente 3m.

11.10.2.3. Altura del separador

Para realizar el cálculo de la altura total del separador, primero hay que determinar la altura de cada una de las secciones que lo componen.

Altura del líquido retenido en el separador

La altura del líquido que se deja en el separador de fases se calcula a partir del tiempo de residencia establecido para el buen funcionamiento y control del equipo. En este caso se escoge un tiempo de residencia (τ) de 10 minutos.

Por tanto, se puede calcular el volumen de líquido acumulado en el separador (V_L) según la ecuación:

$$V_L = \frac{Q_L}{\tau} \quad (11.10.4)$$

$$V_L = \frac{0.0084 \text{ m}^3/\text{s}}{10 \text{ min} \cdot \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}}} = 5 \text{ m}^3$$

En consecuencia, la altura del líquido en el separador se puede calcular como:

$$h_L = \frac{V_L}{\frac{\pi \cdot D_V^2}{4}} \quad (11.10.5)$$

$$h_L = \frac{5 \text{ m}^3}{\pi \cdot (3\text{m})^2} \approx 0.75\text{m}$$

Esta altura del nivel de líquido no contempla el fondo toriesférico del equipo.

Distancia entre el líquido y la alimentación

Esta distancia debe ser de 0.6 m o calcularse como la mitad del diámetro del separador, es decir, 1.5m. Se decide por tanto establecer una distancia entre la entrada de la alimentación y el líquido retenido de unos 1.5 m.

Distancia entre la alimentación y el extractor de nieblas

Esta debe ser de mínimo 1 m o el diámetro del equipo, por lo que se decide establecer el valor de esta distancia en 3m.

Distancia entre el extractor de nieblas y cabezas

Se establece que esta distancia será de 0.8m, sin contar con el cabezal toriesférico.

Altura total del separador

Teniendo en cuenta los grosores, distancias entre las diversas zonas y el diámetro de tuberías, se establece una altura total del equipo de 7m, sin tener en cuenta los cabezales.

11.10.2.4. Accesorios internos del separador

Para garantizar el correcto funcionamiento de los separadores de fases, estos requieren de una serie de internos.

Extractor de nieblas

Este interno es necesario para eliminar gotas de líquido arrastradas por el gas de más de 100 μ m, ya que no se pueden separar por gravedad en el separador.

Existen diversos tipos de extractores de nieblas: tipo fibras, tipo malla o demister, ciclónicos o de platos corrugados, etc. En este caso se escogen los platos corrugados, ya que son capaces de operar con caudales bastante elevados de gas y líquido y eliminan las partículas de entre 10 y 40 μ m.

Los platos corrugados eliminan las gotas de líquido por impacto inercial. El vapor que arrastra gotas de niebla se mueve a través del perfil sinusoidal o en zigzag de las láminas paralelas de los platos y las gotas de líquido se mueven siguiendo un perfil menos sinuoso debido a su mayor densidad. De este modo, en cada vuelta a las placas las gotas impactan contra la superficie y se adhieren cada vez más a la pared de la lámina, provocando la coalescencia. De manera que el tamaño que alcanzan las gotas posibilita que éstas se despeguen de la superficie de la lámina por gravedad.

Estos extractores pueden operar con caudales de vapor elevados, como es el caso, y son capaces de capturar gotas de entre 10 y 40 μ m de forma altamente eficiente. No

obstante, también cabe decir que no opera correctamente a presiones superiores a 10 bares y que tienen un coste medio.

Se decide comprar los platos corrugados a la empresa Koch-Glitsch, concretamente el modelo FLEXICHEVRON, el cual se puede observar en la siguiente figura.



Figura 11.10.5. Platos corrugados FLEXICHEVRON de la empresa Koch-Glitsch

Por otra parte, los platos corrugados son eficientes a elevadas velocidades de gas, requieren de muy poco mantenimiento, separan mejor líquidos sucios que los demister de tipo malla, tienen una caída de presión muy baja, permiten controlar eficientemente la formación de espumas y son altamente resistentes a la corrosión.

Por otro lado, cabe tener en cuenta que los platos corrugados son más eficientes cuando mayor sea la diferencia de densidad entre fases, debido al momento de inercia. Cuanto mayor sea la densidad del líquido, mayor será la gota y, por tanto, mayor será la probabilidad de que impacte contra los platos.

Además, cuando mayor sea el número de placas de los platos, mayor es la eficiencia del extractor de nieblas, siendo este número de placas como mínimo de 4, normalmente, lo cual implica un espesor de entre 0.2 y 0.3 m. Para el dimensionamiento del separador se le supone un grosor de unos 0.2m.

Por último, se debe tener en cuenta que las láminas corrugada están inclinadas normalmente en un ángulo de 45° para resultar más eficientes.

Rompe vórtices

Su función es la de reducir el arrastre de burbujas de vapor en la salida del líquido.

Eliminan o disminuyen los vórtices y remolinos cuando la válvula de control de nivel está abierta. Los rompe vórtices son necesarios porque los vórtices absorben gas del

vapor y lo remezclan con la salida del líquido, disminuyendo así la eficacia del separador.

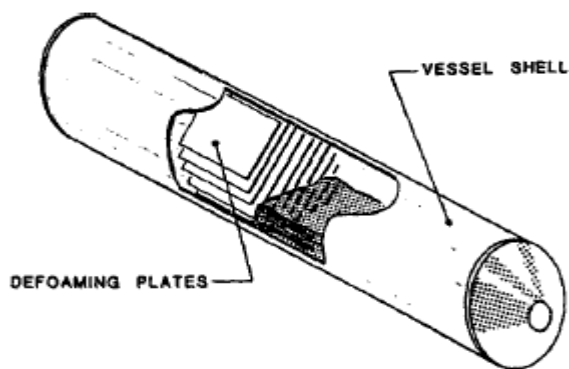


Figura 11.10.6. Modelo estándar de rompe-vórtices

Difusor de entrada al separador

Si no se realiza una distribución adecuada del gas y el líquido en la alimentación del separador, se puede favorecer el arrastre de gotas de líquido debido a elevadas velocidades de entrada de gas, especialmente si el caudal de gas es de grandes magnitudes, como es el caso.

Por ello se decide utilizar el distribuidor YORK-EVENFLOW de la casa Koch-Glitsch, que distribuye uniformemente el vapor para reducir la canalización y reduce el momento de entrada del gas, es decir, disminuye su velocidad, favoreciendo así la separación de fases. Además, desvía las altas cargas del líquido del extractor de nieblas, ya que solo posee orificios laterales, y evita el reencauzamiento de gotas de líquido de la superficie por debajo del punto de alimentación.

El distribuidor seleccionado se presenta en la siguiente figura.

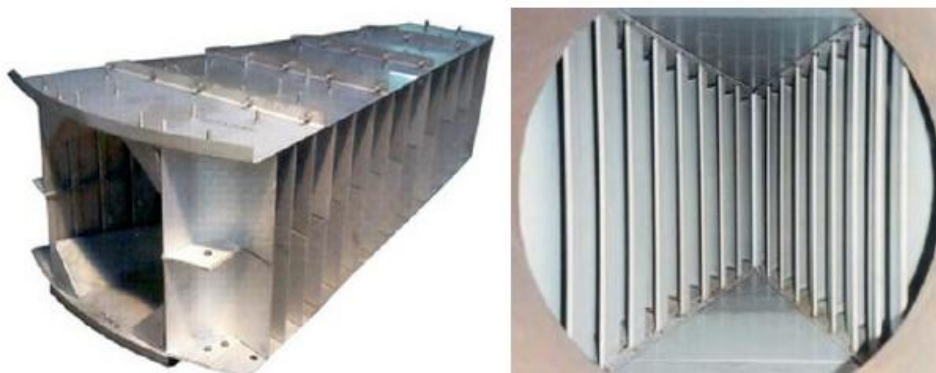


Figura 11.10.7. Distribuidor YORK-EVENFLOW de la empresa Koch-Glitsch

11.10.2.5. Cálculo del espesor de la torre y dimensionamiento de cabezal y fondos

Material de construcción

El material de construcción de este equipo es acero inoxidable 304 L.

Los cálculos para determinar el grosor del equipo y las dimensiones del cabezal toriférico del mismo, se efectúan realizando el mismo procedimiento que el descrito en el manual de cálculo de la columna de absorción, en el apartado 11.3.

Temperatura y presión de diseño

$$T_{operación} = 30^{\circ}C$$

$$T_{diseño} = 40^{\circ}C$$

$$P_{operación} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{diseño} = 1.1 \text{ atm}$$

Espesor de la columna C-402

$$E_{espesor \text{ cuerpo cilíndrico}} = 3.65 \text{ mm}$$

$$E_{espesor \text{ cabezal toriférico}} = 3.42 \text{ mm}$$

$$E_{espesor \text{ fondo toriférico}} = 4.47 \text{ mm}$$

Se ha decidido por lo tanto utilizar un espesor de 5mm para toda la columna: fondo, cabezal superior y cuerpo cilíndrico.

Cálculo del peso del separador de fases SF-401 vacío:

$$V_{carcasacilindrica} = 1.54 m^3$$

$$V_{carcasasuperior} = 0.005 m^3$$

$$V_{carcasainferior} = 0.005 m^3$$

$$Peso \text{ columna vacía} = (V_{carcasacilindrica} + V_{carcasasuperior} + V_{carcasa inferior}) \cdot \rho_{acero} = 12087 kg \text{ (11.10.5)}$$

Cálculo del peso del separador de fases SF-401 lleno:

Se desprecia el peso de los internos del separador.

El peso del separador suponiendo que se encuentra lleno de líquido de proceso, de densidad $963.5 kg/m^3$ es de 25474 kg.

Si el separador estuviese lleno de agua, de densidad $1 kg/L$, el peso total sería de 13894 kg.

11.10.3. Dimensionamiento del aislamiento del separador de fases

Dada la temperatura de operación del equipo y el grosor de sus paredes, se considera que el separador de fases SF-401 no requiere de aislamiento térmico.

11.11. TANQUES DE PROCESO Y TANQUES DE MEZCLA**11.11.1. Tanque de proceso T-301**

En este tanque se almacena la purga de los quench Q-301 y Q-302, a la espera del paso de la corriente de salida hacia los cristalizadores CR-301 y CR-302, con el objetivo de obtener el sulfato de amonio, con la pureza deseable.

11.11.1.1. Dimensiones del tanque

Se ha optado por diseñar todos los tanques de proceso de la misma forma. Con un cuerpo cilíndrico, y tanto el cabezal como el fondo que tengan forma toriesférica. Seguidamente se expone la forma de hacer el cálculo de las dimensiones del tanque T-301.

Primero, se ha decidido un tiempo de residencia de 2,5 horas (este tiempo de residencia es muy elevado, se ha considerado así porque el proceso de cristalización es en discontinuo). Como el caudal de entrada y salida será el mismo, se calcula el volumen estimado del tanque:

$$V_{T-301} = Q_v \cdot TRH = 9,82 \frac{m^3}{h} \cdot 2,5 h = 24,54 m^3 \quad (11.11.1)$$

Una vez hallado este volumen, se sobredimensiona el volumen un 15 %

$$V_{T-301,real} = V_{T-301} \cdot 1,15 = 24,54 m^3 \cdot 1,15 = 28,22 m^3 \quad (11.11.2)$$

$$V_{T-301,real} = 30 m^3$$

Se escoge un diámetro de tanque de 3 m, y se procede al cálculo del resto de parámetros que definirán el resto del tanque:

$$V_{ct} = 0,08089 \cdot D_{tanque}^3 = 0,08089 \cdot 3^3 = 2,18 m^3 \quad (11.11.3)$$

$$V_{cil} = V_{tanque} - V_{ct} = 30 m^3 - 2 \cdot 2,18 m^3 = 25,63 m^3 \quad (11.11.4)$$

$$V_{cil} = \frac{\pi}{4} D_{tanque}^2 \cdot h_{cil} \rightarrow h_{cil} = \frac{V_{cil}}{\frac{\pi}{4} D_{tanque}^2} = \frac{25,63 m^3}{\frac{\pi}{4} \cdot 3^2} = 3,62 m \quad (11.11.5)$$

También se calcula la altura del cabezal toriesférico :

$$h_{ct} = 0,169 \cdot D_{tanque} = 0,169 \cdot 3 m = 0,507 m \quad (11.11.6)$$

Después calculamos la altura total del tanque con la ecuación 11.11.7 :

$$h_t = h_{cil} + h_{ct} = 3,62 m + 0,507 m = 4,127 m \quad (11.11.7)$$

Donde :

V_{ct} : Volumen del cabezal toriesférico (m^3)

V_{cil} : Volumen de la parte cilíndrica (m^3)

D_{TANQUE} : Diámetro del tanque (m)

h_{cil} : Altura de la parte cilíndrica (m)

h_{ct} : Altura del cabezal toriesférico (m)

h_t : Altura total del tanque (m)

11.11.1.2. Diseño mecánico del tanque

Se ha realizado el diseño mecánico usando la normativa ASME. El corriente se debe mantener a una temperatura de 100°C, por lo tanto, se ha realizado un diseño conservativo, y se ha estipulado la temperatura de diseño como 110°C.

11.11.1.3. Material del tanque

Para la construcción estos tanques se ha escogido el acero inoxidable AISI 316, ya que el tanque contiene compuestos que son corrosivos, y además también se debe tener en cuenta que la temperatura en este tanque será elevada.

11.11.1.4. Cálculo del espesor del tanque

Se ha seguido el mismo procedimiento que en el apartado (11.1.3 para los tanques de acrilonitrilo).

- **Parte cilíndrica**

Para poder calcular el espesor en esta zona se necesita conocer la presión que ejerce el líquido, además de la presión a la que se encuentra el tanque, es decir, a presión atmosférica. Esta presión se deberá sobredimensionar un 15%.

$$h_l = \frac{V_{l,t}}{\frac{\pi}{4} \cdot D_{tanque}^2} = \frac{\frac{30 m^3 \cdot 81,8 \%}{100}}{\frac{\pi}{4} \cdot (3 m)^2} = 3,47 m \quad (11.11.8)$$

$$\Delta P_l = \rho_a \cdot g \cdot h_l = 857,7 \frac{Kg}{m^3} \cdot 9,81 \frac{m}{s^2} \cdot 3,47 m \cdot \frac{1 atm}{101325 Pa} = 0,288 atm \quad (11.11.9)$$

$$P_d = 1,15 \cdot (\Delta P_l + P_{tan} + P_{atm}) \quad (11.11.10)$$

$$P_d = 1,15 \cdot (0,288 + 1 + 1) = 2,65 atm$$

$$t_{cil} = \frac{P_d \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_d} + C_1 + C_2 \quad (11.11.11)$$

$$t_{cil} = \frac{2,65 \text{ atm} \cdot 1,5 \text{ m}}{1211,2 \text{ atm} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 2,65 \text{ atm}} + 0,001 \text{ m} + 0,0008 \text{ m} = 0,00525 \text{ m}$$

$$t_{cil} = 5,25 \text{ mm} \rightarrow t_{cil} = 6 \text{ mm}$$

- **Cabezal superior toriesférico**

En este caso, la presión de diseño es la presión a la que se encuentra el tanque sobredimensionada un 15%, ya que la parte superior no soporta la columna de líquido.

$$t_{ct} = \frac{P_{d,C} \cdot M \cdot D_{TANQUE}}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_d} + C_1 + C_2 \quad (11.11.12)$$

$$t_{ct} = \frac{1,1661 \text{ atm} \cdot 1,54 \cdot 6 \text{ m}}{1279,3 \text{ atm} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 1,1661 \text{ atm}} + 0,001 \text{ m} + 0,0008 \text{ m} = 0,004003 \text{ m}$$

$$t_{ct} = 4,003 \text{ mm} \rightarrow t_{ct} = 5 \text{ mm}$$

Donde:

h_l : Altura del líquido en el tanque (m)

$V_{l,t}$: Volumen de líquido en un tanque (m^3)

ΔP_l : Presión que ejerce la columna de líquido (atm)

ρ_p : Densidad de la mezcla (Kg/m^3)

g : gravedad (m/s^2)

t_{cil} : Espesor del cilindro (m)

P_d : Presión de diseño (atm)

R : Radio interno del tanque (m)

S : Límite elástico (atm)

E : Factor de soldadura

t_{ct} : Espesor del cabezal toriesférico (m)

$P_{d,C}$: Presión de diseño del cabezal toriesférico (atm)

Como no hay mucha diferencia entre los valores hallados en todos los espesores calculados, se ha optado por usar el más conservador, por lo tanto, se usará para todo el tanque un espesor de chapa de 6 mm.

11.11.1.5. Peso del tanque

Se sigue el mismo procedimiento que en el caso del cálculo del espesor del tanque.

- Peso del cabezal toriesférico

$$V_{ct} = 0,08089 \cdot (D_{tanque} + t_{ct})^3 - 0,08089 \cdot (D_{tanque})^3 \quad (11.11.13)$$

$$V_{ct} = 0,08089 \cdot (3 + 0,06)^3 - 0,08089 \cdot (3)^3 = 0,01313 \text{ m}^3$$

$$P_{ct} = V_{ct} \cdot \rho_{acero} = 0,01313 \text{ m}^3 \cdot 7800 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 102,4 \text{ Kg}$$

Como son dos cabezales, se multiplica el resultado obtenido por 2.

$$P_{ct,total} = 2 \cdot 102,4 \text{ Kg} = 204,8 \text{ Kg}$$

- Peso del cilindro

$$P_{cil} = \pi \cdot D \cdot h_{cil} \cdot t_{cil} \cdot \rho_{acero} \quad (11.11.14)$$

$$P_{cil} = \pi \cdot 6 \text{ m} \cdot 3,94 \text{ m} \cdot 0,06 \text{ m} \cdot 7800 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 1599,4 \text{ Kg}$$

- Peso del tanque vacío

$$P_{tanque} = P_{ct,total} + P_{cil} \quad (11.11.15)$$

$$P_{tanque} = 209,04 \text{ Kg} + 1771,3 \text{ Kg} = 2150,8 \text{ Kg}$$

Ahora se realizan los cálculos para conocer cual será el peso del equipo en fase de prueba y en operación:

$$P_{prueba} = P_{tanque} + \left(\frac{V_{tanque} \cdot \% \text{ ocupación}}{\rho_{agua}} \right) \quad (11.11.16)$$

$$P_{prueba} = 2150,8 + \left(\frac{\frac{30 \text{ m}^3 \cdot 81,8}{100}}{1000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} \right) = 26690,5 \text{ Kg}$$

$$P_{operación} = P_{tanque} + \left(\frac{V_{tanque} \cdot \% \text{ ocupación}}{\rho_{mezcla}} \right) \quad (11.11.17)$$

$$P_{operación} = 2150,8 + \left(\frac{30 \text{ m}^3 \cdot 81,8}{\frac{100}{857,72 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}} \right) = 23198,9 \text{ Kg}$$

11.11.1.6. Aislamiento

Como en el caso del tanque de almacenamiento, se ha optado por aislar con lana de roca de 100 Kg/m³.

Tabla 11.11.1. Espesor del aislamiento del tanque

<i>Temperatura en la superficie del aislante (°C)</i>	<i>41,9</i>
<i>Espesor de aislante recomendado (mm)</i>	<i>25,8</i>
<i>Eficiencia del aislamiento (%)</i>	<i>88,61</i>

11.11.1.7. Diseño mecánico del agitador

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.3.8, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 11.11.2. Diseño mecánico del agitador del tanque

<i>Tanque</i>	<i>D₁ (m)</i>	<i>D₂ (m)</i>	<i>h₁ (m)</i>	<i>h₂ (m)</i>	<i>L₁(m)</i>	<i>L₂ (m)</i>
<i>T-301</i>	<i>3</i>	<i>1</i>	<i>3</i>	<i>1</i>	<i>0,3</i>	<i>0,06</i>

Y la potencia consumida es:

Tabla 11.11.3. Potencia del agitador del tanque

<i>Velocidad de giro (rev/s)</i>	<i>1</i>
<i>Densidad (Kg/m³)</i>	<i>57,7</i>
<i>Viscosidad (Kg/(m·s))</i>	<i>3,659·10⁻⁴</i>
<i>Reynolds (Re)</i>	<i>140362,2</i>

N_p	0,29
-------	------

<i>Potencia (Kw)</i>	10,1
----------------------	------

11.11.1.8. Diseño de la media caña

Este tanque posee una camisa en forma de media caña, cuya finalidad es mantener el corriente que proviene de las purgas de los quench a una temperatura de 100°C. Para realizar el cálculo de esta camisa, se ha considerado el caudal másico que le llega al tanque, junto con su salida.

El calor que se debe aportar al sistema, se calcula mediante la siguiente expresión:

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (11.11.18)$$

Dónde:

Q : Calor que se debe aportar al sistema (KJ/s)

m : Caudal másico de la mezcla (Kg/s)

C_p : Calor específico de la mezcla (KJ/(Kg·°C))

ΔT : Incremento de temperatura requerido (°C)

Una vez conocido el calor necesario, se deberá calcular el área total disponible para el intercambio de calor, que será el área total de la parte cilíndrica:

$$A_{total\,máxima} = A_{lateral\,cilindro} = 2 \cdot \pi \cdot H \cdot R \quad (11.11.19)$$

Se decide usar vapor de servicio que entrará en la camisa a una temperatura de unos 175°C y saldrá a unos 170°C, puesto que el calor a aportar será muy poco, ya que prácticamente solo se deberá mantener la temperatura la que salen las corrientes. EL caudal másico de vapor necesario se calculará con la ecuación 11.11.20:

$$m = \frac{Q}{C_{p\,vapor} \cdot (T_{salida} - T_{entrada})} \quad (11.11.20)$$

Donde :

C_{p,vapor} : Calor específico del vapor en el intervalo de temperaturas de trabajo (que se ha considerado constante) (KJ/(Kg·°C))

Q : Calor a aportar por el vapor (KJ/s)

Una vez encontrado el caudal másico del vapor necesario, se encuentra el área de la media caña, teniendo en cuenta que la velocidad de vapor de servicio es de unos 30 m/s. Por último, se realiza el cálculo del área total de transmisión de calor, considerando un coeficiente global de transmisión de calor de 300 W/(m²·s·°C).

$$A = \frac{Q}{U \cdot \left(T_{mezcla} - \left(\frac{T_{e,vapor} - T_{s,vapor}}{2} \right) \right)} \quad (11.11.21)$$

Así, el diseño de la media caña quedará como:

Tabla 11.11.4. Diseño mecánico de la media caña

<i>Calor a aportar (KJ/s)</i>	<i>29,44</i>
<i>C_{p,vapor} (KJ/(Kg·°C))</i>	<i>4,196</i>
<i>T_{E,vapor} (°C)</i>	<i>175</i>
<i>T_{S,vapor} (°C)</i>	<i>170</i>
<i>Caudal másico de vapor (Kg/s)</i>	<i>0,00299</i>
<i>Área de la media caña (m²)</i>	<i>0,00156</i>
<i>Diámetro de la media caña (m)</i>	<i>0,063</i>

11.11.2. Tanque de proceso T-401

El tanque T-401 comunica la salida lateral de la columna C-401, con la columna C-402, que tiene por objetivo la obtención del acetonitrilo como subproducto.

11.11.2.1. Dimensiones del tanque

Tabla 11.11.5. Dimensiones del tanque

<i>Caudal volumétrico (m^3)</i>	0,88
<i>Tiempo de residencia (min)</i>	20
<i>Volumen del tanque (m^3)</i>	0,4
<i>Diámetro del tanque (m)</i>	0,75
<i>Volumen cilindro (m^3)</i>	0,33
<i>Volumen cabezal toriesférico (m^3)</i>	0,03
<i>Altura cilindro (m)</i>	0,75
<i>Altura cabezal toriesférico (m)</i>	0,13
<i>Altura tanque (m)</i>	1

11.11.4.2. Diseño mecánico del tanque

Se ha realizado el diseño mecánico usando la normativa ASME. El corriente se debe mantener a una temperatura de 94°C, por lo tanto, se ha realizado el diseño a 105°C para hacer un diseño conservativo.

11.11.4.3. Material del tanque

Para la construcción de este tanque, se ha escogido el acero inoxidable AISI 304.

11.11.4.4. Cálculo del espesor del tanque

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.11.1.5, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 11.11.6. Diseño mecánico del tanque

<i>Altura líquido (m)</i>	0,66
<i>Presión de operación (atm)</i>	1,19
<i>Presión ejercida por el líquido (atm)</i>	0,05
<i>Presión de diseño (atm)</i>	2,58
<i>Espesor del tanque (mm)</i>	2

11.11.4.5. Peso del tanque

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.11.1.6, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 11.11.7. Peso del tanque

<i>Peso del cabezal toriesférico (Kg)</i>	5,7
<i>Peso del cilindro (Kg)</i>	106,5
<i>Peso del tanque vacío (Kg)</i>	117,9
<i>Peso del tanque en prueba (Kg)</i>	1218,7
<i>Densidad a la T operación (Kg/m³)</i>	875,9
<i>Peso del tanque en operación (Tm)</i>	1082,1

11.11.4.6. Aislamiento

Como en el caso del tanque de almacenamiento, se ha optado por aislar con lana de roca de 100 Kg/m³.

Tabla 11.11.8. Espesor del aislante del tanque

<i>Temperatura en la superficie del aislante (°C)</i>	41,9
<i>Espesor de aislante recomendado (mm)</i>	24,9
<i>Eficiencia del aislamiento (%)</i>	87,69

11.11.3. Tanque de proceso T-402

Este tanque se sitúa en la columna C-401; recibe el corriente que proviene del condensador CO-401, y tiene dos salidas, una que vuelve a la columna C-401, y la otra que lleva el corriente a la columna C-501.

11.11.3.1. Dimensiones del tanque

El tanque T-402 se ha dimensionado de la misma manera que se ha explicado en el apartado 11.11.1.2, y se han obtenido los siguientes resultados:

Tabla 11.11.9. Dimensiones del tanque

<i>Caudal volumétrico (m³)</i>	40,25
<i>Tiempo de residencia (min)</i>	10
<i>Volumen del tanque (m³)</i>	8
<i>Diámetro del tanque (m)</i>	2
<i>Volumen cilindro (m³)</i>	6,71

<i>Volumen cabezal toriesférico (m^3)</i>	0,65
<i>Altura cilindro (m)</i>	2,13
<i>Altura cabezal toriesférico (m)</i>	0,34
<i>Altura tanque (m)</i>	2,81

11.11.3.2. Diseño mecánico del tanque

Se ha realizado el diseño mecánico usando la normativa ASME. El corriente se debe mantener a una temperatura ambiente (30°C), por lo tanto, se ha realizado el diseño a 40°C para hacer un diseño conservativo.

11.11.3.3. Material del tanque

Para la construcción de este tanque, se ha escogido el acero inoxidable AISI 304.

11.11.3.4. Cálculo del espesor del tanque

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.11.1.5, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 11.11.10. Características del tanque

<i>Altura líquido (m)</i>	2,14
<i>Presión de operación (atm)</i>	1
<i>Presión ejercida por el líquido (atm)</i>	0,166
<i>Presión de diseño (atm)</i>	2,49
<i>Espesor del tanque (mm)</i>	4

11.11.3.5. Peso del tanque

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.11.1.6, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 11.11.11. Peso del tanque

<i>Peso del cabezal toriesférico (Kg)</i>	30,35
<i>Peso del cilindro (Kg)</i>	418,44
<i>Peso del tanque vacío (Kg)</i>	479,1
<i>Peso del tanque en prueba (Kg)</i>	7188
<i>Densidad a la T operación (Kg/m³)</i>	802,2
<i>Peso del tanque en operación (Kg)</i>	5861

11.11.4. Tanque de proceso T-403

El tanque T-402 tiene la misma función que el T-402 pero se encuentra en la columna C-402. La única diferencia es que la salida de éste tanque se dirige al área 900 (área de producto acabado), donde se almacena el acetonitrilo que proviene de esta corriente.

11.11.4.1. Dimensiones del tanque**Tabla 11.11.12. Dimensiones del tanque**

<i>Caudal volumétrico (m³)</i>	0,88
<i>Tiempo de residencia (min)</i>	20
<i>Volumen del tanque (m³)</i>	0,4
<i>Diámetro del tanque (m)</i>	0,75

<i>Volumen cilindro (m^3)</i>	<i>0,33</i>
<i>Volumen cabezal toriesférico (m^3)</i>	<i>0,03</i>
<i>Altura cilindro (m)</i>	<i>0,75</i>
<i>Altura cabezal toriesférico (m)</i>	<i>0,13</i>
<i>Altura tanque (m)</i>	<i>1</i>

11.11.4.2. Diseño mecánico del tanque

Se ha realizado el diseño mecánico usando la normativa ASME. El corriente se debe mantener a una temperatura ambiente (30°C), por lo tanto, se ha realizado el diseño a 40°C para hacer un diseño conservativo.

11.11.4.3. Material del tanque

Para la construcción de este tanque, se ha escogido el acero inoxidable AISI 304.

11.11.4.4. Cálculo del espesor del tanque

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.11.1.5, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 11.11.13. Espesor del tanque

<i>Altura líquido (m)</i>	<i>0,66</i>
<i>Presión de operación (atm)</i>	<i>1,19</i>
<i>Presión ejercida por el líquido (atm)</i>	<i>0,05</i>
<i>Presión de diseño (atm)</i>	<i>2,58</i>
<i>Espesor del tanque (mm)</i>	<i>2</i>

11.11.4.5. *Peso del tanque*

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.11.1.6, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 11.11.14. Peso del tanque

<i>Peso del cabezal tori esférico (Kg)</i>	<i>2,14</i>
<i>Peso del cilindro (Kg)</i>	<i>27,6</i>
<i>Peso del tanque vacío (Kg)</i>	<i>31,9</i>
<i>Peso del tanque en prueba (Kg)</i>	<i>324,9</i>
<i>Densidad a la T operación (Kg/m³)</i>	<i>776,20</i>
<i>Peso del tanque en operación (Kg)</i>	<i>259,3</i>

11.11.5. Tanque de proceso T-501

El tanque T-501, se encuentra después del condensador CO-501, y tiene por objetivo controlar el destilado de la columna C-501, y enviar otra corriente como alimento de la columna C-503.

11.11.5.1. *Dimensiones del tanque*

Tabla 11.11.15. Dimensiones del tanque

<i>Caudal volumétrico (m³)</i>	<i>15,27</i>
<i>Tiempo de residencia (min)</i>	<i>5</i>
<i>Volumen del tanque (m³)</i>	<i>1,5</i>
<i>Diámetro del tanque (m)</i>	<i>1,25</i>
<i>Volumen cilindro (m³)</i>	<i>1,34</i>

<i>Volumen cabezal toriesférico (m^3)</i>	<i>0,16</i>
<i>Altura cilindro (m)</i>	<i>1,09</i>
<i>Altura cabezal toriesférico (m)</i>	<i>0,21</i>
<i>Altura tanque (m)</i>	<i>1,30</i>

11.11.5.2. Diseño mecánico del tanque

Se ha realizado el diseño mecánico usando la normativa ASME. El corriente se debe mantener a una temperatura de 57°C, y se ha diseñado con una temperatura de 67°C para realizar un diseño conservador.

11.11.5.3. Material del tanque

Para la construcción de este tanque, se ha escogido el acero inoxidable AISI 304.

11.11.5.4. Cálculo del espesor del tanque

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.5, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 11.11.16. Diseño mecánico del tanque

<i>Altura líquido (m)</i>	<i>1,04</i>
<i>Presión de operación (atm)</i>	<i>1</i>
<i>Presión ejercida por el líquido (atm)</i>	<i>0,077</i>
<i>Presión de diseño (atm)</i>	<i>2,39</i>
<i>Espesor del tanque (mm)</i>	<i>3</i>

11.11.5.5. *Peso del tanque*

Tabla 11.11.17. **Peso del tanque**

<i>Peso del cabezal toriesférico (Kg)</i>	8,9
<i>Peso del cilindro (Kg)</i>	88,7
<i>Peso del tanque vacío (Kg)</i>	106,5
<i>Peso del tanque en prueba (Kg)</i>	1378,9
<i>Densidad a la T operación (Kg/m³)</i>	769,8
<i>Peso del tanque en operación (Kg)</i>	1085,9

11.11.5.6. *Aislamiento*

Como en el caso del tanque de almacenamiento, se ha optado por aislar con lana de roca de 100 Kg/m³.

Tabla 11.11.18. **Espesor del aislamiento del tanque**

<i>Temperatura en la superficie del aislante (°C)</i>	41,87
<i>Espesor de aislante recomendado (mm)</i>	10,7
<i>Eficiencia del aislamiento (%)</i>	83,22

11.11.6. **Tanque de proceso T-502**

El tanque T-502 está situado después del condensador CO-502, y es donde se divide el corriente entre el reflujo de la columna C-502, y la otra parte va a almacenamiento de acrilonitrilo.

11.11.6.1. Dimensiones del tanque**Tabla 11.11.19. Dimensiones del tanque**

<i>Caudal volumétrico (m^3)</i>	<i>110,12</i>
<i>Tiempo de residencia (min)</i>	<i>10</i>
<i>Volumen del tanque (m^3)</i>	<i>22</i>
<i>Diámetro del tanque (m)</i>	<i>3</i>
<i>Volumen cilindro (m^3)</i>	<i>17,63</i>
<i>Volumen cabezal toriesférico (m^3)</i>	<i>2,18</i>
<i>Altura cilindro (m)</i>	<i>2,49</i>
<i>Altura cabezal toriesférico (m)</i>	<i>0,507</i>
<i>Altura tanque (m)</i>	<i>3,51</i>

11.11.6.2. Diseño mecánico del tanque

El diseño de estos tanques sigue la normativa ASME, el tanque trabaja a una temperatura de 78°C, y por lo tanto, se ha diseñado a una temperatura de 90°C.

11.11.6.3. Material del tanque

Para la construcción de este tanque, se ha escogido el acero inoxidable AISI 304, que según la empresa *Harrington Industrial Plastics* tiene una compatibilidad excelente (que es el rango más elevado de compatibilidad).

11.11.6.4. Cálculo del espesor del tanque

Tabla 11.11.20. Diseño mecánico del tanque

<i>Altura líquido (m)</i>	2,60
<i>Presión de operación (atm)</i>	1
<i>Presión ejercida por el líquido (atm)</i>	0,19
<i>Presión de diseño (atm)</i>	2,51
<i>Espesor del tanque (mm)</i>	5

11.11.6.5. Peso del tanque

Tabla 11.11.21. Peso del tanque

<i>Peso del cabezal toriesférico (Kg)</i>	85,3
<i>Peso del cilindro (Kg)</i>	916,9
<i>Peso del tanque vacío (Kg)</i>	1087,5
<i>Peso del tanque en prueba (Kg)</i>	19440,3
<i>Densidad a la T operación (Kg/m³)</i>	743,2
<i>Peso del tanque en operación (Kg)</i>	14727,3

11.11.6.6. Aislamiento

Como en el caso del tanque de almacenamiento, se ha optado por aislar con lana de roca de 100 Kg/m³.

Tabla 11.11.22. Espesor del aislamiento del tanque

<i>Temperatura en la superficie del aislante (°C)</i>	41,87
<i>Espesor de aislante recomendado (mm)</i>	18,5
<i>Eficiencia del aislamiento (%)</i>	83,97

11.11.7. Tanque de proceso T-503

El tanque T-503, se encuentra en las cabezas de la columna C-503, después del condensador de dicha columna, su función es controlar el reflujo de la columna, y enviar el ácido cianhídrico que se produce al área 900, donde será almacenado en los tanques dedicados a ello.

11.11.7.1. Dimensiones del tanque

Las dimensiones del tanque son las siguientes; se han obtenido usando las mismas expresiones que para el tanque T-301.

Tabla 11.11.23. Dimensiones del tanque

<i>Caudal volumétrico (m³/h)</i>	7
<i>Tiempo de residencia (min)</i>	10
<i>Volumen del tanque (m³)</i>	1,4
<i>Diámetro del tanque (m)</i>	1,25
<i>Volumen cilindro (m³)</i>	1,08

<i>Volumen cabezal toriesférico (m^3)</i>	<i>0,16</i>
<i>Altura cilindro (m)</i>	<i>0,88</i>
<i>Altura cabezal toriesférico (m)</i>	<i>0,21</i>
<i>Altura tanque (m)</i>	<i>1,31</i>

.11.7.2. Diseño mecánico del tanque

Se ha considerado una temperatura de trabajo ambiente (unos 30°C), y por lo tanto, se ha diseñado a una temperatura de 40°C.

11.11.7.3. Material del tanque

Para la construcción de este tanque, se ha escogido el acero inoxidable AISI 304, que según la empresa *Harrington Industrial Plastics* tiene una compatibilidad excelente (que es el rango más elevado de compatibilidad).

11.11.7.4. Cálculo del espesor del tanque

Tabla 11.11.24. Diseño mecánico del tanque

<i>Altura líquido (m)</i>	<i>0,95</i>
<i>Presión de operación (atm)</i>	<i>1</i>
<i>Presión ejercida por el líquido (atm)</i>	<i>0,065</i>
<i>Presión de diseño (atm)</i>	<i>2,37</i>
<i>Espesor del tanque (mm)</i>	<i>3</i>

11.11.7.5. Peso del tanque**Tabla 11.11.25. Peso del tanque**

<i>Peso del cabezal toriesférico (Kg)</i>	8,9
<i>Peso del cilindro (Kg)</i>	81,2
<i>Peso del tanque vacío (Kg)</i>	99
<i>Peso del tanque en prueba (Kg)</i>	1266,2
<i>Densidad a la T operación (Kg/m³)</i>	707,8
<i>Peso del tanque en operación (Kg)</i>	925,2

11.11.8. Tanque de mezcla M-301

El tanque de mezcla o mixer M-301, se encuentra entre los dos quench Q-301 y Q-302, y es dónde se añade el agua de proceso, junto con el ácido sulfúrico (ambos provenientes del área 1300), y se lleva a cabo la recirculación de los quench desde este tanque de mezcla.

11.11.8.1. Dimensiones del tanque

Para realizar el cálculo de este dimensionamiento, se han seguido los mismos pasos que los explicados anteriormente para el tanque T-301.

Tabla 11.11.26. Dimensiones del tanque de mezcla

<i>Caudal volumétrico (m³/h)</i>	68,51
<i>Tiempo de residencia (min)</i>	10
<i>Volumen del tanque (m³)</i>	14

<i>Diámetro del tanque (m)</i>	2,5
<i>Volumen cilindro (m³)</i>	12,74
<i>Volumen cabezal toriesférico (m³)</i>	1,26
<i>Altura cilindro (m)</i>	2,59
<i>Altura cabezal toriesférico (m)</i>	00,42
<i>Altura tanque (m)</i>	3,44

11.11.8.2. Diseño mecánico del tanque

Se ha considerado una temperatura de trabajo ambiente (unos 30°C), y por lo tanto, se ha diseñado a una temperatura de 40°C, para hacer un diseño conservativo.

11.11.8.3. Material del tanque

Para la construcción de este tanque, se ha escogido el acero inoxidable AISI 304, que según la empresa *Harrington Industrial Plastics* tiene una compatibilidad excelente (que es el rango más elevado de compatibilidad).

11.11.8.4. Cálculo del espesor del tanque

Tabla 11.11.27. Diseño mecánico del tanque de mezcla

<i>Altura líquido (m)</i>	2,33
<i>Presión de operación (atm)</i>	1
<i>Presión ejercida por el líquido (atm)</i>	0,225
<i>Presión de diseño (atm)</i>	2,56
<i>Espesor del tanque (mm)</i>	5

11.11.8.5. Peso del tanque

Tabla 11.11.28. Peso del tanque de mezcla

<i>Peso del cabezal toriesférico (Kg)</i>	47,4
<i>Peso del cilindro (Kg)</i>	794,7
<i>Peso del tanque vacío (Tm)</i>	889,5
<i>Peso del tanque en prueba (Tm)</i>	12307,7
<i>Densidad a la T operación (Kg/m³)</i>	919,3
<i>Peso del tanque en operación (Tm)</i>	11386,7

11.11.8.6. Diseño mecánico del agitador

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.3.8, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 11.11.29. Diseño mecánico del agitador del tanque de mezcla

<i>Tanque</i>	<i>D₁ (m)</i>	<i>D₂ (m)</i>	<i>h₁ (m)</i>	<i>h₂ (m)</i>	<i>L₁(m)</i>	<i>L₂ (m)</i>
<i>T-301</i>	2,5	0,83	2,5	0,83	0,25	0,05

Y la potencia consumida es:

Tabla 11.11.30. Potencia del agitador del tanque de mezcla

<i>Velocidad de giro (rev/s)</i>	0,8
<i>Densidad (Kg/m³)</i>	919,3

<i>Viscosidad (Kg/(m·s))</i>	$1,032 \cdot 10^{-3}$
<i>Reynolds (Re)</i>	249749,5
<i>Np</i>	0,39
<i>Potencia (Kw)</i>	8,5

11.11.9. Tanque M-401

En este tanque se lleva a cabo la mezcla de los corrientes que salen por colas del absorbedor A-401, con la fase acuosa del separador de fase SF-401, y lleva el corriente de salida hacia la columna C-401.

11.11.9.1. Dimensiones del tanque

Tabla 11.11.31. Dimensiones del tanque de mezcla

<i>Caudal volumétrico (m³/h)</i>	119,8
<i>Tiempo de residencia (min)</i>	5
<i>Volumen del tanque (m³)</i>	12
<i>Diámetro del tanque (m)</i>	2,5
<i>Volumen cilindro (m³)</i>	9,47
<i>Volumen cabezal toriesférico (m³)</i>	1,26
<i>Altura cilindro (m)</i>	1,93
<i>Altura cabezal toriesférico (m)</i>	0,42
<i>Altura tanque (m)</i>	2,77

11.11.9.2. Diseño mecánico del tanque

Este tanque de mezcla trabaja a una temperatura de 75°C, así que se ha realizado el diseño a 85°C.

11.11.9.3. Material del tanque

Para este tanque de mezcla, se ha escogido el acero inoxidable AISI 304, que según la empresa *Harrington Industrial Plastics* tiene una compatibilidad excelente (que es el rango más elevado de compatibilidad).

11.11.9.4. Cálculo del espesor del tanque

Tabla 11.11.32. Diseño mecánico del tanque de mezcla

<i>Altura líquido (m)</i>	2,03
<i>Presión de operación (atm)</i>	1
<i>Presión ejercida por el líquido (atm)</i>	0,189
<i>Presión de diseño (atm)</i>	2,52
<i>Espesor del tanque (mm)</i>	5

11.11.9.5. Peso del tanque

Tabla 11.11.33. Peso del tanque de mezcla

<i>Peso del cabezal toriesférico (Kg)</i>	59,3
<i>Peso del cilindro (Kg)</i>	591,1
<i>Peso del tanque vacío (Tm)</i>	709,6
<i>Peso del tanque en prueba (Tm)</i>	10688,7

<i>Densidad a la T operación (Kg/m³)</i>	952,2
<i>Peso del tanque en operación (Tm)</i>	10324,5

11.11.9.6. Diseño mecánico del agitador

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.3.8, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 11.11.34. Diseño mecánico del agitador del tanque de mezcla

<i>Tanque</i>	<i>D₁ (m)</i>	<i>D₂ (m)</i>	<i>h₁ (m)</i>	<i>h₂ (m)</i>	<i>L₁(m)</i>	<i>L₂ (m)</i>
<i>T-301</i>	2,5	0,83	2,5	0,83	0,25	0,05

Y la potencia consumida es:

Tabla 11.11.35. Potencia del agitador del tanque

<i>Velocidad de giro (rev/s)</i>	0,8
<i>Densidad (Kg/m³)</i>	952,2
<i>Viscosidad (Kg/(m·s))</i>	$3,844 \cdot 10^{-4}$
<i>Reynolds (Re)</i>	639515,2
<i>N_p</i>	0,39
<i>Potencia (Kw)</i>	8,80

11.11.10. Tanque M-501

En el mixer M-501, se mezclan los corrientes que provienen de las colas de la columna C-501 y las colas de la columna C-502; el corriente de salida es el alimento de la columna C-503, donde se obtiene el acrilonitrilo apto para ser almacenado y vendido.

11.11.10.1. Dimensiones del tanque

Tabla 11.11.36. Dimensiones del tanque de mezcla

<i>Caudal volumétrico (m³/h)</i>	<i>9,91</i>
<i>Tiempo de residencia (min)</i>	<i>10</i>
<i>Volumen del tanque (m³)</i>	<i>2</i>
<i>Diámetro del tanque (m)</i>	<i>1,5</i>
<i>Volumen cilindro (m³)</i>	<i>1,45</i>
<i>Volumen cabezal toriesférico (m³)</i>	<i>0,273</i>
<i>Altura cilindro (m)</i>	<i>0,82</i>
<i>Altura cabezal toriesférico (m)</i>	<i>0,25</i>
<i>Altura tanque (m)</i>	<i>1,33</i>

11.11.10.2. Diseño mecánico del tanque

Este tanque de mezcla opera a una temperatura de trabajo de 70°C, se realiza el diseño a 80°C para asegura que las condiciones de diseño son correctas.

11.11.10.3. Material del tanque

Para la construcción del tanque de mezcla se ha escogido el AISI 304, que según la empresa *Harrington Industrial Plastics* tiene una compatibilidad excelente (que es el rango más elevado de compatibilidad).

11.11.10.4. Cálculo del espesor del tanque

Tabla 11.11.37. Diseño mecánico del tanque de mezcla

<i>Altura líquido (m)</i>	0,93
<i>Presión de operación (atm)</i>	1
<i>Presión ejercida por el líquido (atm)</i>	0,069
<i>Presión de diseño (atm)</i>	2,38
<i>Espesor del tanque (mm)</i>	3

11.11.10.5. Peso del tanque

Tabla 11.11.38. Peso del tanque de mezcla

<i>Peso del cabezal toriesférico (Kg)</i>	12,8
<i>Peso del cilindro (Kg)</i>	90,73
<i>Peso del tanque vacío (Tm)</i>	709,6
<i>Peso del tanque en prueba (Tm)</i>	1767,8
<i>Densidad a la T operación (Kg/m³)</i>	770,2
<i>Peso del tanque en operación (Tm)</i>	1358,8

11.11.10.6. Diseño mecánico del agitador

Se sigue el mismo procedimiento que en el apartado 11.1.3.8, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 11.11.39. Diseño mecánico del agitador del tanque de mezcla

<i>Tanque</i>	<i>D₁ (m)</i>	<i>D₂ (m)</i>	<i>h₁ (m)</i>	<i>h₂ (m)</i>	<i>L₁(m)</i>	<i>L₂ (m)</i>
<i>T-301</i>	<i>1,5</i>	<i>0,5</i>	<i>1,5</i>	<i>0,5</i>	<i>0,15</i>	<i>0,03</i>

Y la potencia consumida es:

Tabla 11.11.40. Potencia del agitador del tanque de mezcla

<i>Velocidad de giro (rev/s)</i>	<i>1,3</i>
<i>Densidad (Kg/m³)</i>	<i>770,2</i>
<i>Viscosidad (Kg/(m·s))</i>	<i>2,907·10⁻⁴</i>
<i>Reynolds (Re)</i>	<i>1857938</i>
<i>N_p</i>	<i>0,39</i>
<i>Potencia (Kw)</i>	<i>2,27</i>

11.12. MANUAL DE CÁLCULO DE SOPLADORES Y VENTILADORES

Para calcular la potencia de consumo de los sopladores y ventiladores se considera que la relación de compresión es igual a 1 y que la variación en la densidad es menospreciable. La ecuación (11.6.1) permite el cálculo de esta potencia.

$$P(W) = \frac{(P_2 - P_1) \cdot m_{gas}}{\rho_{gas}} \quad (11.12.1)$$

Donde: P_2 es la presión de impulsión (Pa)

P_1 es la presión de aspiración (Pa)

ρ_{gas} es la densidad del gas a transportar (kg/m^3)

m_{gas} es el caudal másico (kg/s)

Se considera que el rendimiento de los sopladores y ventiladores es del 70%, por lo que para obtener la potencia real requerida se utiliza la ecuación (11.12.2).

$$P_{real}(W) = \frac{P(W)}{0.7} \quad (11.12.2)$$

Cuando el cálculo del soplador o ventilador se realiza con el objetivo de que el gas impulsado llegue a un cierto lugar, se substituye $(P_2 - P_1)$ por la pérdida de carga que se produce en el trayecto que va desde el punto de aspiración hasta el lugar objetivo.

11.13. MANUAL DE CÁLCULO DE BOMBAS

Para calcular la potencia requerida de una bomba, se utiliza el balance de energía correspondiente a ésta, tal y como se describe en la siguiente ecuación.

$$\hat{w} = \left(\frac{P_2 - P_1}{\rho} \right) + g \cdot \Delta z + \left(\frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot \alpha} \right) + e_v \quad (11.13.1)$$

Donde: \hat{w} es la potencia por unidad de masa de la bomba o carga total (J/kg)

e_v son las pérdidas de carga del punto 1 al punto 2 (J/kg)

P_2 es la presión en el punto 2 de la tubería (Pa)

P_1 es la presión en el punto 1 de la tubería (Pa)

ρ es la densidad del fluido (kg/m^3)

g es la gravedad (m/s^2)

Δz es la diferencia de alturas entre el punto 1 y el punto 2 de tuberías, que a su vez es también la altura a la que debe impulsar la bomba el fluido (m)

v_1 y v_2 es la velocidad del fluido en el punto 1 y 2 de la tubería, respectivamente

α es una constante que depende del tipo de flujo

La constante α tiene un valor de 0.5 para el flujo laminar y 1 para el flujo turbulento; por tanto, dado que todas las tuberías operan en régimen turbulento, esta constante tendrá siempre un valor de 1 en los cálculos realizados.

La velocidad de circulación por tubería se considera constante e igual a 2 m/s, por lo que los factores que determinaran la potencia requerida de la bomba serán la altura a la que se debe impulsar el fluido y las pérdidas de carga.

Las pérdidas de carga se producen en tramos rectos por la fricción del fluido con las paredes de tubería y por su turbulencia, y en tramos con accidentes o accesorios que distorsionan el recorrido del fluido.

Por tanto, las pérdidas de carga totales se calculan como la suma de las pérdidas de carga por tubería recta y las pérdidas de carga por accidentes, según la ecuación:

$$e_v = e_{v,tubería\ recta} + e_{v,accidentes} \quad (11.13.2)$$

Las pérdidas de carga por tubería recta se calculan según la ecuación:

$$e_{v,tubería\ recta} = 2 \cdot f \cdot \frac{L}{D} \cdot v^2 \quad (11.7.3)$$

Donde: f factor de fricción de Fanning

L es la longitud de tubería del tramo recto (m)

D es el diámetro interno de tubería (m)

v es la velocidad a la que circula el fluido por el interior de tubería (m/s)

El factor de fricción de Fanning depende del Reynolds y la rugosidad relativa del material de la tubería por la que circula el fluido.

La rugosidad relativa (ε/D) se calcula dividiendo la rugosidad absoluta – que se puede encontrar en la bibliografía – entre el diámetro de tubería.

El número adimensional de Reynolds se calcula según la ecuación:

11. Manual de cálculo

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \quad (11.13.4)$$

Donde μ es la viscosidad del fluido (kg/ms).

Una vez calculados el número de Reynolds y la rugosidad relativa, se determina el factor de fricción f con la gráfica de Moody.

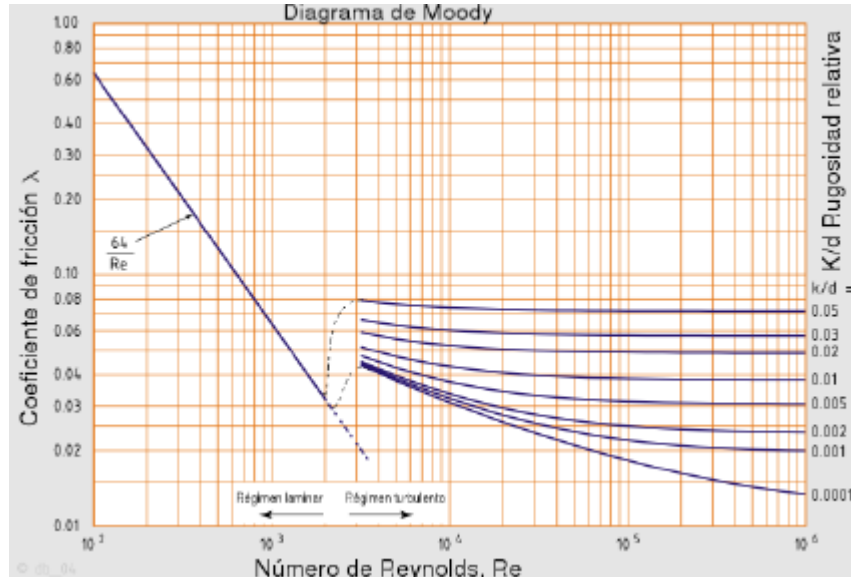


Figura 11.13.1. Diagrama de Moody

El cálculo de las pérdidas de carga en accidentes se realiza mediante la siguiente ecuación:

$$e_{v,accidentes} = K \cdot \frac{v^2}{2} \quad (11.13.5)$$

Donde K es un parámetro que depende de los diferentes accesorios y cuyo valor se puede encontrar en la siguiente tabla.

Tabla 11.13.1. Valor del parámetro K para diversos accidentes

VALORS DE k PER A ACCIDENTS			
ACCIDENT	K	ACCIDENT	K
Entrada/sortida circuit		Vàlvula comporta	
Entrada encanonada	0,78	oberta	0,17
Entrada cantells vius	0,5	3/4 oberta	0,9
Entrada arrodonida	0,04	1/2 oberta	4,5
Sortida encanonada	1	1/4 oberta	24
Sortida cantells vius	1		
Sortida arrodonida	1	Vàlvula de diafragma	
		oberta	2,3
Colzes/Unions		3/4 oberta	2,6
Colze de 45° standard	0,35	1/2 oberta	4,3
Colze de 45° gran curvatura	0,2	1/4 oberta	21
Colze de 90° standard	0,75		
Colze de 90 gran curvatura	0,45	Vàlvula de seient	
Colze de 90° petita curvatura	1,3	oberta	9
Corba de 180°	1,5	3/4 oberta	13
T standard ús com a colze	1	1/2 oberta	36
T standard amb bifurcació tancada	0,4	1/4 oberta	112
T standard amb divisió de cabal	1		
Unió roscada	0,04	Vàlvula angular oberta	2
Maneguet d'unió	0,04	Vàlvula de retenció (oberta)	70

Una vez se han realizado todos estos cálculos y se dispone de la carga total de la bomba, se calcula la potencia teórica de la misma según la ecuación:

$$P_{teórica} = \hat{w} \cdot m \quad (11.13.5)$$

Donde: P es la potencia de la bomba (W)

m es el caudal másico que debe impulsar la bomba (kg/s)

\hat{w} es la carga total (J/kg)

No obstante, del mismo modo que sucede con los sopladores y ventiladores, no toda la energía suministrada a la bomba se utiliza para impulsar el fluido, sino que una parte se disipa en forma de calor, por fregamiento de los rotores de la bomba, etc. Por tanto, hay que aplicar un rendimiento del 75% para obtener la potencia real a la que debe operar la bomba, tal y como se describe en la siguiente ecuación.

$$P_{real} (W) = \frac{P_{teórica} (W)}{0.75} \quad (11.13.6)$$

11.14. INTERCAMBIADORES DE CALOR

A continuación se detalla el proceso llevado a cabo para realizar el diseño de intercambiadores de calor. En éste apartado se incluyen tanto los intercambiadores de calor en sí, como los condensadores y kettle-reboiler de las columnas y los kettle-reboiler de vaporización de alimento al reactor.

Para realizar los cálculos se ha optado por el empleo del programa *Aspen Exchanger*, el cual permite el diseño de todo tipo de intercambiadores a partir de la inclusión de ciertos datos y especificaciones, los cuales son detallados en el siguiente apartado.

11.14.1 Parámetros de diseño de los fluidos

Aspen Exchanger requiere de ciertos datos de los fluidos que circulan por el, entre los cuales se intercambiará calor para poder realizar el cálculo del intercambiador. A continuación se enumeran cada uno de ellos:

- Composición de los fluidos
- Caudal másico de los fluidos
- Temperaturas de entrada y salida de los fluidos
- Estado físico de los fluidos a su entrada y salida
- Presión de los fluidos
- Energía intercambiada.

A partir de éstos datos, el programa ya puede conocer ciertos aspectos importantes, como el objetivo del intercambio (intercambio simple, condensación...), la caída de presión de los fluidos o las propiedades de los fluidos. Es importante resaltar que el programa no necesita de todos los parámetros a la vez, pues unos pueden estar sujetos a otros y por tanto permite cierto grado de libertad para saber, por ejemplo, un caudal de servicio necesario para realizar un salto de temperatura concreto en uno de los fluidos de proceso.

11.14.3. Parámetros de diseño mecánicos

El programa también permite especificar el tipo de intercambiador a emplear. Hay diversos tipos de posibilidades de intercambio, si bien las que se emplean en éste proyecto son las siguientes:

- Intercambiador de carcasa y tubos: Para intercambios de calor simples y condensaciones.

-Kettle-Reboiler: Para evaporaciones y evaporación con cierto sobrecalentamiento.

-Intercambiador aéro-refrigerante: Para intercambios de calor con aire como fluido refrigerante.

Para cada tipo de intercambiador se permite escoger entre multitud de cabezas, cuerpos y tipos de tubo, pero dada que la extensión de las posibilidades es muy vasta, se especifican las opciones escogidas para cada intercambiador en la especificación de cada uno de ellos.

11.14.4. Fluidos de servicio empleados

A continuación se enumeran los fluidos de servicio empleados, así como sus características más reseñables:

-Agua de torre: Se trata de agua proveniente de la torre de refrigeración, la cual está capacitada para dar un salto de 30 a 35°C.

-Agua de chiller: Se trata de agua proveniente de aquellos equipos de chiller que trabajan con agua fría, la cual recibe un salto térmico de 5 a 10°C.

-Agua de chiller2: Se trata de agua proveniente de aquellos equipos de chiller que trabajan con agua fría, la cual recibe un salto térmico de 0 a 10°C.

-Aire: Se trata de aire extraído del ambiente, el cual puede presentar saltos térmicos dispares.

-Vapor de turbina: Se trata del vapor generado por los vapores de salida del servicio de enfriamiento del reactor en la turbina, está a 6 atm y no adquiere un salto térmico, ya que el calor que cede es su calor latente, al pasar de vapor a líquido.

-Vapor de caldera: Se trata de vapor producido en una caldera, siendo producido a 6 atm y 160°C.

-Gases del reactor: Si bien no se trata de un fluido de servicio propiamente dicho, los gases de salida del reactor son empleados como fluido de evaporación y posterior sobrecalentamiento del alimento del reactor, tanto para el amoníaco, propileno o aire.

11.14.5. Procedimiento de simulación

El primer paso para proceder al cálculo de un intercambiador es la inserción de las composiciones de los diversos componentes que forman cada uno de los dos fluidos. Esta acción se puede llevar a cabo introduciendo tanto la fracción másica como la molar, o introduciendo los caudales de todos los componentes. Hay que tener en cuenta que hay que introducir por separado los fluidos frío y caliente. En la figura 11.14.1 se muestra un ejemplo de la inserción de estos datos, en este caso del E-301:

Hot Stream Compositions

Physical property package: B-JAC

Hot side composition specification: Weight flowrate or %

	Components	Composition	Component type
1	Propylene	1088,74	Program
2	Ammonia	325,29	Program
3	Nitrogen	27483,98	Program
4	Water	8869,23	Program
5	Acrylonitrile	6651,92	Program
6	Acetonitrile	192,52	Program
7	Hydrogen cyanide	663,86	Program
8	Carbon monoxide	484,62	Program
9	Carbon dioxide	756,81	Program
10			
11			
12			

Figura 11.14.1. Inserción de composición del fluido caliente en el programa Aspen Exchanger

Como se puede observar, los datos se pueden introducir tanto por caudal másico o molar, así como por el tanto por ciento (o por uno) de cada uno de los componentes en la mezcla.

Posteriormente se insertan los datos necesario para que el programa pueda ejecutar la simulación con éxito, en la pestaña Process Data. En la figura 11.14.2 se muestran los valores a introducir, mostrándose también los datos que se introdujeron para el diseño del E-301:

	Hot Stream (1) Tube Side		Cold Stream (2) Shell Side	
	In	Out	In	Out
Fluid name	Gases reactor		Agua de torre	
Mass flow rate (total)	kg/h	41865		
Temperature	C	313,4	30	35
Vapor mass fraction		1	0	0
Operating pressure (absolute)	kgf/cm ²	2,066	1,033	0,921
Pressure at liquid surface in column				
Heat exchanged	kcal/h			
Adjust if over-specified		Heat load	Heat load	
Estimated pressure drop	kgf/cm ²	0,123		0,112
Allowable pressure drop	kgf/cm ²	0,211		0,211
Fouling resistance	m ² h°C/kcal	0		0

Figura 11.14.2. Inserción de datos tipo en el programa Aspen Exchanger

Tal y como se ha mencionado previamente, no hay que introducir todos los datos, siendo los de caudal de servicio o el de la temperatura de salida del fluido de proceso, así como el calor total intercambiado las variables que se dejan en blanco según las necesidades que se tengan al diseñar, para que así el programa pueda calcularlos en función de las otras variables requeridas. En este caso, el más típico, se especifica el salto deseado tanto del fluido frío como del caliente, dejando sin especificar el caudal de servicio para que Aspen lo estime mediante el resto de demandas.

También se puede observar que con la introducción de los datos el programa estima ciertos valores de pérdida de presión, los cuales pueden ser modificados manualmente en caso de necesidad.

Una vez introducidas las variables de los fluidos, se procede a fijar las variables del intercambio, como ahora por dónde circula cada fluido o el tipo de fenómeno (como ahora condensación o vaporización) que sufre cada uno de los fluidos. En la figura 11.15.3 se muestran las diversas opciones que hay que considerar:

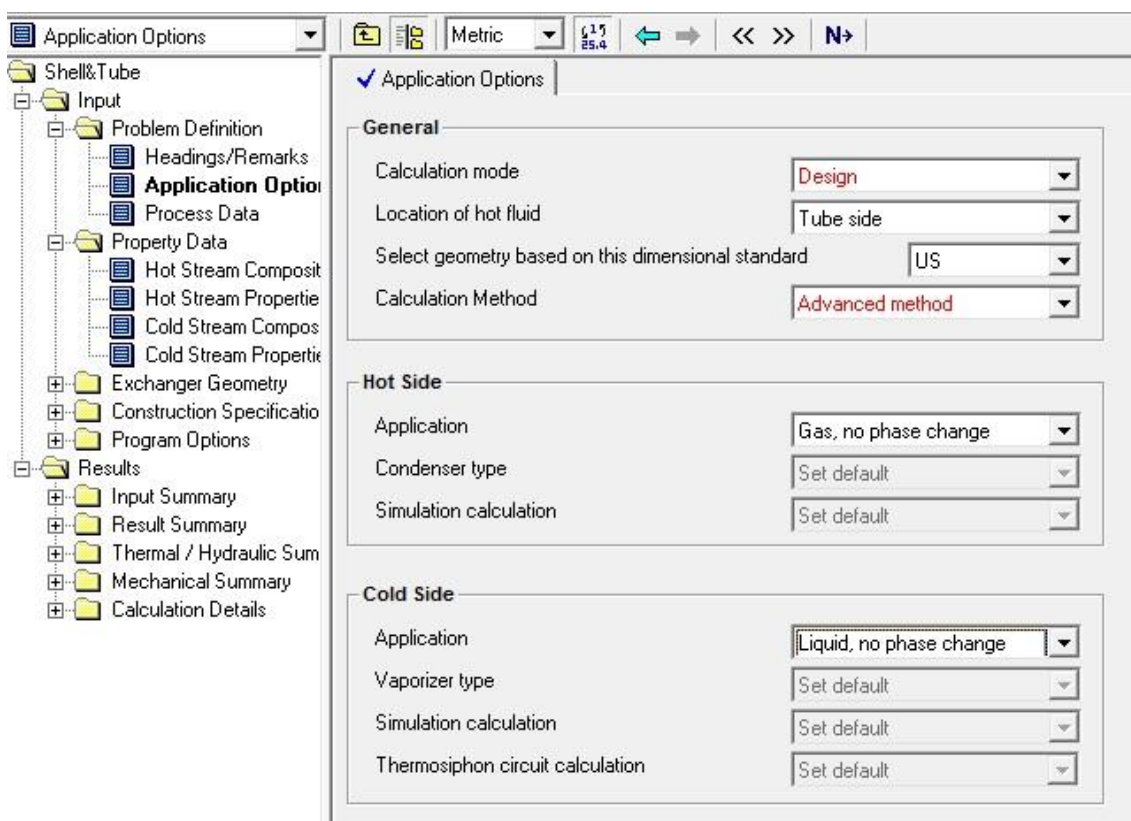


Figura 11.14.3. Selección de función y localizamiento de cada fluido en el programa Aspen Exchanger

El siguiente paso será la elección del tipo de cabeza, carcasa y de tubos que se emplearán. Estos parámetros son los que definirán si el intercambiador es uno de tipo normal o un kettle-reboiler. En la figura 11.14.4 se muestran los elementos escogidos para intercambiadores y condensadores, mientras que en la figura 11.14.5 aparecen las características de los kettle-reboiler:

11. Manual de cálculo

The screenshot shows the Aspen Exchanger design interface. On the left is a tree view with categories: Shell&Tube, Input, Property Data, Exchanger Geometry, Construction Specification, Program Options, Results, and Calculation Details. The 'Shell&Tube' category is expanded, showing sub-items like Problem Definition, Headings/Remarks, Application Options, Process Data, Hot Stream Composit, Hot Stream Propertie, Cold Stream Compos, Cold Stream Propertie, Exchanger Geometry, Geometry Summary, Shell/Heads/Flan, Tubes, Baffles/Supports, Bundle Layout, Nozzles, Thermosiphon Piping, Construction Specification, Program Options, Results, Input Summary, Result Summary, Thermal / Hydraulic Sum, Mechanical Summary, and Calculation Details. The main panel on the right has tabs for Shell/Heads, Covers, Tubesheets, and Flanges. The 'Shell/Heads' tab is active, showing three 3D models of exchanger heads. Below the models are dropdown menus for Front head type (B - bonnet bolted or integral with tubesheet), Shell type (E - one pass shell), and Rear head type (M - bonnet). Other settings include Exchanger position (Horizontal), Location of front head for vertical units (Set default), "E" shell flow direction (inlet nozzle location) (Near rear head), Double pipe or hairpin unit shell pitch (mm), Tubeside inlet at front head (Set default), Flow within multi-tube hairpin (M-shell) (Set default), and Overall flow for multiple shells (Countercurrent). At the bottom is a table for dimensions:

	mm	ID	OD	Thickness	series	parallel
Shell(s)						
Front head						
Rear head						
Kettle						

Figura 11.14.4: Selección de geometría para intercambiadores y condensadores en el programa Aspen Exchanger

The screenshot shows the Aspen Exchanger design interface for a kettle-reboiler. The 'Shell/Heads' tab is active, showing three 3D models of kettle-reboiler geometries. The settings are: Front head type (A - channel & removable cover), Shell type (K - kettle), and Rear head type (U - U-tube bundle). Other settings include Exchanger position (Horizontal), Location of front head for vertical units (Set default), "E" shell flow direction (inlet nozzle location) (Set default), Double pipe or hairpin unit shell pitch (mm), Tubeside inlet at front head (Set default), Flow within multi-tube hairpin (M-shell) (Set default), and Overall flow for multiple shells (Set default). At the bottom is a table for dimensions:

	mm	ID	OD	Thickness	series	parallel
Shell(s)						
Front head						
Rear head						
Kettle						

Figura 11.14.5: Selección de geometría para kettle-reboiler en el programa Aspen Exchanger

Finalmente, hay que introducir el material de fabricación de cada una de las partes que componen el intercambiador. Todos los intercambiadores diseñados están conformados exclusivamente por partes de acero al carbono. En la figura 11.14.6 se muestra la pestaña del programa que permite la elección del tipo de materiales:

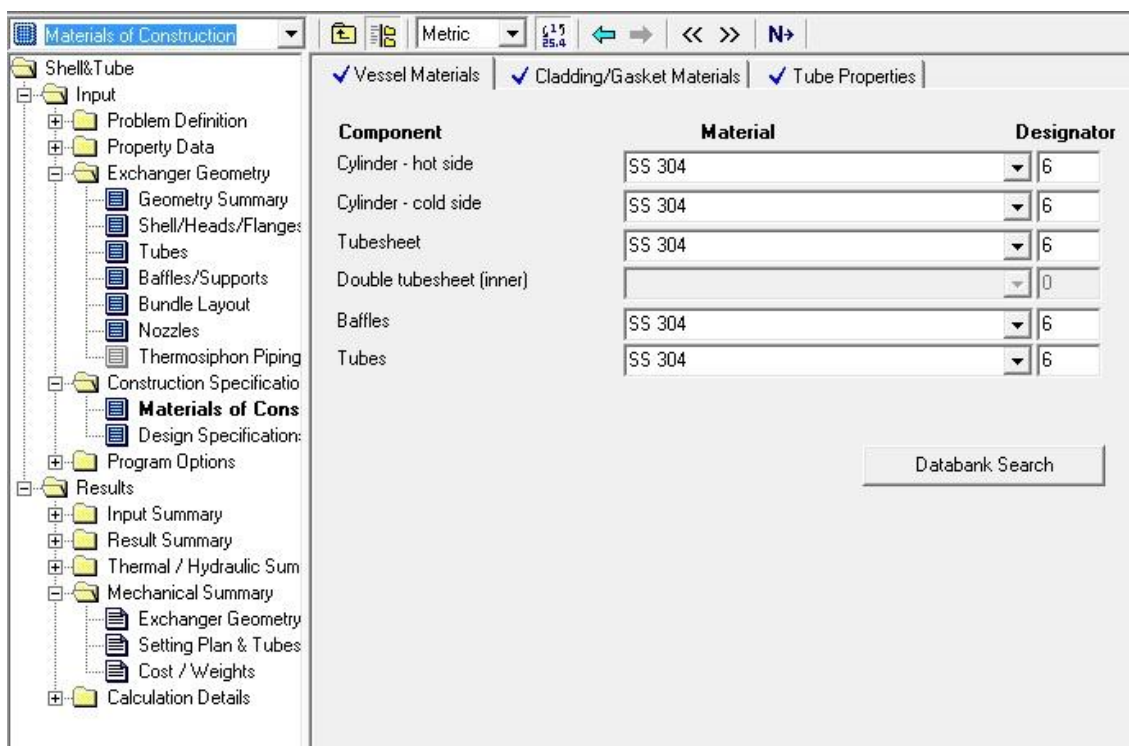


Figura 11.14.6: Selección de materiales en el programa Aspen Exchanger

Una vez realizados todos los pasos descritos con anterioridad, se simula el intercambiador, y si los datos son correctos la simulación convergerá. El programa tiene dos criterios básicos para la iteración de los intercambiadores; mínima área de intercambio y mínimo coste posible. Se ha elegido mínimo coste siempre que ha resultado posible. En las figuras 11.14.7 y 11.14.8 se muestra un ejemplo de la pestaña de resultados finales, provenientes del E-301, donde se puede observar como el programa devuelve muchos factores importantes para la construcción efectiva del intercambiador, así como otros valores que serán necesarios para que el ingeniero decida si la simulación ofrece datos coherentes y darla por finalizada, o por el contrario ofrece datos ilógicos y será necesaria la modificación de ciertas variables.

11. Manual de cálculo

Overall Summary

Shell&Tube

Input

Problem Definition

Property Data

Exchanger Geometry

Construction Specification

Program Options

Results

Input Summary

Result Summary

Warnings & Message

Optimization Path

Recap of Designs

TEMA Sheet

Overall Summary

Thermal / Hydraulic Sum

Mechanical Summary

Calculation Details

Metric

25.4

← → << >> N

Overall Summary

1	Size	685,8	x	1371,6	mm	Type	BEM	Hor	Connected in	1 parallel	1 series
2	Surf/Unit (gross/eff/finned)	53,4	/	50,1	/				Shells/unit	1	
3	Surf/Shell (gross/eff/finned)	53,4	/	50,1	/						
4											
5	Design	PERFORMANCE OF ONE UNIT									
6		Shell Side				Tube Side		Heat Transfer Parameters			
7	Process Data	In	Out	In	Out						
8	Total flow	kg/h	122138		41865	Total heat load kcal/h 611062					
9	Vapor	kg/h	0	0	41865	41865	Eff. MTD / 1 pass MTD °C 258,76 / 258,76				
10	Liquid	kg/h	122138	122138	0	0	Actual/Reqd area ratio - fouled/clean 4,65 / 4,65				
11	Noncondensable	kg/h	0		0		Coef./Resist. kcal/(h m² C) m² h C/kcal %				
12	Cond./Evap.		0		0		Overall fouled 219 0,00457				
13	Temperature	°C	30	35	313,4	270	Overall clean 219 0,00457				
14	Dew / Bubble point	°C					Tube side film 236,2 0,00424 92,74				
15	Quality		0	0	1	1	Tube side fouling 0 0				
16	Pressure (abs)	kgf/cm²	1,033	0,945	2,066	1,892	Tube wall 9133,8 0,00011 2,4				
17	Delta P allow/calc	kgf/cm²	0,211	0,089	0,211	0,175	Outside fouling 0 0				
18	Velocity	m/s	2,03	2,04	81,17	82,11	Outside film 4500,9 0,00022 4,87				
19											
20	Liquid Properties						Shell Side Pressure Drop kgf/cm² %				
21	Density	kg/m³	975,6	973,6			Inlet nozzle 0,008 9,31				
22	Viscosity	cp	0,7831	0,7051			Inlet space Xflow 0,015 17,33				
23	Specific heat	kcal/(kg C)	0,994	0,994			Baffle Xflow 0,035 39,7				
24	Therm. cond.	kcal/(h m C)	0,513	0,518			Baffle window 0,007 8,27				
25	Surface tension	dynes/cm					Outlet space Xflow 0,015 17,16				
26	Molecular weight		18,25	18,25			Outlet nozzle 0,007 8,22				
27	Vapor Properties						Intermediate nozzle				
28	Density	kg/m³			1,13	1,12	Tube Side Pressure Drop kgf/cm² %				
29	Viscosity	cp			0,0249	0,0235	Inlet nozzle 0,04 22,51				
30	Specific heat	kcal/(kg C)			0,3381	0,3347	Entering tubes 0,019 10,71				
31	Therm. cond.	kcal/(h m C)			0,036	0,034	Inside tubes 0,068 38,16				
32	Molecular weight				27,24	27,24	Exiting tubes 0,027 14,9				

Figura 11.14.7: Primera tabla de resultados obtenidos con el programa Aspen Exchanger

Overall Summary									
Metric									
Overall Summary									
35									
36	Heat Transfer Parameters					Velocity / Rho*V2			
37	Reynolds No. vapor				58063,08	61488,13	m/s	kg/(m s²)	
38	Reynolds No. liquid	48237,24	53570,08				1,08	1133	
39	Prandtl No. vapor			0,84	0,85	Shell bundle Xflow	2,03	2,04	
40	Prandtl No. liquid	5,47	4,88			Shell baffle window	1,54	1,54	
41	Heat Load	kcal/h		kcal/h		Shell nozzle outlet	1,08	1135	
42	Vapor only	0		-611062		Shell nozzle interm			
43	2-Phase vapor	0		0		Tube nozzle inlet	87,2	8606	
44	Latent heat	0		0		Tubes	81,17	82,11	
45	2-Phase liquid	0		0		Tube nozzle outlet	88,22	8706	
46	Liquid only	611062		0		Tube nozzle interm			
47									
48	Tubes	Baffles		Nozzles: (No./OD)					
49	Type	Plain	Type	Single segmental	4	Shell Side	Tube Side		
50	ID/OD	mm 15,75 / 19,05	Number	13,32		Inlet	mm 1 / 219,08	1 / 406,4	
51	Length act/eff	mm 1371,6 / 1289	Cut(%d)			Outlet	1 / 219,08	1 / 406,4	
52	Tube passes	1	Cut orientation	H		Other	/	/	
53	Tube No.	650	Spacing: c/c	mm 139,7	Impingement protection			None	
54	Tube pattern	30	Spacing at inlet	mm 434,98					
55	Tube pitch	mm 23,81	Spacing at outlet	mm 434,98					
56	Insert	None							
57	Vibration problem: T asc/TEMA	No / No			RhoV2 violation			No	

Figura 11.14.8: Segunda tabla de resultados obtenidos con el programa Aspen Exchanger

Por lo tanto, todos los intercambiadores han sido diseñados mediante este procedimiento, obteniéndose los datos presentados en sus respectivas hojas de especificaciones.

11.15. CRISTALIZACIÓN DE SULFATO DE AMONIO: CR-301/CR-302, CF-301, DR-301

En los quench Q-301 y Q-302 se purga parte del líquido de salida, y esta corriente contiene una considerable cantidad de sulfato de amonio, razón por la cual se decide cristalizar y adecuar este compuesto para poder venderlo como subproducto. Si no se realizara este proceso, el sulfato de amonio tendría que ser eliminado, tratándolo como un residuo sólido.

Para la adecuación del sulfato de amonio para la venta se requiere de la utilización de varios equipos.

En primer lugar, se debe cristalizar todo el sulfato de amonio de la corriente líquida, y para ello se utilizan los cristalizadores CR-301 y CR-302. De la salida de los cristalizadores se obtiene una corriente que contiene sulfato de amonio cristalizado y parte del líquido introducido en los cristalizadores, ya que estos equipos cristalizan por evaporación del solvente, pero no lo eliminan del todo.

A continuación, se debe introducir la corriente resultante de los cristalizadores en la centrifugadora CF-301, con el fin de separar el sulfato de amonio del líquido que lo acompaña. No obstante, el sulfato de amonio obtenido a partir de este equipo contiene aún un gran porcentaje de humedad, por lo que se traslada este sólido al secador DR-301 mediante la cinta transportadora CT-301. A la salida de DR-301, el sulfato de amonio ya se encuentra en condiciones adecuadas para su venta, por lo que se almacena en Big Bags (contenedores en forma de saco para almacenar productos sólidos a granel) que un operario traslada hasta el área 900.

Todos estos equipos no han sido diseñados, sino que se compran directamente a diversas empresas proveedoras.

11.15.1. Cristalizador CR-301 y CR-302

El sulfato de amonio presenta un incremento notable de la solubilidad al aumentar la temperatura, lo que hace que una combinación de evaporación y enfriamiento pueda ser utilizada para crear la solución sobresaturada que permita la cristalización de esta sustancia.

Se decide realizar la cristalización del sulfato de amonio mediante un proceso de cristalización por evaporación, ya que es el proceso que se utiliza en todas las empresas consultadas que producen sulfato de amonio como subproducto. Además, se decide utilizar el cristalizador Oslo de evaporación al vacío, ya que se ha utilizado en varias de estas empresas y ha resultado ser efectivo, si bien cabe decir que actualmente se están cambiando estos cristalizadores por los del tipo DTB.

Este cristalizador se compra a la empresa Gea-Messo PT, ya que ésta está especializada en la fabricación de equipos de cristalización y evaporación para la industria química. Además, Gea-Messo PT ha instalado diversos de sus cristalizadores Oslo por evaporación en procesos de cristalización de sulfato de amonio, donde ha resultado ser bastante efectivo, obteniendo tamaños de cristales de más de 1.5 mm de diámetro.

A continuación, se presenta un esquema del cristalizador Oslo por evaporación al vacío.

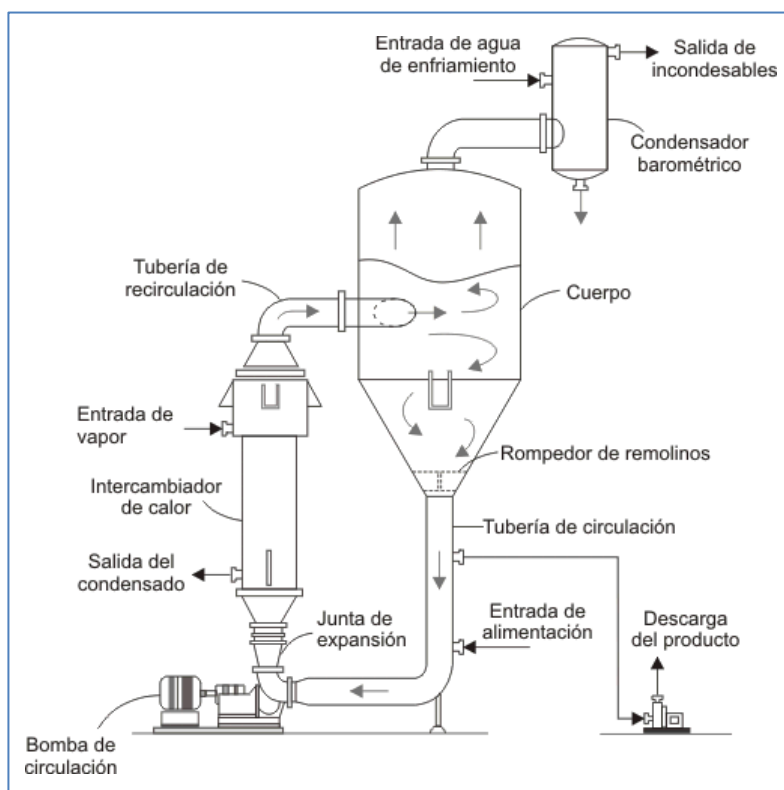


Figura 11.15.1. Esquema de un cristalizador Oslo de evaporación

El cristalizador Oslo dispone de una cámara de crecimiento donde se produce el crecimiento de los cristales de la solución sobresaturada de sulfato de amonio de temperatura uniforme, y se produce también la concentración hacia arriba mediante un lecho fluidizado denso de cristales.

Los cristales se mantienen fluidizados por el flujo ascendente de licor. Esto supone una clasificación en la cámara de crecimiento, manteniendo los cristales grandes en la capa inferior de la suspensión y los cristales más pequeños en la capa superior, dejando los cristales de tamaño intermedio suspendidos entre ambas capas.

El cristalizador permite un crecimiento de cristales uniforme y opera con un mínimo tiempo de residencia en la cámara de crecimiento, para reducir el arrastre. Para ello, se debe mantener sobresaturada la solución muy por debajo del límite superior de la región metaestable en todas las partes de la cámara de crecimiento de cristales, proporcionándose así la suficiente sobresaturación.

Para obtener la suficiente superficie de sobresaturación, se hace circular el licor por un intercambiador de calor externo, donde se proporciona a la solución una temperatura superior a la de operación del cristalizador. De este modo, cuando la solución llega al recipiente de evaporación, la temperatura disminuye hasta llegar a la de operación, evaporándose una cantidad equivalente de disolvente. La solución sobresaturada fluye por un tubo central en dirección ascendente a través de la cámara de crecimiento de cristales.

Se debe mantener una cantidad suficiente de cristales en la cámara de crecimiento para mantener el lecho fluidizado, y conseguir así la liberación de casi la totalidad de la sobresaturación. La cantidad de cristales requeridos, depende del tipo de cristales, la solución alimentada y sus impurezas, y los parámetros y el tamaño deseado de los cristales.

Los cristales individuales deben mantenerse en movimiento constante para evitar que crezcan juntos a causa de la fluidización, pero su movimiento no puede ser tan brusco como para provocar una nucleación secundaria excesiva, razón por la cual el cristalizador posee un pequeño agitador.

La cantidad y la velocidad de la recirculación, el tamaño del cuerpo y el tipo y la velocidad de la bomba de circulación son conceptos críticos de diseño, para poder obtener resultados predecibles; no obstante, no se han podido obtener estos datos.

Por último, cabe mencionar que los vapores formados en el cristalizador son enviados a un condensador barométrico (el cual forma parte del mismo equipo de cristalización), en donde se condensa gran parte de ellos y, para evitar contaminaciones, se envía la corriente líquida y vapor resultantes a tratamiento.

A continuación, se presenta una fotografía de un cristalizador Oslo por evaporación.



Figura 11.5.2. Fotografía de una cristalizador Oslo por evaporación

Dado que no se ha conseguido encontrar las dimensiones del cristalizador que se ha decidido comprar, éstas serán estimadas suponiendo que el equipo presenta la estructura típica de cristalizador de cilindro, tronco inferior cónico y cabezal toriesférico que se presenta en la siguiente figura.

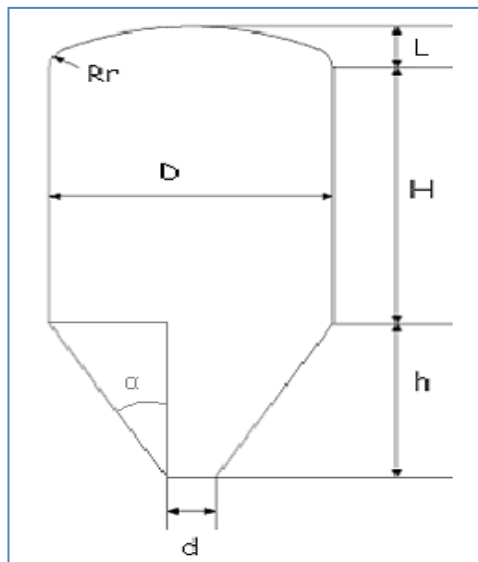


Figura 11.15.3. Esquema físico típico de un cristalizador

No obstante, para poder estimar las dimensiones del cristalizador, primero es necesario calcular un volumen total aproximado de dicho equipo, el cual se calcula a partir del tiempo de residencia del cristalizador.

Si se aproxima el sistema a un MSMPR (Mixed Suspension Mixed Product Removal Crystallization), se puede calcular el tiempo de residencia según la ecuación:

$$\tau = \frac{L_M}{3.67 \cdot G} \quad (11.15.1)$$

- Donde:
- τ es el tiempo de residencia expresado en horas
 - L_M es la longitud media de partícula expresada en metros
 - G es la velocidad de crecimiento de grano en m/s

Un valor típico de G es 10^{-7} m/s y se puede considerar que la longitud media de partícula es de 1.5mm, obteniendo así un tiempo de residencia de 1.15 h.

Si se multiplica este tiempo de residencia por el caudal volumétrico a tratar, se puede obtener el volumen de capacidad de líquido necesario del cristalizador.

El caudal volumétrico que se decide tratar es la purga de ambos quench, Q-301 y Q-302, lo cual supone un caudal volumétrico de aproximadamente $10 \text{ m}^3/\text{h}$ y esto implica que se requiere de un volumen de 8.8 m^3 .

Este volumen se multiplica por un factor de 2.85 con el objetivo de sobredimensionar el cristalizador y asegurar tanto que quepa la carga como que se separe la fase líquida de la vapor presentes en el cuerpo del cristalizador.

Por tanto, se requiere de dos cristalizadores de aproximadamente 25m^3 de volumen cada uno.

A continuación se estiman las dimensiones del cristalizador según las ecuaciones que describen el esquema presentado en la figura 11.15.3, las cuales se presentan a continuación.

Para calcular el volumen del cilindro:

$$V_{\text{cilindro}} = \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^2 \cdot H \quad (11.15.2)$$

Volumen del tronco cónico:

$$V_{\text{tronco cónico}} = \frac{1}{3} \cdot \pi \cdot h \cdot \left(\frac{D^2}{4} + \frac{d^2}{4} + \frac{D \cdot d}{4}\right) \quad (11.15.3)$$

Donde $R_r = 0.1 \cdot D$.

$$h = \frac{D-d/2}{\tan(\alpha)} \quad (11.15.4)$$

Se fija por tanto el diámetro del cilindro, el cual coincide con el diámetro mayor del tronco cónico, y se fija también el ángulo alfa con un valor de 30° .

Se intentan mantener las proporciones diámetro-altura del equipo en relación con las de los cristalizadores encontrados en la bibliografía.

Se obtienen así las siguientes dimensiones:

Tabla 11.15.1. Dimensiones estimadas de los cristalizadores CR-301 y CR-302

<i>D (m)</i>	<i>3</i>
<i>Rr (m)</i>	<i>0.3</i>
<i>R (m)</i>	<i>1.5</i>
<i>r (m)</i>	<i>0.3</i>

11. Manual de cálculo

$d(m)$	0.6
$h(m)$	1.6
$H(m)$	2.5

Se estiman también las necesidades de aporte de vapor al intercambiador externo y las de agua de servicio al condensador barométrico.

Las necesidades de vapor se calculan considerando que se evapora toda el agua de la corriente introducida en el cristalizador, para que el sistema esté sobredimensionado, y se considera que se necesitan 0.4kg de vapor de servicio para evaporar 1kg del disolvente de la solución del cristalizador.

11.15.3. Centrífuga CF-301

La centrífuga escogida para la correcta separación del disolvente y los cristales salientes del cristalizador es el modelo SHS del tipo “centrífuga Pusher de doble paso” de la empresa Siebtechnik. Esta empresa está especializada en centrífugas para procesos químicos y minerales. Según su catálogo, este equipo es el más indicado para tratar la cantidad de sulfato de amonio que se cristaliza en esta planta.

La carcasa de producto de la centrífuga está dividida en un área de descarga de filtrado y otra de descarga de sólidos.

La mezcla de sólidos y líquidos se alimenta de forma continua al tubo de entrada hasta llegar al cono de distribución, que gira a la misma velocidad que el cesto. La mezcla se acelera y fluye a través del espacio de empuje y el cono de distribución, hacia el anillo distribuidor. Dentro del distribuidor la mezcla se acelera suavemente hasta llegar a velocidad circunferencial y fluye como una capa en suspensión por encima del borde del distribuidor hasta toda el área de cribado en la zona de alimentación.

La mayor parte del líquido se centrifuga hacia afuera a través de las aperturas de la rejilla, mientras que los sólidos son retenidos encima de la rejilla en forma de torta de filtrado. Además de girar, el cesto interior realiza un movimiento de empuje axialmente oscilante que mueve la torta de filtrado hacia adelante y lo empuja hacia el cesto exterior, desde el cual se descarga a través de la parte abierta hacia la zona de sólidos de la carcasa.

Teniendo en cuenta el caudal a centrifugar se decide utilizar la centrífuga de diámetro nominal 600 de este modelo.

A continuación, se presenta un esquema del modelo SHS.

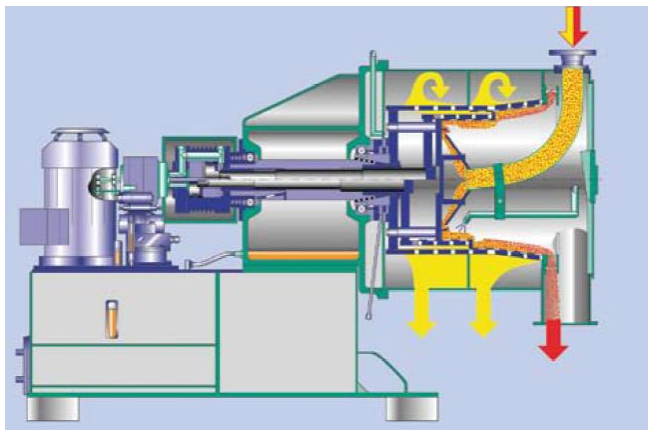


Figura 11.15.4. Esquema de la centrífuga SHS

Un ejemplo de este modelo de centrífuga se observa en la siguiente figura.



Figura 11.15.5. Fotografía de una centrífuga SHS

11.15.4. Secador DR-301

Para secar el sólido obtenido en CF-301, se decide utilizar el secador de lecho fluidizado activado TS, ya que es el recomendado para tratar sulfato de amonio cristalizado según la empresa Vimar Systems, S.L. Esta empresa está especializada en el secado térmico de sólidos de múltiples sectores.

El secador está constituido por un cilindro de 7 metros de altura y 3 m de diámetro que se encuentra dividido en dos por un plato filtrante especial, aleteado direccional. La zona que se encuentra por debajo de este plato hace la función de la cámara de

distribución del aire, mientras que la superior hace la función de cámara de secado, por encima de la cual se encuentra la zona de filtros de manga.

El aire de secado se alimenta al equipo de forma laminar paralela y radial a la masa de producto, envolviendo cada partícula de sólido a tratar.

El plato filtrante especial provoca que el aire atraviese la capa de producto en sentido sub-vertical, la cual cosa implica que el recorrido que este efectúa es mayor en comparación a otros equipos de secado.

La carga se introduce en el secador DR-301 con alimentaciones sucesivas de peso constante y el tiempo requerido para el proceso de secado es de como máximo 90-120 minutos.

A continuación se presenta un ejemplo de este modelo de secador.



Figura 11.15.6. Fotografía de un secador TS

11.16. INCINERADOR CATALÍTICO

11.16.1. Caracterización de la corriente a tratar.

El simulador de procesos *Aspen Plus*, proporciona el caudal molar, la temperatura, la presión, y la fracción molar de todos los componentes que forman la corriente a tratar.

A continuación se indican las ecuaciones utilizadas, para caracterizar de forma detallada la corriente a tratar.

Caudal molar:

$$n_i = n_t \times X_i \quad (11.16.1)$$

$n \rightarrow$ Caudal molar (Kmol/h)

$X \rightarrow$ Fracción molar

$i \rightarrow$ Corresponde a cada uno de los componentes presentes en la corriente a tratar

Caudal másico:

$$m_i = n_i \times PM_i \quad (11.16.2)$$

$m \rightarrow$ Caudal másico (Kg/h)

$PM \rightarrow$ Peso molecular (Kg/Kmol)

Caudal másico total

$$m_T = \sum m_i \quad (11.16.3)$$

Caudal Volumétrico

$$P \times Q_i = n_i \times R \times T$$

$$Q_i = \frac{n_i \times R \times T}{P} \quad (11.16.4)$$

$Q \rightarrow$ Caudal volumétrico (m³/h)

$R \rightarrow$ Constante de los gases ideales $\left(0.082 \frac{\text{atm.m}^3}{\text{Kmol.k}} \right)$

$T \rightarrow$ Temperatura de la corriente (K)

$P \rightarrow$ Presión de la corriente (atm)

Concentración

11. Manual de cálculo

$$C_i = \frac{m_i \times 1000}{Q_T} \quad (11.16.5)$$

C_i → Concentración de cada uno de los componentes de la mezcla gaseosa (g/m³)

Concentración total

$$C_T = \sum C_i \quad (11.16.6)$$

Para calcular la concentración total de contaminantes, se ha realizado la suma de todos los compuestos presentes en la mezcla excepto el agua, dióxido de carbono y nitrógeno, ya que no son susceptibles de ser oxidados.

A continuación se presentan las tablas con las características y con la composición de la corriente a tratar.

Tabla 11.16.1. Propiedades físicas de la corriente a tratar

P (atm)	1
T^a (°C)	6,71
Estado Físico	G
Caudal molar (Kmol/h)	1052.33

Tabla 11.6.2. Composición de la corriente a tratar

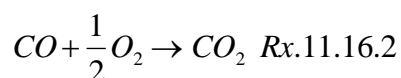
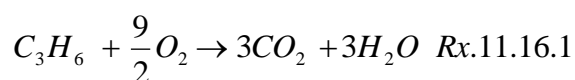
Compuestos	m_i (kg/h)	n_i (Kmol/h)	X_i	Q_i (m ³ /h)	C_i (g/m ³)
P	1088,74	25,92	0,02	594,88	45,08

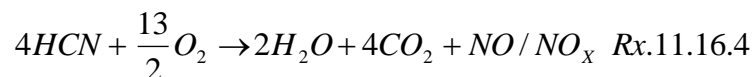
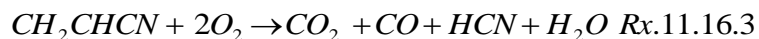
11. Manual de cálculo

NH3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N2	27483,98	981,57	0,93	22525,60	1138,08
W	182,26	10,13	0,01	232,37	7,55
AN	11,03	0,21	0,00	4,77	0,46
ACN	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ALN	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HCN	4.82e-4	1.79e-5	0,00	4.1e-4	2e-5
CO	484,62	17,31	0,02	397,19	20,07
CO2	756,81	17,20	0,02	394,72	31,34
NO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NOx	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TOTAL	30007,44	1052,33	1,00	24149,52	1242,57

11.16.2. Aire necesario para la combustión

Para garantizar una combustión completa, y que no aparezcan subproductos distintos posiblemente más contaminantes, es necesario un exceso de aire. En incineración catalítica se utiliza por lo general un 10% de aire en exceso para garantizar una buena combustión, pero como no se han tenido en cuenta los caudales de venteo, puesto que los equipos no ventean en continuo, únicamente lo hacen cuando la presión en la válvula de alivio es superior a la permisible se ha sobredimensionado el oxígeno y el metano necesario para la combustión en un 30% , por lo tanto el aire necesario será un 30% superior al requerido estequiométricamente. A continuación se presentan las distintas reacciones de oxidación que se dan en la cámara de combustión.





El oxígeno necesario para la combustión proviene del aire, el cual presenta la siguiente composición.

Tabla 11.16.3: Composición del aire

Aire	Composición
O ₂	21%
N ₂	79%

Por lo tanto el caudal molar de oxígeno necesario es el siguiente:

$$n_{O_2} = \sum 1,3 \cdot \nu_{O_{2i}} \cdot n_i = 164 \text{ kmol/h} \quad (11.16.1)$$

$n_{O_2} \rightarrow$ Caudal molar de oxígeno que entra en la cámara de combustión.

$\nu_{O_2} \rightarrow$ Coeficiente estequiométrico del oxígeno en cada una de las reacciones.

$n_i \rightarrow$ Caudal molar de acrilonitrilo, propileno y monóxido de carbono.

$$n_{aire} = \frac{n_{O_2}}{0.21} = 781 \text{ kmol/h} \quad (11.16.2)$$

Conociendo la densidad del aire a 25°C es de 1,205Kg/m³ y que según la composición indicada su peso molecular es de 28.9 Kg/Kmol, el caudal de aire necesario:

$$Q_{aire} = \frac{n_{aire} \cdot PM_{aire}}{\rho_{aire}} = 18692.15 \frac{m^3}{h} \quad (11.16.3)$$

El aire se hace pasar por los tubos del intercambiador, junto con la corriente de gases contaminantes, esta corriente entra a 13.2°C y sale a 200°C. Por carcasa circula el fluido caliente, que en este caso se utiliza la corriente de salida del incinerador, que sale de la combustión a una $T^a=402^\circ\text{C}$.

11.16.3. Metano necesario para la combustión

Para que la reacción se lleve a cabo correctamente en presencia del catalizador, en la cámara de combustión, se debe subir la temperatura de los gases de entrada en la etapa de precalentamiento hasta 200 °C y después mediante la combustión del metano a 302°C.

En el simulador HYSYS se obtiene la C_p de los gases de entrada a 200 °C y se calcula la cantidad de metano necesaria con la siguiente fórmula, procedente de un balance de energía en un volumen de control aislado: la energía de combustión del gas natural ha de ir toda a subir la temperatura del gas de entrada.

Como ya se mencionó se ha sobredimensionado el oxígeno y el metano necesario para la combustión en un 30% debido a los venteos.

$$n_{CH_4} = 1.3 \frac{C_p \cdot n_T \cdot (T_{sal} - T_{ent})}{\Delta H} = 1.3 \frac{31,3 \times 1833 \times (200 - 302)}{-890000} = 8549.47 \text{ mol/h} \quad (11.16.4)$$

Con este caudal de metano, el oxígeno de la propia corriente y un electrodo de ignición (quemador) se da, en la cámara de combustión, la reacción exotérmica necesaria para subir la temperatura de los gases hasta los 302 °C requeridos para la ignición de los contaminantes en presencia de catalizador y oxígeno.

Para lograr que la concentración de acrilonitrilo se reduzca lo suficiente a la salida como para que se cumpla la normativa se requiere una eficacia de eliminación de COVs del 99.95%. Así, se supone que todos los compuestos susceptibles a ser quemados se reducen en un 99.95% molar.

11.16.4. Cámara de combustión

El caudal necesario a tratar por la cámara de combustión catalítica es igual al caudal de la corriente a tratar más el caudal de aire necesario para la combustión de los gases contaminantes.

$$Q_T = Q_{aire} + Q_{gases} = 42841.66 \text{ m}^3/\text{h} \quad (11.16.5)$$

Con el caudal total que entra en la cámara de combustión se ha comprado la cámara de combustión de la planta a *Hitemp technology Corp.* Según el catálogo y el caudal que entra en la cámara de combustión se ha escogido el siguiente modelo.



25,000 SCFM Catalytic Oxidizer with preheat exchanger (8 Weeks Deliv.)

Figura 11.16.1. Cámara de combustión catalítica del catálogo de *Hitemp technology Corp*

FM-CAT-HR-G Recuperative Catalytic System Design Data											
Flow Rate :	1000	1500	2000	3000	4000	5000	8000	10K	15K	20K	SCFM
Inlet Temp:	70	70	70	70	70	70	70	70	70	70	F
Stack Outlet Temp:	270	270	270	270	270	270	270	270	270	270	F
Catalyst Inlet Temp:	550	550	550	550	550	550	550	550	550	550	F
Catalyst (95%):	1	1.5	2	3	4	5	8	10	15	20	Cu. ft.
Catalyst (98%):	2	3	4	6	8	10	16	20	30	40	Cu. ft.
Burner Input:											
@0.0 PPM	0.6	0.9	1.08	1.65	2.16	3.3	5.0	6.3	10	13.1	MM Btu/Hr
@1000 PPM	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	MM Btu/Hr
Gas Press:	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	PSI
Refractory Lining:	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	In
SHELL DIM. (OD)											
(Add 18" for panel)	36	36	48	48	60	72	96	144	168	192	Width
	48	60	60	72	72	72	84	84	96	96	Height
	96	96	120	120	120	120	120	144	144	144	Length
WEIGHT:	1000	1200	1800	2500	5000	7000	9000	11000	13000	18000	LBS.

Figura 11.16.2. Datos de la cámara de combustión catalítica del catálogo de *Hitemp technology Corp*

Se ha escogido un equipo para la combustión catalítica capaz de tratar 43000 m³/h (25000 SCFM) ya que es la más apropiada para el caudal real que entra en la cámara.

Según el catálogo las dimensiones de la cámara son las siguientes:

Tabla 81.16.4. Dimensiones de la cámara de combustión

Ancho	Altura	Longitud	Peso	Chimenea
(m)	(m)	(m)	(Kg)	(m)
4,88	2,44	3,66	8154,00	6

11.16.5 Cantidad de catalizador

La cantidad de catalizador, según el artículo *K. Everaert i J. Baeyens* es la siguiente:

Tabla 11.16.5. Composición y densidad del catalizador

	TiO ₂	V ₂ O ₅	WO ₃
% en peso	93,40	5,80	0,80
ρ (g/cm ³)	3,84	3,36	7,17

La densidad media del catalizador se calcula mediante una media ponderada:

$$\bar{\rho} = (0.934 \times 3.84 + 0.058 \times 3.36 + 0.008 \times 7.17) = 3838.63 \text{ Kg/m}^3$$

Suponiendo que el volumen del lecho catalítico es el 80% menos que el de la cámara de combustión:

$$V_{cat} = 0.2 \times 4.88 \times 2.44 \times 3.66 = 8.71 \text{ m}^3$$

Por lo tanto la cantidad total de catalizador es:

$$Cantidad \text{ catalizador} = \bar{\rho} \times V_{cat} = 8.71 \times 3838.63 = 33457.78 \text{ Kg} \quad (11.16.6)$$

11.16.6. Productos de combustión

Se ha considerado una combustión del 99.995%, por lo que los productos obtenidos son únicamente son dióxido de carbono, agua, óxidos de nitrógeno, el oxígeno que no ha reaccionado y el nitrógeno en la siguiente tabla se presenta la corriente de salida de la cámara de combustión y sus características.

Tabla 11.16.6. Características de la corriente de salida de la cámara de combustión

P (atm)	1
T ^a (°C)	266
Estado Físico	G
Caudal molar (Kmol/h)	1838.89

Tabla 11.16.7 Corriente de salida de la cámara de combustión

Compuestos	n_{salida} (Kmol/h)	Q_{salida} (m ³ /h)	C_{salida} (mg/m ³)
P	0,01	0,32	11.95
NH3	0,00	0,00	0,00
O2	39,10	968,26	27475,62
N2	1598,57	39587,01	982911,10
W	88,20	2184,29	34864,78
AN	1,04E-04	2,57E-03	1,21E-01
ACN	0,00	0,00	0,00
ALN	0,00	0,00	0,00
HCN	0,00	0,00	0,00
CO	0,01	0,21	5,32
CO2	112,90	2795,82	109085,21
NO	0,05	1,29	34.26
NOx	0,05	1,29	52.53
TOTAL	1838,89	45538,18	1154428,93

11.17. TRATAMIENTO DE LÍQUIDOS

Los efluentes líquidos a tratar son los expuestos en el apartado 6.3.4 (Descripción de los efluentes líquidos). Para realizar el tratamiento se ha escogido una oxidación avanzada Fenton. EL diseño del proceso es el expuesto en este apartado y los próximos.

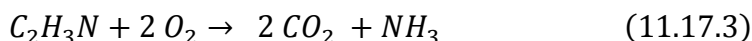
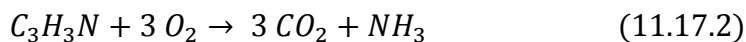
11.17.1. Proceso Fenton

11.17.1.1. Cálculo de la DQO

Para empezar, se calcula cual es la concentración de carbono orgánico en las corrientes (al considerar el carbono orgánico, se excluye del cálculo el sulfato de amonio, puesto que les un compuesto inorgánico, y que no contiene ninguna fuente de carbono)

$$[C_{orgánico}] = \frac{\text{Caudal másico componente} \left[\frac{Kg}{h} \right]}{\text{Caudal volumétrico total} \left[\frac{m^3}{h} \right]} \cdot \frac{10^6 \text{ mg}}{1 \text{ Kg}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} \quad (11.17.1)$$

Posteriormente, se realiza el cálculo de la DQO a la entrada del proceso. Para realizar el cálculo de la DQO en la corriente de agua para tratar, se deberán igualar las reacciones de oxidación de los compuestos que contiene el agua que se debe tratar. Las reacciones son las siguientes:



Posteriormente, la concentración de oxígeno, y por tanto, la DQO a la entrada del proceso Fenton, se realiza a partir de la siguiente expresión, para cada componente y cada corriente, su suma será la DQO que entra en el proceso Fenton:

$$[DQO] \left(\frac{mg \text{ O}_2}{L} \right) = [C_{orgánico}] \cdot \frac{PM \text{ O}_2}{PM \text{ componente}} \cdot \frac{\text{moles teóricos O}_2}{\text{mol componente}} \quad (11.17.5)$$

Los resultados se muestra en la tabla 6.3.5 del apartado de medio ambiente (Apartado 6).

11.17.1.2. Reactor Fenton

Para poder realizar el diseño del reactor Fenton, se debe fijar la cantidad de peróxido de oxígeno i el sulfato de hierro necesario.

11.17.1.2.1. Caudal de la solución de H_2O_2

La cantidad de H_2O_2 se ha calculado teniendo en cuenta que la relación óptima entre peróxido y DQO es:

$$\frac{mg\ H_2O_2/L}{mg\ DQO/L} = 1 \quad (11.17.6)$$

Se utiliza una solución de H_2O_2 al 50% en peso, por tanto, para calcular el caudal necesario se hará teniendo en cuenta este hecho y usando la expresión siguiente:

$$Q_{H_2O_2} = \frac{DQO_e \cdot Q_T}{conc\ solución \cdot \rho_{solución}} = \frac{131960,16 \frac{mg}{L} \cdot \frac{1\ Kg}{10^6\ mg} \cdot \frac{10^3\ L}{1\ m^3} \cdot 3,65 \frac{m^3}{h}}{\frac{50\ Kg\ H_2O_2}{100\ Kg\ solución} \cdot 1200 \frac{Kg}{m^3}} =$$

$$Q_{H_2O_2} = 0,8055 \frac{m^3}{h} \quad (11.17.7)$$

Dónde:

$Q_T \rightarrow$ Caudal del efluente a tratar (m^3/h)

$DQO_e \rightarrow$ DQO a la entrada del proceso Fenton (ppm)

$\rho_{H_2O_2} \rightarrow$ Densidad de la solución de H_2O_2 al 50% en peso (Kg/m^3)

11.17.1.2.2. Caudal másico de $FeSO_4 \cdot 7H_2O$

La cantidad de sulfato de hierro se calcula teniendo en cuenta la relación siguiente:

$$\frac{Kg\ H_2O_2/L}{Kg\ Fe^{2+}/L} = 10 \quad (11.17.8)$$

Primero se procede al cálculo del caudal másico de agua oxigenada usado en el proceso, para después poder conocer el caudal de sulfato de hierro (que se suministrará en solución al 35%):

$$m_{H_2O_2} = Q_{H_2O_2} \cdot \rho_{H_2O_2} = 0,8055 \frac{m^3}{h} \cdot 1200 \frac{Kg}{m^3} = 962,6 \frac{Kg}{h} \quad (11.17.9)$$

$$Q_{FeSO_4 \cdot 7H_2O} = \frac{0,1 \cdot m_{H_2O_2}}{\rho_{FeSO_4 \cdot 7H_2O} \cdot \frac{35 \text{ Kg } FeSO_4 \cdot 7H_2O}{100 \text{ Kg solución}}} = (11.17.10)$$

$$Q_{FeSO_4 \cdot 7H_2O} = \frac{0,1 \cdot 962,6}{1219 \cdot \frac{35 \text{ Kg } FeSO_4 \cdot 7H_2O}{100 \text{ Kg solución}}} = 0,2256 \frac{m^3}{h}$$

Por lo tanto, se requiere un caudal de $0,2256 \text{ m}^3/\text{h}$ de la solución de $FeSO_4 \cdot 7H_2O$ al 35% en peso.

11.17.1.2.4. Cálculo del pH del líquido a tratar

La presencia de ácido cianhídrico en el efluente a tratar acidifica el corriente a tratar, y por lo tanto, habrá un ahorro de ácido sulfúrico a la hora de bajar el pH del corriente hasta 2,5.

La reacción de disociación del ácido es la siguiente:



Como la concentración de H^+ y CN^- es la misma, se puede expresar la constante de acidez como:

$$K_a = \frac{[H^+]^2}{[CN^-]} = 6,2 \cdot 10^{-10} \quad (11.17.12)$$

Se puede calcular la concentración de ácido cianhídrico con la siguiente expresión:

$$[CN^-] = \frac{n_{HCN}}{Q_T + Q_{H_2O_2} + Q_{FeSO_4}} = \frac{0,027 \frac{Kmol}{h}}{(3,65 + 0,8055 + 0,2256) \frac{m^3}{h}} \quad (11.17.13)$$

$$[CN^-] = 2,598 \cdot 10^{-4} \frac{Kmol}{m^3}$$

Una vez hallada esta concentración, se puede hallar la concentración de H^+ con la siguiente expresión:

$$[H^+] = \sqrt{K_a \cdot [CN^-]} = \sqrt{6,2 \cdot 10^{-10} \cdot 2,598 \cdot 10^{-4} \frac{Kmol}{m^3}}$$

$$[H^+] = 4,01 \cdot 10^{-7} \frac{Kmol}{m^3} \quad (11.17.14)$$

Así, el pH del corriente a tratar es:

$$pH = -\log [H^+] = -\log \left(4,01 \cdot 10^{-7} \frac{Kmol}{m^3} \right) = 6,4 \quad (11.17.15)$$

11.17.1.2.5. Caudal de la solución de H_2SO_4

Para poder procesar el agua a tratar con el proceso Fenton, se requiere un pH de 2,5. Este pH se consigue mediante la adición de ácido sulfúrico al 35 % en peso (que es el usado durante el proceso). La concentración de H^+ a este pH debería ser:

$$pH = 2,5 \rightarrow [H^+] = 10^{-2,5} = 3,1623 \cdot 10^{-3} \frac{Kmol}{m^3} \quad (11.17.16)$$

Por diferencia se pueden encontrar los protones que faltan para tener un pH de 2,5:

$$[H^+]_{pH=2,5} - [H^+]_{pH=5,91} = 3,1623 \cdot 10^{-3} \frac{Kmol}{m^3} - 4 \cdot 10^{-7} \frac{Kmol}{m^3}$$

$$[H^+]_{req} = 3,1619 \cdot 10^{-3} \frac{Kmol}{m^3} \quad (11.17.17)$$

Ahora se puede calcular el caudal necesario para bajar el pH del efluente hasta 2,5:

$$Q_{H_2SO_4} = \frac{[H^+]_{req} \cdot \frac{1 \text{ Kmole } H_2SO_4}{2 \text{ Kmole } H^+} \cdot PM_{H_2SO_4}}{(Q_T + Q_{H_2O_2} + Q_{FeSO_4}) \cdot \rho_{solución}} \quad (11.17.18)$$

$$Q_{H_2SO_4} = \frac{3,1619 \cdot 10^{-3} \frac{Kmol}{m^3} \cdot \frac{1 \text{ Kmole } H_2SO_4}{2 \text{ Kmole } H^+} \cdot 25,22 \frac{Kg}{Kmol}}{(3,65 + 0,8055 + 0,2256) \frac{m^3}{h} \cdot \frac{35 \text{ Kg } H_2SO_4}{100 \text{ Kg solución}} \cdot 1244 \frac{Kg}{m^3}}$$

$$Q_{H_2SO_4} = 1,96 \cdot 10^{-5} \frac{m^3}{h}$$

11.17.1.2.6. Dimensionamiento del reactor Fenton

Tal y como se expone en el apartado de medio ambiente, se ha considerado un tiempo de residencia medio de 2 horas, para poder hacer un sobredimensionamiento del reactor y asegurar que el efluente a tratar, reacciona completamente.

Teniendo en cuenta el tiempo de residencia y los caudales necesarios, se puede hallar el volumen del reactor como:

$$V_{fenton} = \frac{Q_T + Q_{H_2O_2} + Q_{FeSO_4}}{\tau} = \frac{(3,65 + 0,8055 + 0,2256) \frac{m^3}{h}}{2 h} \quad (11.17.19)$$

$$V_{fenton} = 9,36 m^3$$

En el cálculo de este volumen no se tiene en cuenta el caudal de H_2SO_4 , porque es muy bajo y se puede menospreciar con respecto a los otros.

Fijando la relación entre diámetro y altura del reactor en 2, se obtiene el diámetro del reactor mediante la siguiente expresión:

$$V_{fenton} = \frac{\pi}{4} D_{fenton}^2 \cdot 2 \cdot D_{fenton} \rightarrow D_{fenton} = \sqrt[3]{\frac{V_{fenton} \cdot 4}{2 \cdot \pi}} \quad (11.17.20)$$

$$D_{fenton} = \sqrt[3]{\frac{9,36 m^3 \cdot 4}{2 \cdot \pi}} = 1,81 m$$

Por lo tanto:

$$H_{fenton} = 2 \cdot D_{fenton} = 2 \cdot 1,81 m = 3,63 m \quad (11.17.21)$$

Se sobredimensiona la altura del reactor y se suman 0,5 m de la profundidad del fondo, por lo que la altura acaba siendo de 4,5 m. Por lo tanto, el volumen real del tanque será de:

$$V_{fenton, real} = \frac{\pi}{4} D_{fenton}^2 \cdot H_{fenton} = \frac{\pi}{4} \cdot (1,81 m)^2 \cdot 4,5 m = 11,61 m^3 \quad (11.17.22)$$

El espesor de pared se ha calculado de forma análoga a la calculada para los tanques de almacenamiento (11.1.). Y se ha obtenido un espesor de 12 mm tanto para las paredes del cilindro, como para el fondo tori esférico.

11.17.1.2.7. Sistema de agitación

11.17.1.2.7.1. Dimensionamiento del agitador

Tanto el reactor Fenton como el coagulador son de tipo RCTA, y por lo tanto, requieren de un sistema de agitación. Para los dos casos se ha realizado un diseño estándar de una turbina de hélice, este tipo de agitador tendrá tres alas.

En la figura siguiente se muestra las dimensiones que se deben especificar para hacer el diseño de un agitador de este tipo.

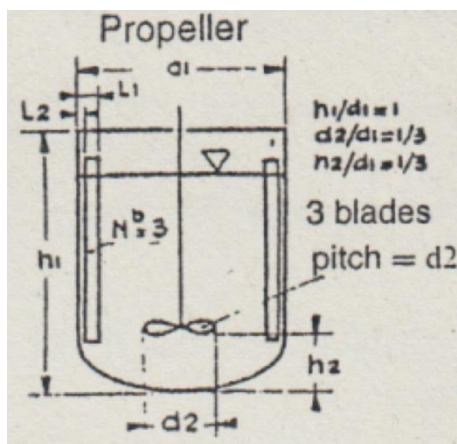


Figura 11.17.1. Dimensiones de un agitador de turbina

El agitador deberá cumplir con las siguientes especificaciones:

$$\frac{h_1}{d_1} = 1 \quad (11.17.23)$$

$$\frac{d_2}{d_1} = \frac{1}{3} \quad (11.17.24)$$

$$\frac{h_2}{d_1} = \frac{1}{3} \quad (11.17.25)$$

Siguiendo el mismo método, se ha hecho el diseño de las placas deflectoras que contribuirán a la agitación, y evitara la formación de vórtex en la mezcla. Se ha fijado el número de placas deflectoras en 4, porque es un número habitual. Las relaciones que determinan su anchura es la siguiente:

$$\frac{L_1}{d_1} = \frac{1}{10} \quad (11.17.26)$$

$$\frac{L_2}{d_1} = \frac{1}{50} \quad (11.17.27)$$

Las dimensiones del agitador son las que aparecen en la tabla 11.17.1:

Tabla 11.17.1. Diseño mecánico del agitador para el reactor Fenton

Reactor	D_1 (m)	D_2 (m)	h_1 (m)	h_2 (m)	L_1 (m)	L_2 (m)
Fenton	1,812	0,6	1,81	0,6	0,18	0,036

11.17.2.7.2. Potencia del agitador

Para realizar el cálculo de la potencia del agitador, se deberá primero, hallar el número de Reynolds (que da información sobre el tipo de flujo que existe en el reactor):

$$N_{Re} = \frac{D_2^2 \cdot n \cdot \rho_{mezcla}}{\mu_{mezcla}} = \frac{(0,6m)^2 \cdot 1 \text{ rev/s} \cdot 1003 \frac{Kg}{m^3}}{7,97 \cdot 10^{-4} \frac{Kg}{m \cdot s}} = 459383,97 \quad (11.17.28)$$

Dónde:

$n \rightarrow$ Velocidad de giro del agitador (se ha escogido 60 rpm, normalmente está entre 20 y 150 rpm).

$\rho_{mezcla} \rightarrow$ Densidad de la mezcla que se pretende agitar.

$\mu_{mezcla} \rightarrow$ Viscosidad de la mezcla que se quiere agitar.

Una vez hallado el número de Reynolds, y con la figura 11.17.2, se encuentra el número de potencia (N_p):

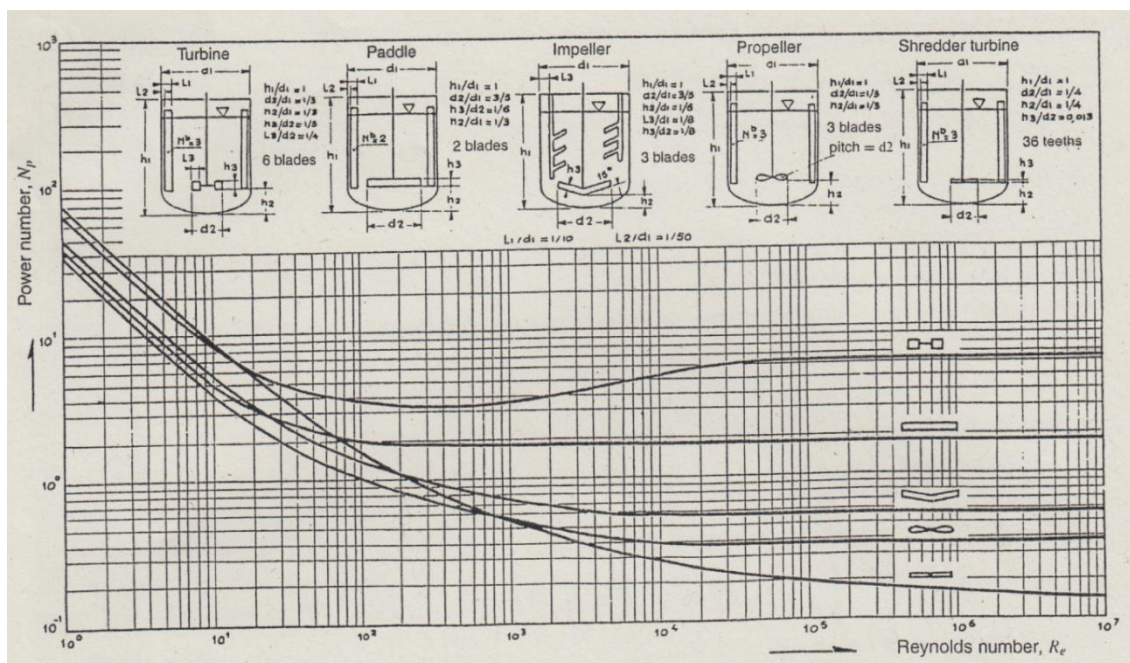


Figura 11.17.2. Relación entre el número de Reynolds y el número de potencia para diferentes tipos de agitador.

Observando la figura 11.17.2, se halla el número de potencia del agitador

El cálculo de la potencia se realiza con la siguiente expresión:

$$P = \frac{D_a^5 \cdot N_p \cdot n^3 \cdot \rho_{mezcla}}{g} = \frac{(0,64m)^5 \cdot (1 \text{ rev/s})^2 \cdot 1003 \frac{Kg}{m^3} \cdot 0,29}{9,81 \frac{m}{s^2}} \quad (11.17.29)$$

$$P = 2,39 \text{ Kw}$$

11.17.1.3. Reactor coagulador

11.17.1.3.1. Caudal volumétrico de NaOH

Para poder hacer que las sales formadas de hierro precipiten, y poder echar el agua al alcantarillado, esta, debería tener un pH próximo al neutro (pH=7). Este pH se consigue mediante la adición de NaOH al 50% en peso.

$$pH = 7 \rightarrow [H^+] = 10^{-7} = 1 \cdot 10^{-7} \frac{Kmol}{m^3} \quad (11.17.30)$$

Por diferencia se encuentran los protones que se deben neutralizar:

$$[H^+]_{neut} = [H^+]_{pH=2,5} - [H^+]_{pH=8} = 3,1623 \cdot 10^{-3} \frac{Kmol}{m^3} - 1 \cdot 10^{-7} \frac{Kmol}{m^3}$$

$$[H^+]_{neut} = 3,1622 \cdot 10^{-3} \frac{Kmol}{m^3} \quad (11.17.31)$$

Por tanto, el caudal necesario para neutralizar estos protones se calculo con la siguiente expresión:

$$Q_{NaOH} = \frac{[H^+]_{neut} \cdot (Q_T + Q_{H_2O_2} + Q_{H_2SO_4} + Q_{FeSO_4}) \cdot PM_{NaOH}}{conc. \text{ solución} \cdot \rho_{\text{solución}}} \quad (11.17.32)$$

$$= \frac{3,1622 \cdot 10^{-3} \frac{Kmol}{m^3} \cdot (3,65 + 0,8055 + 2,06 \cdot 10^{-5} + 0,2256) \frac{m^3}{h} \cdot 39,997 \frac{Kg}{Kmol}}{\frac{50 \text{ Kg NaOH}}{100 \text{ Kg solución}} \cdot 1191 \frac{Kg}{m^3}}$$

$$Q_{NaOH} = 9,94 \cdot 10^{-4} \frac{m^3}{h}$$

11.17.1.3.3. Dimensionamiento del reactor coagulador

Se sigue el mismo procedimiento que en el dimensionamiento del reactor Fenton, cogiendo un tiempo de residencia de 2 horas y calculando el volumen como:

$$V_{co} = \frac{Q_T + Q_{H_2O_2} + Q_{H_2SO_4} + Q_{NaOH} + Q_{FeSO_4}}{\tau} \quad (11.17.33)$$

$$V_{co} = \frac{(3,65 + 0,8055 + 2,06 \cdot 10^{-5} + 9,46 \cdot 10^{-4} + 0,2256) \frac{m^3}{h}}{2 h} = 2,34 m^3$$

Fijando la relación entre diámetro y altura del reactor en 2, se obtiene el diámetro del reactor mediante la siguiente expresión:

$$V_{co} = \frac{\pi}{4} D_{co}^2 \cdot 2 \cdot D_{co} \rightarrow D_{co} = \sqrt[3]{\frac{V_{co} \cdot 4}{2 \cdot \pi}} \quad (11.17.34)$$

$$D_{co} = \sqrt[3]{\frac{2,34 m^3 \cdot 4}{2 \cdot \pi}} = 1,14 m$$

Por lo tanto:

$$H_{co} = 2 \cdot D_{co} = 2 \cdot 1,14 m = 2,28 m \quad (11.17.35)$$

Se sobredimensiona la altura del reactor y se suman 0,5 m de la profundidad del fondo, por lo que la altura acaba siendo de 3,5 m. Por lo tanto, el volumen real del tanque será de:

$$V_{co, real} = \frac{\pi}{4} D_{fenton}^2 \cdot H_{fenton} = \frac{\pi}{4} \cdot (1,14 m)^2 \cdot 3,5 m = 3,59 m^3 \quad (11.17.36)$$

El espesor de pared se ha calculado de forma análoga a la calculada para los tanques de almacenamiento (11.1). Y se ha obtenido un espesor de 12 mm tanto para las paredes del cilindro, como para el fondo toriesférico.

11.17.1.3.4. Sistema de agitación

11.17.1.3.4.1. Dimensionamiento del agitador

Para hacer el diseño de este sistema de agitación, se ha seguido exactamente el mismo procedimiento que en el apartado anterior, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 11.17.2. Muestra las dimensiones del agitador del reactor coagulador.

<i>Reactor</i>	<i>D₁ (m)</i>	<i>D₂ (m)</i>	<i>h₁ (m)</i>	<i>h₂ (m)</i>	<i>LI(m)</i>	<i>L₂ (m)</i>
<i>Coagulador</i>	<i>1,14</i>	<i>0,38</i>	<i>1,14</i>	<i>0,38</i>	<i>0,11</i>	<i>0,023</i>

11.17.3.4.2. Potencia del agitador

Se sigue el mismo procedimiento que en el caso del reactor Fenton, y se obtienen los siguientes resultados.

Tabla 11.17.3. Potencia del agitador del reactor coagulador

<i>n (rev/s)</i>	<i>ρ_{mezcla} (Kg/m³)</i>	<i>μ_{mezcla} (Kg/(m·s))</i>	<i>N_{Re}</i>	<i>N_p</i>	<i>P (KW)</i>
<i>1</i>	<i>1003</i>	<i>7,97·10⁴</i>	<i>1,82·10⁵</i>	<i>0,29</i>	<i>0,24</i>

11.17.1.4. Sedimentador

11.17.1.4.1. Cabal de entrada al sedimentador

$$Q_{sed} = Q_T + Q_{H_2O_2} + Q_{H_2SO_4} + Q_{NaOH} + Q_{FeSO_4} \quad (11.17.37)$$

$$Q_{sed} = 3,65 + 0,8055 + 1,96 \cdot 10^{-5} + 9,94 \cdot 10^{-4} + 0,2256 = 4,68 \frac{m^3}{h}$$

11.17.1.4.2. Dimensionamiento del sedimentador

Se supone una carga superficial de $40 \frac{m^3}{m^2 \cdot d}$ (que es un valor típico de diseño), y se calcula el área del sedimentador:

$$A_{sed} = \frac{Q_{sed}}{C_{sup}} = \frac{4,68 \frac{m^3}{h} \cdot 24 \frac{h}{d}}{40 \frac{m^3}{m^2 \cdot d}} = 2,81 m^2 \quad (11.17.38)$$

El diámetro, por lo tanto, será:

$$D_{sed} = \sqrt{\frac{A_{sed} \cdot 4}{\pi}} = \sqrt{\frac{2,81 \text{ m}^2 \cdot 4}{\pi}} = 1,89 \text{ m} \quad (11.17.39)$$

Fijando una altura de 2 metros, se halla el volumen del sedimentador con la siguiente expresión:

$$V_{sed} = A_{sed} \cdot H_{sed} = 2,81 \text{ m}^2 \cdot 2 \text{ m} = 5,62 \text{ m}^3 \quad (11.17.40)$$

Para un sedimentador, se deberá comprobar que la velocidad horizontal es menor que la velocidad horizontal máxima. El cálculo de la velocidad horizontal máxima es:

$$v_{H,max} = \left[\frac{8 \cdot K \cdot (s - 1) \cdot g \cdot d}{f} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (11.17.41)$$

$$v_{H,max} = \left[\frac{8 \cdot 0,06 \cdot (1,25 - 1) \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 1 \cdot 10^{-4} \text{ m}}{0,025} \right]^{\frac{1}{2}} = 0,069 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Dónde:

$K \rightarrow$ Constante de valor 0,06 cuando no sedimenta arena.

$s \rightarrow$ Gravedad específica de las partículas. Se toma un valor de 1,25.

$g \rightarrow$ Gravedad.

$d \rightarrow$ Diámetro de las partículas. Se toma un valor medio de las partículas que sedimentan.

$f \rightarrow$ Factor adimensional. Valor comprendido entre 0,02 y 0,03. Se ha tomado un valor medio.

Por otro lado, la velocidad horizontal, se calcula como:

$$v_H = \frac{Q_{sed}}{A_{sed}} = \frac{3,65 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{2,81 \text{ m}^2} = 4,63 \cdot 10^{-4} \frac{\text{m}}{\text{s}} \quad (11.X.X)$$

Como se puede observar, la velocidad horizontal es menor a la máxima, por lo tanto, el diseño es correcto.

Por último se deberá comprobar que el tiempo de residencia en el sedimentador se encuentre dentro de los valores típicos.

Tabla 11.17.4. Tabla que muestra los valores típicos de tiempo de residencia en sedimentadores.

Decantación Primaria	<i>Tiempo de retención (h)</i>		
	Valor mínimo	Valor típico	Valor máximo
A caudal medio	1,5	2,0	3,0
A caudal máximo	1,0	1,5	2,0

Ahora se calcula el tiempo de residencia del sedimentador diseñado:

$$\tau_{sed} = \frac{V_{sed}}{Q_{sed}} = \frac{5,62 \text{ m}^3}{4,68 \frac{\text{m}^3}{h}} = 1,2 \text{ h} \quad (11.17.42)$$

Como se puede observar, el tiempo de residencia se encuentra dentro de los márgenes que marca la tabla anterior.

Al finalizar el tratamiento, el afluente se lleva al alcantarillado, e irá a parar a la EDAR de la población, dónde se le aplicaran los tratamientos pertinentes.

El afluente cumplirá la legislación, ya que se han eliminado todos los compuestos tóxicos, y la DQO será muy menor al límite marcado por la legislación.

11.18 Tuberías

11.18.1. Cálculo del diámetro nominal

Para el cálculo de tuberías necesarias para el correcto transporte de fluidos en el interior de la planta el diámetro interno necesario para que dichos fluidos puedan circular a la velocidad deseada representa el parámetro crítico para el buen dimensionamiento de las tuberías. Dado que se tiene el flujo volumétrico de todos los corrientes, tanto de proceso como de servicio, tan solo hace falta determinar la velocidad de paso del fluido para obtener el área de paso, y con ésta podremos saber el diámetro interno:

$$S = \frac{Q_v}{v} \quad (11.18.1)$$

$$D_{in} = \sqrt{\frac{S \cdot 4}{\pi}} \quad (11.18.2)$$

S = Área de paso (m^2)

D_{in} = Diámetro interno (m)

Q_v = Caudal volumétrico (m^3/h)

v = Velocidad de paso (m/s)

La velocidad de paso del fluido se extra de la siguiente tabla, donde se muestran las velocidades típicas para diferentes tipos de fluido:

Tabla 11.18.1: Velocidades de paso típicas para diversos tipos de fluido circulando en diversos tipos de tuberías

TIPO DE FLUIDO	TRAMO DE CIRCULACIÓN	VELOCIDAD (m/s)
Líquido no viscoso	Tubería de aspiración	0,6-0,9
	Tubería de impulsión	1,5-2,5
Líquido viscoso	Tubería de aspiración	0,06-0,25
	Tubería de impulsión	0,15-0,6
Gases		9-36
Vapor		9-26

Se escogen valores medios e las velocidades encontradas, y con ellas se calcula posteriormente el diámetro interno. Una vez se ha obtenido el diámetro, se calcula el diámetro nominal observando la tabla proporcionada por USA Industries, INC., procurando no escoger diámetros internos demasiado cercanos al de diseño para evitar problemas.

11.18.2. Aislamiento de tuberías

El cálculo del espesor de aislamiento óptimo se realiza con el programa Insulan, proporcionado por la empresa Calorcol S.A. Para el aislamiento se elige mantas aislantes de lana de roca de 100 kg/m^3 . Para hacer el cálculo se toma como temperatura interior la temperatura de diseño de la columna 109.4°C , se define una temperatura deseada en la superficie de 45°C , y se define una temperatura ambiente de 25°C y una velocidad superficial del aire de $0,5 \text{ m/s}$, además se especifica el diámetro nominal de la columna. Se escoge un acabado en acero inoxidable, indicando que la superficie desnuda es de acero inoxidable.

Estas condiciones pueden observarse en la figura 11.18.1, en la que se muestra como calcular el espesor para una tubería de tubería 2" de diámetro y 110°C de temperatura de diseño.

Cálculo de Espesor Óptimo - Pérdida de Calor - Tuberías [1]

CALORCOL
· LANA MINERAL DE ROCA ·
Mantas para Tubería

Datos de Entrada:

Temperatura Interior:	110	°C
Temperatura Superficie Aislamiento:	45	°C
Temperatura Ambiente:	25	°C
Velocidad del Aire:	5	m/s
Diámetro de la tubería a aislar:	2	plg
Superficie Exterior Aislamiento:	7	
Código Material:		Emisividad:
		0.13

Calcular Cancelar Graficar Consultar

CALORCOL S.A. Calle 46 N° 71 - 121 Copacabana (Antioquia - Colombia)
PBX: (574) 274 41 49 FAX: (574) 274 56 92 Email: info@calorcol.com Web: http://www.calorcol.com

Figura 11.18.1. Interfaz del programa Insulan para el cálculo del espesor de aislamiento óptimo.

El espesor óptimo calculado por el programa para la tubería de características descritas es de 0,91".