



PLANTA DE PRODUCCIÓN DE CLOROBENCENO

Universidad Autónoma de Barcelona

ESCUELA DE INGENIERIA

Trabajo de Fin de Grado

GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

TUTORA:

M^a Eugenia Suárez Ojeda

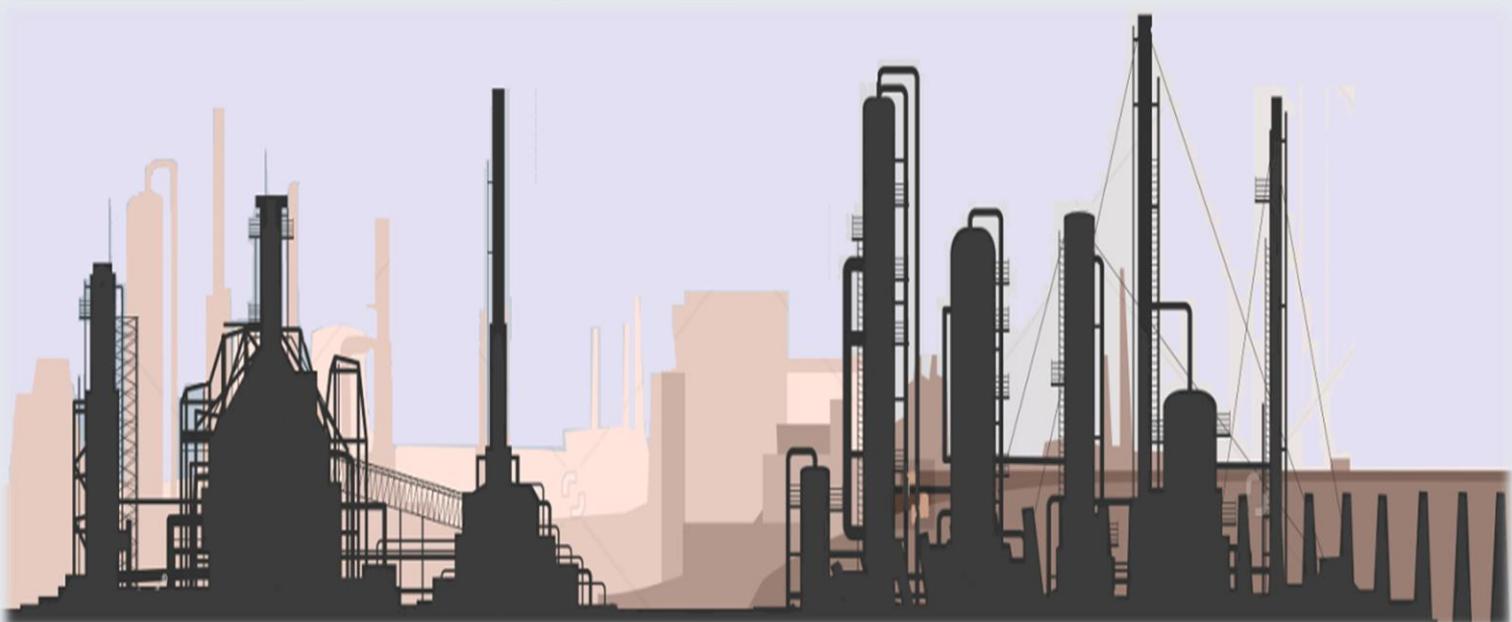
Aymà Garcia, Irina

Luque Luceno, Raúl

Rodríguez Bohoyo, Carlos

Sellarès Feiner, Santi

Cerdanyola del Vallès, Junio 2017



PLANTA DE PRODUCCIÓN DE CLOROBENCENO

CAPÍTULO 11: Manual de cálculo



ÍNDICE

11.1 INTRODUCCIÓN	1
11.2 DISEÑO DE TANQUES	1
11.2.1 Consideraciones y características de diseño	2
11.2.2 Cálculo para el diseño de los tanques de almacenamiento	5
11.2.3 Cálculo del venteo de emergencia de los tanques.....	18
11.2.4 Cálculo de las cubetas de retención	19
11.3 DISEÑO DE LOS REACTORES	21
11.3.1 Reactores de cloración.....	21
11.3.2 Reactor de neutralización del catalizador	35
11.4 DISEÑO DE LAS COLUMNAS DE DESTILACIÓN	36
11.4.1 Introducción.....	36
11.4.2 Selección de las condiciones de operación i cálculo riguroso de los parámetros teóricos de la columna.....	37
11.4.3 Elección, diseño y dimensionamiento interno	38
11.4.4 Diseño y calculo exterior de la columna.....	43
11.5 DISEÑO COLUMNA FLASH	48
11.5.1 Introducción.....	48
11.5.2 Selección de las condiciones de operación	49
11.5.3 Elección, diseño y dimensionamiento interno	49
11.5.4 Diseño y cálculo exterior de la columna.....	51
11.6 DISEÑO TORRES DE ABSORCION	51
11.6.1 Introducción.....	51
11.6.2 Absorción Falling film	52
11.6.3 Columna de absorción.....	62
11.7 DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR	63

11.7.1	Diseño del equipo.....	64
11.7.2	Resultados obtenidos en el Aspen Exchanger.....	69
11.8	DISEÑO DEL MEZCLADOR.....	73
11.8.1	Introducción.....	73
11.8.2	Estudio de la solubilidad de FeCl ₃ en benceno.....	73
11.8.3	Balance energético del reactor.....	73
11.8.4	Diseño de la agitación.....	75
11.9	DISEÑO DEL DECANTADOR.....	76
11.9.1	Introducción.....	76
11.9.2	Diseño mecánico del decantador.....	76
11.9.3	Cálculo de los diferentes parámetros de un decantador.....	78
11.10	DISEÑO DE TUBERIAS.....	79
11.10.1	Cálculo del diámetro nominal.....	79
11.10.2	Aislante de tuberías.....	82
11.11	ELECCIÓN DE BOMBAS Y COMPRESORES.....	83
11.11.1	Elección de bombas.....	83
11.11.2	Elección de compresores.....	85
11.12	DISEÑO DE TANQUES DE REFLUJO.....	87
11.12.1	Condiciones y características de diseño de los tanques de reflujo.....	87
11.12.2	Dimensionamiento de los tanques de reflujo.....	89
11.12.4	Diseño mecánico de los tanques de reflujo.....	90
11.13	DISEÑO DE TRATAMIENTO DE VENTEOS.....	90
11.13.1	Unidades con Recipientes de Carbón Desechables.....	91
11.13.2	Cálculo de la polarización relativa, Γ	92
11.13.3	Estimación de los requerimientos de carbón.....	93
11.14	SERVICIOS.....	93

11.14.1 Torres de refrigeración	94
11.14.2 Chillers	96
11.14.3 Calderas.....	97
11.14.4 Descalcificadoras	98
11.14.5 Tanque de nitrógeno	98
11.14.6 Sistema de aire comprimido	101
11.15 BIBLIOGRAFÍA	102

11.1 INTRODUCCIÓN

En el manual de cálculos se ha recogido la explicación para el diseño de los equipos que componen la planta de producción de clorobenceno.

Al trabajar con productos altamente explosivos, se ha seguido la normativa ATEX (Atmósferas Explosivas). Los equipos dentro de la normativa ATEX son aquellos que trabajan de -20 a 60°C y hasta 0.1bar, (condiciones atmosféricas). Sin embargo indica muy claramente que si estás en ambiente explosivo, aunque se esté fuera de las condiciones mencionadas se han de tomar medidas de protección.

El diseño mecánico y construcción de los equipos a presión seguirán la directiva 97/23/CE y será calculado según el código ASME (American Society Engineers), sección VII división I.

Por otro lado los equipos que trabajen a presión atmosférica se usarán el código API 650 (*American Petroleum Institute*).

11.2 DISEÑO DE TANQUES

Las materias primas y compuestos necesarios como el catalizador o el agente extractor requerirán de unos tanques de almacenaje para cada uno de ellos. De la misma manera, también tendrán tanques de almacenaje, el producto MCB, y los subproductos que se obtienen.

El proyecto ha hecho referencia al *Reglamento de Almacenamiento de Productos Químicos*, el cual estará compuesto por:

- Memoria técnica donde constan la descripción física, el sistema contra incendios, los elementos de seguridad, el estudio de zonas clasificadas...
- Planos que incluirán los mapas geográficos, planos generales, planos de las instalaciones y planos detallados.

- Presupuesto económico
- Instrucciones para su uso, conservación y seguridad de la instalación, por lo que respecta a las personas, bienes y medio ambiente.

Estos tanques como se ha mencionado en el **apartado 2.2 del Capítulo 2: Equipos**, los tanques de almacenamiento pueden ser atmosféricos, a baja presión y recipientes a presión.

El material de construcción que se ha usado para los recipientes de almacenaje será el acero inoxidable, concretamente el acero inoxidable AISI 316L, ya que presenta mayor compatibilidad cuando se trata de sustancias químicas corrosivas.

Los tanques de almacenamiento serán cilíndricos con fondo superior e inferior plano.

11.2.1 Consideraciones y características de diseño

Los tanques se han diseñado según las normas:

ATEX, ASME sección VIII, MIE APQ-1, DIN 4119 (above-ground cylindrical flat-bottom metallic tank), API 650 y EN 12285-2.

A continuación, se resume el manual de cálculos de los espesores de pared de los equipos sometidos a presión interna, con cuerpo cilíndrico, fondo superior e inferior toriesférico. La relación de parámetros utilizados es la siguiente:

- **Presión, P:** Para saber la presión de diseño necesaria de los equipos, se sumará la presión de operación del equipo a la presión hidrostática que ejerza el fluido que contenga. A este valor, se le sumará un valor añadido del 15% del total calculado, por motivos de seguridad. El valor obtenido será el de la presión de diseño, determinado con la siguiente fórmula:

$$P_{dis} = P_{op} + \Delta P + (P_{op} + \Delta P) \cdot 0.2 \quad 11.2 - 1$$

$$P_{dis} = 1.013 + 0.43 + (1.013 + 0.43) \cdot 0.2 = 1.73 \text{ bar}$$

La presión hidrostática se calculará con la siguiente ecuación:

$$\Delta P = \rho \cdot g \cdot h \quad 11.2 - 2$$

$$\Delta P = \frac{\left(866 \frac{kg}{m^3} \cdot 9.81 \frac{m}{s^2} \cdot 5.12m\right)}{101300} = 0.43 \text{ bar}$$

- **Límite elástico, S:** Este variará en función del material elegido y de la temperatura de operación de cada de equipo. Toda la planta se diseñara con acero inoxidable 304-L, acero inoxidable 316-L , titanio y PTFE por las prestaciones mecánicas que presenta y dado que es el mejor acero para los compuestos de la planta. A continuación se muestra una tabla donde se muestra la dependencia del límite elástico con la temperatura en diferentes tipos de acero.

Tabla 11- 1: Valores del límite elástico a distintas temperaturas (Sinnott R.K 1983)

Material	Tensile strength (N/mm ²)	Design stress at temperature °C (N/mm ²)									
		0 to 50	100	150	200	250	300	350	400	450	500
Carbon steel (semi-killed or silicon killed)	360	135	125	115	105	95	85	80	70		
Carbon-manganese steel (semi-killed or silicon killed)	460	180	170	150	140	130	115	105	100		
Carbon-molybdenum steel, 0.5 per cent Mo	450	180	170	145	140	130	120	110	110		
Low alloy steel (Ni, Cr, Mo, V)	550	240	240	240	240	240	235	230	220	190	170
Stainless steel 18Cr/8Ni unstabilised (304)	510	165	145	130	115	110	105	100	100	95	90
Stainless steel 18Cr/8Ni Ti stabilised (321)	540	165	150	140	135	130	130	125	120	120	115
Stainless steel 18Cr/8Ni Mo 2½ per cent (316)	520	175	150	135	120	115	110	105	105	100	95

Para el caso del PTFE (Politetrafluoroetileno) su límite elástico es de 700MPa.^[1]

Factor de soldadura, E: La unión entre las planchas se realiza en equipos a medida mediante soldadura. Este tramo discontinuo donde la afección de los límites del grano del material se ven más expuestas y el material puede quedar debilitado frente a una disminución o aumento de la temperatura de manera súbita, debe considerarse una zona débil del equipo. Por este motivo y según

los puntos de soldadura, se tiene que introducir un coeficiente de soldadura que penalice la tensión máxima admisible. El coeficiente seleccionado es de 0.85.

- **Sobreespesor de corrosión, C1:** Se determina un Sobreespesor de corrosión para compensar la corrosión que van sufriendo los equipos. Este valor oscila entre 1 y 6 mm, que se incrementa al valor obtenido de espesor para resistir las cargas a las que pueden someterse los equipos.

En este caso se utilizará un espesor de $C1=0.002m$

- **Tolerancia de fabricación, C2:** En este aspecto, se añade un Sobreespesor del 10% del espesor obtenido inicialmente en las partes de los equipos en el que el material sufre una deformación, es decir, en las curvaturas de los fondos toriesféricos, ya que se pierde parte del espesor.

- **Factor M:** Este factor muestra la relación entre los dos radios que forman un fondo toriesférico; r y L . En todos los equipos se utilizará la relación $L=10 \cdot r$, y el valor para esta relación se encuentra en la *Figura 11-2*

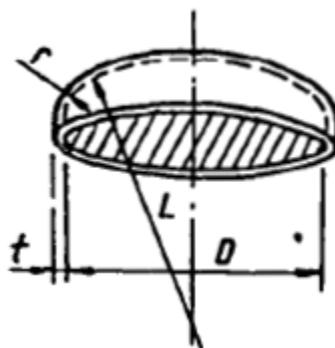


Figura 11- 1: Detalle del fondo toriesférico

VALUES OF FACTOR "M"																	
L/r	1.00	1.25	1.50	1.75	2.00	2.25	2.50	2.75	3.00	3.25	3.50	4.00	4.50	5.00	6.00	6.50	
M	1.00	1.03	1.06	1.08	1.10	1.13	1.15	1.17	1.18	1.20	1.22	1.25	1.28	1.31	1.34	1.36	1.39
L/r	7.00	7.50	8.00	8.50	9.00	9.50	10.0	10.5	11.0	11.5	12.0	13.0	14.0	15.0	16.0	16.5	*
M	1.41	1.44	1.46	1.48	1.50	1.52	1.54	1.56	1.58	1.60	1.62	1.65	1.69	1.72	1.75	1.77	
* THE MAXIMUM ALLOWED RATIO : L = D + 2t (see note 2 on facing page)																	

Figura 11- 2: Valores del coeficiente M según la relación L/r. Fuente Código ASME [2]

- **Velocidad o presión del viento:** La mayor parte de los equipos están instalados en el exterior y están expuestos a condiciones atmosféricas, como la velocidad o presión del viento, que afectará a los tanques con más alturas. Pero en este diseño se considera que es demasiado pequeña para tenerla en cuenta.

11.2.2 Cálculo para el diseño de los tanques de almacenamiento

Los tanques de almacenamiento del Benceno, Cloro y Cloruro de hierro III (FeCl₃) se han diseñado para abastecer las necesidades de producción de la planta.

11.2.2.1 Tanque de almacenamiento de benceno

A continuación, se muestran los cálculos pertinentes para el diseño del tanque de almacenamiento del benceno. Esta materia primera llega por tubería que conecta con el parque de tanques de almacenamiento. Está diseñado para cubrir las necesidades 48 horas de producción.

$$V_{total} = \left(\frac{Q_m \cdot t_{al}}{\rho_{benceno}} \right) + \left(\frac{Q_m \cdot t_{al}}{\rho_{benceno}} \right) \cdot 0.2 \quad 11.2 - 3$$

Donde Q_m , es el cabal másico y t_{al} , es el cabal de almacenamiento

$$V_{total} = \frac{6978 \frac{Kg}{h} \cdot 48h}{866 \frac{kg}{m^3}} \cdot 1.2 = 464.13m^3 \sim 465m^3$$

Se detallan los cálculos de las dimensiones del tanque que tiene recipiente de cilíndrico:

$$V_{\text{cilindro}} (m^3) = \frac{1.5}{4} \pi \cdot D_{int}^3 \quad 11.2 - 4$$

$$V_{\text{cilindro}} = \frac{1.5}{4} \pi \cdot (4m)^3 = 80.42 m^3 \sim 81m^3$$

$$V_{\text{toriesférico}} (m^3) = \frac{1}{12} \pi \cdot D_{int}^3 \quad 11.2 - 5$$

$$V_{\text{toriesférico}} = \frac{1}{12} \pi \cdot (4m)^3 = 16.76 m^3 \sim 17m^3$$

$$V_{\text{tanque}} (m^3) = V_{\text{cilindro}} + V_{\text{toriesférico}} \quad 11.2 - 6$$

$$V_{\text{tanque}} = 80.42m^3 + 16.76m^3 = 97.18m^3 \sim 98m^3$$

$$H_{\text{tanque}} (m) = (\text{rang entre } 1.5 - 1.75) \cdot D_{int} \quad 11.2 - 7$$

$$H_{\text{tanque}} = 1.6 \cdot 4.0m = 6.4 m$$

$$H_{\text{toriesférico}} (m) = 0.2 \cdot D_{int} - 0.35 \cdot \text{espesor} \quad 11.2 - 8$$

$$H_{\text{toriesférico}} = 0.2 \cdot 4.0m - 0.35 \cdot 0.005m = 0.798m \sim 0.8m$$

$$H_{\text{total}} (m) = H_{\text{tanque}} + H_{\text{toriesférico}} \quad 11.2 - 9$$

$$H_{\text{total}} = 6.4m + 0.798m = 7.18m \sim 7.2m$$

Dónde:

Dint es el diámetro interno del tanque en metros.

A continuación se muestran los cálculos de la presión de diseño de los tanques.

- **Cálculo de la altura del líquido:**

$$H_{\text{liq}} (m) = 80\% \cdot H_{\text{tanque}} \quad 11.2 - 10$$

$$H_{\text{liq}} = 0.8 \cdot 6.4m = 5.12m$$

Donde ***Hliq*** es la altura del líquido en el tanque en metros.

A continuación se muestran los cálculos del espesor del tanque:

- **Cálculo del espesor de la parte cilíndrica:**

$$\begin{aligned} & \text{Espesor de la pared (mm)} \\ & = \frac{P_{dis} \cdot \left(\frac{D_{int}}{2}\right)}{S \cdot E - 0.6 \cdot P_{dis}} + C1 + C2 \end{aligned} \quad 11.2 - 11$$

$$\text{Espesor pared} = \frac{1.73 \text{ bar} \cdot \left(\frac{4.00}{2}\right) \text{m}}{1650 \text{ bar} \cdot 0.85 - 0.6 \cdot 1.73 \text{ bar}} + 0.002 \text{m} + 0.00025 \text{m} = 0.005 \text{m} = 5 \text{mm}$$

Donde ***Pdis*** es la presión de diseño del tanque en bares.

Dint es el diámetro interno del tanque.

S es el límite elástico del material del tanque.

E es el radiografiado = 0.85

C1 es el espesor de corrosión del tanque. = 1mm.

C2 es la tolerancia de la fabricación en mm. 10% de la formula anterior sin contar el milímetro de corrosión.

- **Cálculo del espesor del fondo toriesférico superior (mm)**

$$\text{Espesor del fondo toriesférico} = \frac{M \cdot P_{dis} \cdot L}{S \cdot E - 0.2 \cdot P_{dis}} + C1 + C2 \quad 11.2 - 12$$

$$\begin{aligned} & \text{Espesor fondo toriesférico} \\ & = \frac{1.196 \cdot 1.73 \text{bar} \cdot 3.60 \text{m} \cdot 1.2}{2 \cdot 1650 \text{bar} \cdot 0.85 - 0.2 \cdot 1.7 \text{bar} \cdot 1.2} + 0.002 + 0.00025 \\ & = 0.005 \text{m} = 5 \text{mm} \end{aligned}$$

Donde ***Pdis*** es la presión de diseño del tanque en bares.

L es el diámetro interno en metros.

Donde ***Pdis*** es la presión de diseño del tanque, en este caso, se tiene en cuenta la presión que ejerce el líquido en el tanque.

- **Cálculo del espesor del fondo plano(mm):**

Para saber el espesor del fondo plano se ha consultado la siguiente tabla que se menciona.

Tabla 11- 2: Valores para los espesores de fondo plano. Fuente: API 650^[3]

Espesor Mínimo (mm) del Primer Anillo del Cuerpo	Esfuerzo Calculado para Prueba Hidrostática en el Primer Anillo del Cuerpo (Kg/cm ²)			
	<1989	<2109	<2320	<2530
t < 19.05	6.35	6.35	7.14	8.73
09.05 < 25.4	6.35	7.14	9.52	11.11
25.4 < 31.75	6.35	8.73	11.91	14.28
31.75 < 38.10	7.93	11.11	14.28	17.46
38.10 < 44.45	8.73	12.7	15.87	19.05

A continuación se muestran los cálculos empleados para saber el peso de los tanques de almacenamiento, ya se encuentren vacíos, con agua o con producto:

- **Cálculo del diámetro interno y externo del toriesférico superior e inferior:**

$$D_{int \text{ toriesférico}} (m) = (12 \cdot V_{\text{toriesférico}})^{\frac{1}{3}} \quad 11.2 - 13$$

$$D_{int \text{ toriesférico}} = (12 \cdot 16.76m^3)^{\frac{1}{3}} = 5.86 m$$

$$D_{ext \text{ toriesférico}} (m) = D_{int \text{ tori}} + 2 \cdot \left(\frac{\text{Espesor part tori}}{1000} \right) \quad 11.2 - 14$$

$$D_{ext \text{ toriesférico}} = 5.86 m + (2 \cdot 0.005m) = 5.87m$$

- **Cálculo del peso del tanque vacío:**

$$P_{\text{cilindro vacío}} (kg) = \rho_{\text{acer}} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D_{ext \text{ tori}}^2 - D_{int \text{ tori}}^2) \cdot H_{\text{tanque}} \quad 11.2 - 15$$

$$P_{\text{cilindro vacío}} = 7960 \frac{kg}{m^3} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (5.87^2 - 5.86^2) m^2 \cdot 6.4m = 3023.6kg$$

$$P_{\text{tori vacío}} (kg) = \rho_{\text{acer}} \cdot \left(\frac{1}{12} \cdot D_{ext \text{ tori}}^3 - \frac{1}{12} \cdot D_{int \text{ tori}}^3 \right) \quad 11.2 - 16$$

$$P_{\text{tori vacío}} = 7960 \frac{kg}{m^3} \cdot \left(\frac{1}{12} 5.87^3 - \frac{1}{12} 5.86^3 \right) m^3 = 2108.2kg$$

$$P_{\text{plano vacío}} (kg) = \frac{\rho_{\text{acer}} \cdot \text{espesor}}{1000} \cdot \pi \cdot \left(\frac{D_{ext}}{2} \right)^2 \quad 11.2 - 17$$

$$P_{\text{plano vacío}} = (7960 \frac{kg}{m^3} \cdot \left(\frac{6.35}{1000} \right) m \cdot \pi \cdot \left(\frac{4.01}{2} \right)^2 m^2 = 638.18kg$$

$$P_{\text{total vacío}} (kg) = P_{\text{cilindro vacío}} + P_{\text{fondo sup}} + P_{\text{fondo inf}} \quad 11.2 - 18$$

$$P_{\text{total vacío}} = 3023.6 kg + 2108.2kg + 638.18kg = 5770.06 kg \sim 5.8tn$$

- **Cálculo del peso del tanque con agua:**

$$P_{\text{agua}} (kg) = P_{\text{total vacío}} + \rho_{\text{agua}} \cdot \left(\frac{\text{Volumen total}}{n^{\circ} \text{ de tanques}} \right) \quad 11.2 - 19$$

$$P_{\text{agua}} = 5770.06 \text{kg} + \frac{\left(1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot \left(\frac{464.13}{5}\right) \text{m}^3\right)}{1000 \frac{\text{kg}}{\text{tn}}} = 102.7 \text{tn} \sim 103 \text{tn}$$

Donde la ρ *relativa* es la relación entre la densidad del producto deseada con la densidad del agua.

- **Cálculo del peso del tanque con producto:**

$$P_{\text{benceno}}(\text{kg}) = P_{\text{total vacío}} + \rho_{\text{relativa}} \cdot \left(\frac{\text{Volumen total}}{n^{\circ} \text{ de tanques}}\right) \quad 11.2 - 20$$

$$P_{\text{benceno}} = 5570.06 \text{kg} + \frac{\left(866 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot \left(\frac{464.13}{5}\right) \text{m}^3\right)}{1000 \frac{\text{kg}}{\text{tn}}} = 89.7 \text{tn} \sim 90 \text{tn}$$

En la tabla siguiente se muestran los resultados obtenidos para el cálculo de los tanques de benceno, se dispondrá de **10** tanques de benceno, estos serán idénticos. En la tabla aparecen los parámetros de dimensionamiento, los resultados y la ecuación utilizada:

Tabla 11- 3: Valores obtenidos para el diseño de los tanques de almacenamiento de benceno

ESPECIFICACIONES DE DISEÑO	UNIDADES	BENCENO	ECUACIÓN UTILIZADA
CABAL MÁSIKO	kg/día	167472.0	-
CABAL MÁSIKO	kg/h	6978.0	-
PESO MOLECULAR	g/mol	78.1	-
DENSIDAD PRODUCTO	kg/m ³	866.0	-
VOLUMEN TOTAL	m ³	464.1	ecuación 11.2-3
VOLUMEN CILINDRO	m ³	80.4	ecuación 11.2-4
VOLUMEN TORIESFERICO SUP	m ³	16.8	ecuación 11.2-5
VOLUMEN TANQUE	m ³	97.2	ecuación 11.2-6
DIAMETRO INTERNO CILINDRO	m	4.0	-
ALTURA TANQUE CILÍNDRICO	m	6.4	ecuación 11.2-7
ALTURA TORI	m	0.8	ecuación 11.2-8
ALTURA TOTAL	m	7.2	ecuación 11.2-9
ALTURA LIQUIDO	m	5.1	ecuación 11.2-10
PRESIÓN OPERACIÓN	bar	1.01	-
PRESIÓN HIDROSTÁTICA	bar	0.43	ecuación 11.2- 2
PRESIÓN DE DISEÑO	bar	1.73	ecuación 11.2-1
ESPESOR PARTE CILINDRICA	m	0.005	ecuación 11.2-11
ESPESOR FONDO SUPERIOR TORI	m	0.005	ecuación 11.2-12
ESPESOR FONDO PLANO	m	0.006	
DIAMETRO INTERNO TORI SUPERIOR	m	5.86	ecuación 11.2-13
DIAMETRO EXTERNO TORI SUPERIOR	m	5.87	ecuación 11.2-14
PESO CILINDRO VACIO	tn	3.02	ecuación 11.2-15
PESO TORI SUPERIOR VACIO	tn	2.04	ecuación 11.2-16
PESO FONDO PLANO INFERIOR VACIO	kg	638.2	ecuación 11.2-17
PESO TOTAL VACIO	tn	5.71	ecuación 11.2-18
PESO TANQUE LLENO DE AGUA	tn	102.9	ecuación 11.2-19
PESO TANQUE LLENO DE BENCENO	tn	89.9	ecuación 11.2-20
DATOS DEL MATERIAL Y PROPIEDADES NECESARIAS			
LÍMITE ELÁSTICO MATERIAL (S)	bar	1750	-
FACTOR DE SOLDADURA MATERIAL (E)	-	0.85	-
FACTOR C1	m	0.002	-
FACTOR C2		0.0018	-

11.2.2.2 Tanque de almacenamiento de cloro

El cloro se almacenará en estado líquido, y para su dimensionamiento se ha seguido el ITC MIE APQ-3. El cloro se almacenará en recipientes fijos, y no debe superar los 1250 kg de cloro por m³ de capacidad. Y su disposición será horizontal.

Tabla 11- 4: Valores obtenidos para el dimensionamiento del tanque de almacenaje de cloro

ESPECIFICACIONES DE DISEÑO	UNIDADES	CLORO	ECUACIÓN UTILIZADA
CABAL MÁSIKO	kg/día	142946,16	-
CABAL MÁSIKO	kg/h	5956,09	-
PESO MOLECULAR	g/mol	78,110	-
DENSIDAD PRODUCTO	kg/m ³	1550	-
VOLUMEN TOTAL	m ³	221,3	ecuación 11.2-3
VOLUMEN CILINDRO	m ³	55,3	ecuación 11.2-4
VOLUMEN TORIESFERICO SUP	m ³	12,3	ecuación 11.2-5
VOLUMEN TANQUE	m ³	67,6	ecuación 11.2-6
DIAMETRO INTERNO CILINDRO	m	3,6	-
LONGITUD PARTE CILÍNDRICA	m	5,41	ecuación 11.2-7
ALTURA TORI	m	0,71	ecuación 11.2-8
LONGITUD TOTAL	m	6,83	ecuación 11.2-9
ALTURA LIQUIDO	m	2,89	ecuación 11.2-10
PRESIÓN OPERACIÓN	bar	10,00	-
PRESIÓN HIDROSTÁTICA	bar	0,43	ecuación 11.2- 2
PRESIÓN DE DISEÑO	bar	12,52	ecuación 11.2-1
ESPEJOR PARTE CILINDRICA	m	0,036	ecuación 11.2-11
ESPEJOR LATERALES TORI	m	0,020	ecuación 11.2-12
DIAMETRO INTERNO TORI	m	5,28	ecuación 11.2-13
DIAMETRO EXTERNO TORI	m	5,33	ecuación 11.2-14
PESO CILINDRO VACIO	tn	18	ecuación 11.2-15
PESO TORI	tn	7,2	ecuación 11.2-16
PESO TOTAL VACIO	tn	32,0	ecuación 11.2-18
PESO TANQUE LLENO DE AGUA	tn	100	ecuación 11.2-19
PESO TANQUE LLENO DE CLORO	tn	137	ecuación 11.2-20
DATOS DEL MATERIAL Y PROPIEDADES NECESARIAS			
LÍMITE ELÁSTICO MATERIAL (S)	bar	1750	-
FACTOR DE SOLDADURA MATERIAL (E)	-	0,85	-
FACTOR C1	m	0,002	-
FACTOR C2		0,0018	-

11.2.2.3 Tanque de almacenamiento de MCB

A continuación se muestra una Tabla con los valores calculados para el dimensionamiento del tanque de MCB, para la producción de dos días.

Tabla 11- 5: Valores obtenidos para el tanque de almacenamiento de MCB

ESPECIFICACIONES DE DISEÑO	UNIDADES	BENCENO	ECUACIÓN UTILIZADA
CABAL MÁSIKO	kg/día	200000	-
CABAL MÁSIKO	kg/h	8333.33	-
PESO MOLECULAR	g/mol	112.56	-
DENSIDAD PRODUCTO	kg/m ³	1106	-
VOLUMEN TOTAL	m ³	225	ecuación 11.2-5
VOLUMEN CILINDRO	m ³	75	ecuación 11.2-6
VOLUMEN TORIESFERICO SUP	m ³	16.7	ecuación 11.2-7
VOLUMEN TANQUE	m ³	91.7	ecuación 11.2-8
DIAMETRO INTERNO CILINDRO	m	4.0	-
ALTURA TANQUE CILÍNDRICO	m	6.0	ecuación 11.2-9
ALTURA TORI	m	1.13	ecuación 11.2-10
ALTURA TOTAL	m	7.12	ecuación 11.2-11
ALTURA LIQUIDO	m	4.79	ecuación 11.2-12
PRESIÓN OPERACIÓN	bar	1.01	-
PRESIÓN HIDROSTÁTICA	bar	0.52	ecuación 11.2- 2
PRESIÓN DE DISEÑO	bar	1.84	ecuación 11.2-1
ESPEJOR PARTE CILINDRICA	m	0.012	ecuación 11.2-13
ESPEJOR FONDO SUPERIOR TORI	m	0.010	ecuación 11.2-14
DIAMETRO INTERNO TORI SUPERIOR	m	5.85	ecuación 11.2-16
DIAMETRO EXTERNO TORI SUPERIOR	m	5.87	ecuación 11.2-17
PESO CILINDRO VACIO	tn	4.7	ecuación 11.2-18
PESO TORI SUPERIOR VACIO	tn	1.9	ecuación 11.2-19
PESO FONDO PLANO INFERIOR VACIO	kg	782.8	ecuación 11.2-20
PESO TOTAL VACIO	tn	7.4	ecuación 11.2-21
PESO TANQUE LLENO DE AGUA	tn	67.4	ecuación 11.2-22
PESO TANQUE LLENO DE MCB	tn	73.8	ecuación 11.2-23
DATOS DEL MATERIAL Y PROPIEDADES NECESARIAS			
LÍMITE ELÁSTICO MATERIAL (S)	bar	1650	-
FACTOR DE SOLDADURA MATERIAL (E)	-	0.85	-
FACTOR C1	m	0.002	-
FACTOR C2		0.0006	

11.2.2.4 Tanque de almacenamiento de di-clorobenceno (DCB)

Estos tanques están diseñados para almacenar la producción de di-clorobenceno de 48h. A continuación se muestran los valores calculados para el diseño de estos tanques.

Tabla 11- 6: Valores obtenidos para el cálculo de los tanques de almacenamiento de DCB

ESPECIFICACIONES DE DISEÑO	UNIDADES	DICLOROBENCENO	ECUACIÓN UTILIZADA
CABAL MÁSIKO	kg/día	16809.84	-
CABAL MÁSIKO	kg/h	700.41	-
PESO MOLECULAR	g/mol	78.110	-
DENSIDAD PRODUCTO	kg/m ³	1300	-
VOLUMEN TOTAL	m ³	31.0	ecuación 11.2-3
VOLUMEN CILINDRO	m ³	31.8	ecuación 11.2-4
VOLUMEN TORIESFERICO SUP	m ³	7.07	ecuación 11.2-5
VOLUMEN CONO	m ³	3.53	-
VOLUMEN TANQUE	m ³	42.4	ecuación 11.2-6
DIAMETRO INTERNO CILINDRO	m	3.0	-
ALTURA TANQUE CILÍNDRICO	m	4.50	ecuación 11.2-7
ALTURA CONO	m	1.50	-
ALTURA TORI	m	0.6	ecuación 11.2-8
ALTURA TOTAL	m	5.10	ecuación 11.2-9
ALTURA LIQUIDO	m	3.60	ecuación 11.2-10
PRESIÓN OPERACIÓN	bar	1.01	-
PRESIÓN HIDROSTÁTICA	bar	0.45	ecuación 11.2- 2
PRESIÓN DE DISEÑO	bar	1.76	ecuación 11.2-1
ESPEJOR FONDO CÓNICO	m	0.004	-
ESPEJOR PARTE CILINDRICA	m	0.004	ecuación 11.2-11
ESPEJOR FONDO SUPERIOR TORI	m	0.005	ecuación 11.2-12
DIAMETRO INTERNO TORI SUPERIOR	m	4.39	ecuación 11.2-13
DIAMETRO EXTERNO TORI SUPERIOR	m	4.44	ecuación 11.2-14
PESO CILINDRO VACIO	tn	1.38	ecuación 11.2-15
PESO TORI SUPERIOR VACIO	kg	911.4	ecuación 11.2-16
PESO FONDO CÓNICO	kg	70.7	ecuación 11.2-17
PESO TOTAL VACIO	tn	2.44	ecuación 11.2-18
PESO TANQUE LLENO DE AGUA	tn	41.3	ecuación 11.2-19
PESO TANQUE LLENO DE DCB	tn	53.0	ecuación 11.2-20
DATOS DEL MATERIAL Y PROPIEDADES NECESARIAS			
LÍMITE ELÁSTICO MATERIAL (S)	bar	1750	-
FACTOR DE SOLDADURA MATERIAL (E)	-	0.85	-
FACTOR C1	M	0.002	-
FACTOR C2		0.0018	-

11.2.2.5 Tanque de almacenamiento de ácido clorhídrico (HCl)

A continuación se muestra una tabla resumen con los valores obtenidos para el cálculo del diseño del tanque de almacenamiento de ácido clorhídrico al 32.3%, producido durante 48h. En el caso del ácido clorhídrico se usará el PTFE como material de construcción del tanque ya que éste en presencia de agua es muy corrosivo. También será necesario un transporte especial para estos tanques ya que su diámetro es superior a los 4m.

Tabla 11- 7: Valores obtenidos para el diseño del tanque de ácido clorhídrico.

ESPECIFICACIONES DE DISEÑO	UNIDADES	HCl	ECUACIÓN UTILIZADA
CABAL MÁSIKO	kg/día	203927.7	-
CABAL MÁSIKO	kg/h	8497	-
PESO MOLECULAR	g/mol	78.110	-
DENSIDAD PRODUCTO	kg/m ³	1190	-
VOLUMEN TOTAL	m ³	411.3	ecuación 11.2-3
VOLUMEN CILINDRO	m ³	102.8	ecuación 11.2-4
VOLUMEN TORIESFERICO SUP	m ³	22.8	ecuación 11.2-5
VOLUMEN TANQUE	m ³	125.7	ecuación 11.2-6
DIAMETRO INTERNO CILINDRO	m	4.4	-
ALTURA TANQUE CILÍNDRICO	m	6.65	ecuación 11.2-7
ALTURA TORI	m	0.89	ecuación 11.2-8
ALTURA TOTAL	m	7.5	ecuación 11.2-9
ALTURA LIQUIDO	m	5.3	ecuación 11.2-10
PRESIÓN OPERACIÓN	bar	1.01	-
PRESIÓN HIDROSTÁTICA	bar	0.61	ecuación 11.2- 2
PRESIÓN DE DISEÑO	bar	1.95	ecuación 11.2-1
ESPEJOR PARTE CILINDRICA	m	0.003	ecuación 11.2-11
ESPEJOR FONDO INFERIOR PLANO	m	0.006	-
ESPEJOR FONDO SUPERIOR TORI	m	0.002	ecuación 11.2-12
DIAMETRO INTERNO TORI SUPERIOR	m	6.5	ecuación 11.2-13
DIAMETRO EXTERNO TORI SUPERIOR	m	6.5	ecuación 11.2-14
PESO CILINDRO VACIO	tn	0.57	ecuación 11.2-15
PESO TORI SUPERIOR VACIO	tn	0.36	ecuación 11.2-16
PESO FONDO PLANO INFERIOR VACIO	kg	94.6	ecuación 11.2-17
PESO TOTAL VACIO	tn	1.02	ecuación 11.2-18
PESO TANQUE LLENO DE AGUA	tn	126.7	ecuación 11.2-19
PESO TANQUE LLENO DE BENCENO	tn	150.6	ecuación 11.2-20
DATOS DEL MATERIAL Y PROPIEDADES NECESARIAS			
LÍMITE ELÁSTICO MATERIAL (S)	bar	1750	-
FACTOR DE SOLDADURA MATERIAL (E)	-	0.85	-
FACTOR C1	M	0.002	-
FACTOR C2		0.0018	-

11.2.2.6 Tanque de almacenamiento del catalizador (FeCl_3)

Se ha diseñado el tanque de almacenamiento del catalizador para guardar la cantidad necesaria para la producción de 1 semana. Y el material usado para dicho tanque es el titanio ya que es el más compatible para el material que alberga.

Tabla 11- 8: Valores obtenidos para el diseño de los tanques de catalizador

ESPECIFICACIONES DE DISEÑO	UNIDADES	FeCl_3	ECUACIÓN UTILIZADA
CABAL MÁSIKO	kg/día	9360	-
CABAL MÁSIKO	kg/h	390	-
PESO MOLECULAR	g/mol	162.2	-
DENSIDAD PRODUCTO	kg/m ³	2900	-
VOLUMEN TOTAL	m ³	60	ecuación 11.2-3
VOLUMEN CILINDRO	m ³	26.84	ecuación 11.2-4
VOLUMEN TORIESFERICO SUP	m ³	5.97	ecuación 11.2-5
VOLUMEN CONO INFERIOR	m ³	3.16	-
VOLUMEN TANQUE	m ³	35.970	ecuación 11.2-6
DIAMETRO INTERNO CILINDRO	m	2.84	-
ALTURA TANQUE CILÍNDRICO	m	4.25	ecuación 11.2-7
ALTURA CONO	m	1.50	-
ALTURA CABEZA TORIESFÉRICA	m	0.600	ecuación 11.2-8
ALTURA TOTAL	m	6.350	ecuación 11.2-9
ALTURA LIQUIDO	m	5.08	ecuación 11.2-10
PRESIÓN OPERACIÓN	bar	1.01	-
PRESIÓN HIDROSTÁTICA	bar	-	ecuación 11.2- 2
PRESIÓN DE DISEÑO	bar	2.43	ecuación 11.2-1
ESPEJOR PARTE CILINDRICA	m	0.004	ecuación 11.2-11
ESPEJOR FONDO CÓNICO	m	0.001	-
ESPEJOR FONDO SUPERIOR TORI	m	0.003	ecuación 11.2-12
DIAMETRO INTERNO TORI SUPERIOR	m	5.67	ecuación 11.2-13
DIAMETRO EXTERNO TORI SUPERIOR	m	5.68	ecuación 11.2-14
RADIO ABERTURA CONO	m	1.42	-
PESO CILINDRO VACIO	kg	903.10	ecuación 11.2-15
PESO TORI SUPERIOR VACIO	kg	191.70	ecuación 11.2-16
PESO FONDO CÓNICO VACIO	kg	44.5	ecuación 11.2-17
PESO TOTAL VACIO	tn	1.14	ecuación 11.2-18
PESO TANQUE LLENO DE AGUA	tn	25.1	ecuación 11.2-19
PESO TANQUE LLENO DE BENCENO	tn	70.7	ecuación 11.2-20
DATOS DEL MATERIAL Y PROPIEDADES NECESARIAS			
LÍMITE ELÁSTICO MATERIAL (S)	bar	8249	-
FACTOR DE SOLDADURA MATERIAL (E)	-	0.6	-
FACTOR C1	m	0.002	-
FACTOR C2		0.00014	-

11.2.2.7 Tanque de almacenaje de hidróxido de sodio al 50% (NaOH)

El hidróxido de sodio que se utiliza en el proceso se compra al proveedor *Rebain International*, situado en Castelldefels (Barcelona). Y este llega por carretera en camiones cisterna de 1.7m³ cada dos días. El diseño del tanque será de forma cilíndrica para el cuerpo, con el cabezal superior toriesférico y un fondo plano.

Tabla 11- 9: Valores obtenidos para el dimensionamiento del tanque de sosa

ESPECIFICACIONES DE DISEÑO	UNIDADES	NaOH	ECUACIÓN UTILIZADA
CABAL MÁSIKO	kg/día	36000	-
CABAL MÁSIKO	kg/h	1500	-
PESO MOLECULAR	g/mol	78.110	-
DENSIDAD PRODUCTO	kg/m ³	2100	-
VOLUMEN TOTAL	m ³	41.143	ecuación 11.2-3
VOLUMEN CILINDRO	m ³	41.143	ecuación 11.2-4
VOLUMEN TORIESFERICO SUP	m ³	9.143	ecuación 11.2-5
VOLUMEN TANQUE	m ³	64.000	ecuación 11.2-6
DIAMETRO INTERNO CILINDRO	m	3.3	-
ALTURA TANQUE CILÍNDRICO	m	4.90	ecuación 11.2-7
ALTURA TORI	m	0.651	ecuación 11.2-8
ALTURA TOTAL	m	10.457	ecuación 11.2-9
ALTURA LIQUIDO	m	3.92	ecuación 11.2-10
PRESIÓN OPERACIÓN	bar	1.01	-
PRESIÓN HIDROSTÁTICA	bar	0.80	ecuación 11.2- 2
PRESIÓN DE DISEÑO	bar	2.17	ecuación 11.2-1
ESPEJOR PARTE CILINDRICA	m	0.008	ecuación 11.2-11
ESPEJOR FONDO INFERIOR PLANO	m	0.006	
ESPEJOR FONDO SUPERIOR TORI	m	0.004	ecuación 11.2-12
DIAMETRO INTERNO TORI SUPERIOR	m	4.8	ecuación 11.2-13
DIAMETRO EXTERNO TORI SUPERIOR	m	4.8	ecuación 11.2-14
PESO CILINDRO VACIO	kg	3043.38	ecuación 11.2-15
PESO TORI SUPERIOR VACIO	kg	1260.02	ecuación 11.2-16
PESO FONDO PLANO INFERIOR VACIO	kg	510.8	ecuación 11.2-17
PESO TOTAL VACIO	tn	4.81	ecuación 11.2-18
PESO TANQUE LLENO DE AGUA	tn	68.8	ecuación 11.2-19
PESO TANQUE LLENO DE BENCENO	tn	139.2	ecuación 11.2-20
DATOS DEL MATERIAL Y PROPIEDADES NECESARIAS			
LÍMITE ELÁSTICO MATERIAL (S)	bar	1750	-
FACTOR DE SOLDADURA MATERIAL (E)	-	0.85	-
FACTOR C1	M	0.002	-
FACTOR C2		0.0018	-

Tabla 11- 10: Parámetros obtenidos para el tanque de almacenaje de tolueno

ESPECIFICACIONES DE DISEÑO	UNIDADES	TOLUENO	ECUACIÓN UTILIZADA
CABAL MÁSIKO	kg/día	1855.2	-
CABAL MÁSIKO	kg/h	77.3	-
PESO MOLECULAR	g/mol	78.1	-
DENSIDAD PRODUCTO	kg/m ³	870.0	-
VOLUMEN TOTAL	m ³	5.1	ecuación 11.2-3
VOLUMEN CILINDRO	m ³	5.1	ecuación 11.2-4
VOLUMEN TORIESFERICO SUP	m ³	1.1	ecuación 11.2-5
VOLUMEN TANQUE	m ³	6.3	ecuación 11.2-6
DIAMETRO INTERNO CILINDRO	m	1.6	-
ALTURA TANQUE CILÍNDRICO	m	2.4	ecuación 11.2-7
ALTURA TORI	m	0.3	ecuación 11.2-8
ALTURA TOTAL	m	2.8	ecuación 11.2-9
ALTURA LIQUIDO	m	2.0	ecuación 11.2-10
PRESIÓN OPERACIÓN	bar	1.01	-
PRESIÓN HIDROSTÁTICA	bar	0.16	ecuación 11.2- 2
PRESIÓN DE DISEÑO	bar	1.41	ecuación 11.2-1
ESPEJOR PARTE CILINDRICA	m	0.003	ecuación 11.2-11
ESPEJOR FONDO SUPERIOR TORI	m	0.003	ecuación 11.2-12
ESPEJOR FONDO PLANO	m	0.006	
DIAMETRO INTERNO TORI SUPERIOR	m	2.39	ecuación 11.2-13
DIAMETRO EXTERNO TORI SUPERIOR	m	2.40	ecuación 11.2-14
PESO CILINDRO VACIO	kg	290.7	ecuación 11.2-15
PESO TORI SUPERIOR VACIO	kg	208.8	ecuación 11.2-16
PESO FONDO PLANO INFERIOR VACIO	kg	106.4	ecuación 11.2-17
PESO TOTAL VACIO	kg	605.9	ecuación 11.2-18
PESO TANQUE LLENO DE AGUA	tn	6.9	ecuación 11.2-19
PESO TANQUE LLENO DE BENCENO	tn	6.0	ecuación 11.2-20
DATOS DEL MATERIAL Y PROPIEDADES NECESARIAS			
LÍMITE ELÁSTICO MATERIAL (S)	bar	1750	-
FACTOR DE SOLDADURA MATERIAL (E)	-	0.85	-
FACTOR C1	m	0.002	-
FACTOR C2		0.0018	-

11.2.3 Cálculo del venteo de emergencia de los tanques

El cálculo del venteo se ha realizado teniendo en cuenta la normativa ITC-MIE-AP1. Se ha tenido en cuenta el área del tanque que puede estar expuesta a un fuego externo.

- **Cálculo del área húmeda de un tanque cilíndrico**

$$A_{húmeda} = \pi \cdot D_{int} \cdot H_{tanque} \quad 11.2 - 21$$

(Ejemplo de cálculo realizado con los datos de diseño del tanque de benceno)

$$A_{húmeda} = \pi \cdot 4m \cdot 6.4m = 80.42 \text{ m}^2$$

- **Cálculo de la calor recibida por el recipiente**

$$Q \left(\frac{KJ}{Kg} \right) = 139.7 \cdot F \cdot A_{húmeda}^{0.82} \cdot 10^3 \quad 11.2 - 22$$

$$Q \left(\frac{KJ}{Kg} \right) = 139.7 \cdot 1 \cdot (80.42^{0.82})m^2 \cdot 10^3 = 5.1 \cdot 10^6 \frac{KJ}{Kg}$$

- **Cálculo para el cabal de venteo**

$$cabal_{aire} = \frac{4.414 \cdot Q}{Lv \cdot \sqrt{PM}} \quad 11.2 - 23$$

$$cabal \text{ aire} = \frac{\left(4.414 \cdot 5.1 \cdot 10^6 \frac{KJ}{Kg} \right)}{393.44 \frac{KJ}{Kg} \cdot \sqrt{78.11 \frac{kg}{kmol}}} = 6474.7 \frac{m^3 \text{ aire}}{h}$$

$$Cabal \text{ de vapor} = cabal \text{ aire} \cdot \rho_{vapor} \quad 11.2 - 24$$

$$\begin{aligned} Cabal \text{ vapor} &= 6474.7 \frac{m^3 \text{ aire}}{h} \cdot 2.3 \frac{kg \text{ vapor}}{m^3} \\ &= 14891.82 \frac{kg \text{ vapor}}{h} \sim 15000 \frac{kg \text{ vapor}}{h} \end{aligned}$$

En la **Tabla 11-9**, se muestran los valores obtenidos del venteo.

Tabla 11- 11: Valores del cálculo del venteo de emergencia de los tanques de almacenaje

	BENCENO	MCB	DCB	HCl	CLORO	TOLUENO
A húmeda (m ²)	80.42	89.25	48.07	81.23	80.08	12.55
L (KJ/Kg)	393.44	324.38	269.57	442.53	287.68	359.91
PM (kg/kmol)	78.11	112.56	147	36.46	70.906	92.1
Q (KJ/kg)	5.10E+06	5.56E+06	3.34E+06	5.14E+06	5.08E+06	1.11E+06
m ³ /h aire	6474.70	7124.85	4516.61	8494.75	9261.53	1420.63
kg vapor /h	14891.82	27644.43	22944.38	11043.17	23153.82	4403.96

11.2.4 Cálculo de las cubetas de retención

A continuación, se incluyen los cálculos de las cubetas de retención. Éstas nos servirán en caso de vertimiento de un líquido albergado en los tanques de almacenamiento. Se dispondrá de una cubeta para cada líquido en planta.

- Cálculo de la distancia entre tanques:

$$Dist \text{ entre tanques} = 0.5 \cdot Dext \quad 11.2 - 25$$

(Ejemplos de cálculo realizados a partir de los valores obtenidos para los tanques de benceno)

$$Dist \text{ entre tanques} = 0.5 \cdot 4.01m = 2.00m$$

- Dimensiones de la cubeta

$$\begin{aligned} \acute{A}c = & \left(n^{\circ} \text{ tanques} \cdot Dext + Dist \text{ entre tanques} + D^{pared} / \text{tanque} \right) \\ & \cdot \left(Dext \cdot dist^{pared} / \text{tanque} \right) \end{aligned}$$

11.2 - 26

$$\acute{A}c = ((5 \cdot 4.01m) + (2m + 2m)) \cdot (4.1m \cdot 2m) = 192.87 \text{ m}^2$$

$$h_{cubeta} = \left(\frac{Vtotal}{n^{\circ} \text{ tanques} \cdot \acute{A}cubeta} \right) \cdot 1.15 \quad 11.2 - 27$$

$$h_{cubeta} = \frac{464.13 \text{ m}^3}{192.87 \text{ m}^2} \cdot 1.15 = 0.55 \text{ m}$$

Donde A_c , es el área de la cubeta.

h_{cubeta} , es la altura de la cubeta

$D_{pared/tanque}$, se trata de la distancia entre la pared de la cubeta y el tanque

$$L_{cubeta} = \left(\left(\frac{n^{\circ} \text{tanques}}{\text{dist} \frac{\text{pared}}{\text{tanque}}} \right) \cdot D_{ext} + \left(\left(\frac{n^{\circ} \text{tanques}}{\text{dist} \frac{\text{pared}}{\text{tanque}}} \right) - 1 \right) \cdot D_{ext} \right) + 2 \cdot \text{dist} \frac{\text{pared}}{\text{tanque}}$$

11.2 – 28

$$L_{cubeta} = \left(\left(\frac{5}{2 \text{ m}} \right) \cdot 4.01 \text{ m} + \left(\frac{5}{2 \text{ m}} - 1 \right) \cdot 4.01 \text{ m} \right) + (2 \cdot 2 \text{ m}) = 20.04 \text{ m} \sim 20 \text{ m}$$

Donde L_{cubeta} es la longitud de la cubeta

$$a_{cubeta} = (2 \cdot D_{ext}) + \left(2 \cdot \text{dist} \frac{\text{pared}}{\text{tanque}} \right) + D_{ext} \quad 11.2 - 29$$

$$a_{cubeta} = (2 \cdot 4.01 \text{ m}) + (2 \cdot 2 \text{ m}) + 4.01 \text{ m} = 16.03 \text{ m} \sim 16 \text{ m}$$

Donde a_{cubeta} se trata del ancho de la cubeta

$$\hat{A}_{ocupada} = n^{\circ} \text{tanques} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_{ext}^2 \quad 11.2 - 30$$

$$\hat{A}_{ocupada} = 5 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot 4.01^2 \text{ m}^2 = 63.1 \text{ m}^2$$

Donde $\hat{A}_{ocupada}$ se denomina al área ocupada de la cubeta

$$\text{Área libre} = \hat{A}_c - \hat{A}_{ocupada} = 192.87 \text{ m}^2 - 63.1 \text{ m}^2 = 258.0 \text{ m}^2 \quad 11.2 - 31$$

Tabla 11- 12: Cubetas de retención de los distintos tanques de almacenaje

PARÁMETROS DE DISEÑO	UNIDADES	BENCENO	MCB	DCB	HCI	COLORO	TOLUENO
Distancia entre tanques	M	2.00	3.33	1.50	1.95	2.0	0.82
A. cubeta (Ac)	m ²	192.87	336.87	39.18	100	158.6	14.59
Distancia entre tanque-pared	M	2	2	2	2	2	2
Altura cubeta	M	0.55	0.26	0.91	0.87	0.50	0.40
Longitud cubeta	M	20.04	17.31	4.00	7.91	15.95	4.00
Anchura cubeta	M	16.03	23.97	13.02	15.72	15.95	8.91
Área ocupada	m ²	63.1	104.43	7.1	24.0	49.8	2.1
Área libre	m ²	258.0	310.64	45.0	100.4	204.5	33.5

11.3 DISEÑO DE LOS REACTORES

11.3.1 Reactores de cloración

11.3.1.1 Introducción

El reactor es la parte más importante de una planta química, ya que es el núcleo de ésta y determina como serán el resto de equipos del proceso.

En este paso se produce la cloración del benceno, utilizando cloruro de hierro (III) como catalizador, para formar monoclorobenceno. También se da lugar a una reacción secundaria en la cual se produce la cloración del monoclorobenceno para formar di-clorobenceno, como subproducto de las dos reacciones se obtiene también ácido clorhídrico. Ambas reacciones son muy exotérmicas, por lo tanto, será necesario el uso de un sistema de refrigeración del reactor.

El reactor utilizado será un reactor continuo de tanque agitado (RCTA), el cual tendrá dos entradas de reactivos, una de líquido que contendrá el benceno y el catalizador disuelto y otra de gas donde el cloro se introducirá dentro del reactor mediante el uso de difusores. El reactor será isoterma y para conseguirlo vendrá refrigerado mediante una media caña. El material del que estará formado será acero inoxidable 316L.

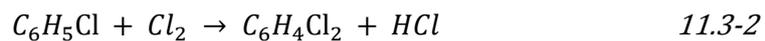
11.3.1.2 Determinación de la cinética de la reacción de cloración

En el reactor de cloración se llevan a cabo dos reacciones simultáneas y exotérmicas, ambas reacciones son homogéneas y se producen en fase líquida:

- La cloración del benceno para formar monoclorobenceno que viene dada por la siguiente reacción:



La segunda reacción que se lleva a cabo en el reactor en la cual se produce la formación de di-clorobenceno mediante la cloración del monoclorobenceno, la cual no es deseada, ya que se perdería nuestro producto de interés es:



El principal objetivo a la hora de escoger el tipo de catalizador y las condiciones de operación que se utilizaran en el proceso es el de maximizar la primera reacción de cloración de benceno y minimizar todo lo posible la segunda reacción, ya que perderíamos nuestro producto de interés para producir otro que no tiene ningún valor en nuestro proceso.

Por lo tanto, después de consultar diversas patentes, las cuales realizaban esta reacción utilizando diferentes catalizadores, como pueden ser el cloruro de estaño o el cloruro de hierro (III), o utilizando un mismo catalizador realizaban diferentes combinaciones de presión y temperatura, este grupo se ha decidido a utilizar como catalizador de la reacción el cloruro de hierro (III) y a llevarla a cabo en unas condiciones de 2.4 bar de presión y 55°C de temperatura.

Las ecuaciones de la velocidad de reacción de las dos reacciones son:

$$r_1 = k_1 \cdot [B] \cdot [Cl_2] \quad 11.3 - 3$$

$$r_2 = k_2 \cdot [MCB] \cdot [Cl_2] \quad 11.3 - 4$$

Estas condiciones han sido extraídas de la patente US4306104, de esta patente también se ha obtenido el valor de las constantes cinéticas para estas condiciones de operación para las 2 reacciones (k_1 ; k_2).

Esos valores son:

$$k_1 = 8.84 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{Kmol}\cdot\text{s}$$

$$k_2 = 1.105 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{Kmol}\cdot\text{s}$$

Estos valores se consideran constantes en todo momento ya que el reactor operará a presión y temperatura constantes.

Utilizando estos valores y con la ayuda del programa de simulación *Aspen Hysys V8.3* se ha podido simular diferentes situaciones hasta encontrar la más conveniente para nuestro proyecto. Finalmente, la conversión obtenida en cuanto al benceno de entrada al reactor ha sido del 33%, minimizando tanto la reacción de cloración del MCB que no se tendrá en cuenta a la hora de hacer el cálculo del balance térmico del reactor y el volumen del reactor obtenido mediante la simulación que garantizaba los requisitos de producción estipulados ha sido de 90 m³ con un 80% de fase líquida.

11.3.1.3 Solubilidad del cloro en la solución de benceno

El cloro entra en el reactor en fase gas y para que se lleve a cabo la reacción ambos reactivos tienen que estar en fase líquida, por lo tanto, será necesario estudiar la solubilidad del cloro en nuestro sistema.

Los valores de la solubilidad del cloro en benceno a una temperatura de 55°C se han encontrado en el siguiente artículo, "*Solubility of Chlorine in Benzene, Toluene, Ethylbenzene, o-, m-, and p-Xylenes, and 2-, 3-, and 4-Chlorotoluenes*" de Michael Lohse y Wolf-Dieter Deckwer, de este artículo se puede extraer un valor para la solubilidad del cloro en el benceno para una temperatura de 55°C y 1 atm de 0.841 mol Cl₂/L.

Por lo tanto, para que se solubilizan los 85 Kmol/h de entrada de cloro, necesitaremos un volumen de orgánicos de:

$$85 \text{ Kmol Cl}_2 \cdot \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ Kmol}} \cdot \frac{1 \text{ L}}{0.841 \text{ mol}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} = 101 \text{ m}^3$$

Como nuestro proceso opera a 2.4 bar la solubilidad del cloro en benceno será mayor, por lo tanto, para nuestro volumen de líquido que es de 75 m³, solubilizará prácticamente el 100% del cloro del caudal de entrada.

11.3.1.4 Refrigeración del reactor

- **Cálculo del caudal de calor a intercambiar.**

Para refrigerar el reactor se ha utilizado una media caña que envuelve el reactor a lo largo del cuerpo cilíndrico de éste.

Para ello se ha calculado el caudal de calor que hay que extraer del reactor para que se mantenga la temperatura constante e igual a 55°C en el interior del reactor.

$$Q = \Delta H_R^0 \cdot N_k \quad 11.3 - 5$$

Donde Q es el caudal de calor que se produce por la reacción (KJ/h),

ΔH_R^0 es la entalpia de la reacción (-125520 KJ/Kmol)

y N_k es el caudal molar del componente clave, en este caso se utilizará el de cloro que es el reactivo limitante (85 Kmol/h).

$$Q = -125520 \cdot 85 = -1.07 \cdot 10^7 \text{ KJ/h}$$

Como el caudal de calor es muy grande y se quiere utilizar como refrigerante agua de torre de refrigeración se ha dividido el volumen del reactor obtenido con la simulación entre 3 obteniendo así 3 reactores de 30 m³ con un diámetro de 3 m y una altura de 4.5 m. Este hecho facilitará la transferencia de calor entre el refrigerante y el interior del reactor.

Ahora el caudal de calor a intercambiar en cada reactor será de $-3.56 \cdot 10^6$ KJ/h. Por lo tanto, el caudal de refrigerante necesario se calculará mediante la siguiente ecuación:

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T_{ml} \quad 11.3 - 6$$

Donde m es el caudal másico de refrigerante (Kg/h),

Cp es el calor específico del agua (4.18 KJ/Kg·K)

y ΔT_{ml} es la temperatura media logarítmica donde el refrigerante entra a 25°C y sale del sistema de refrigeración a 35°C y el reactor se mantiene a 55°C, con esos datos obtenemos que el ΔT_{ml} es 29.7.

Por lo tanto, calculando m de la **ecuación 11.3-6** obtenemos que el caudal másico de refrigerante necesario en cada reactor es de 28627 Kg/h.

Para que el líquido refrigerante circule por los tubos de la media caña dentro del rango de velocidades típicas (1-3 m/s) ⁽¹⁾ se utilizará un diámetro de la media caña de 0.1 m con una profundidad de 0.05 m, en este caso la velocidad del fluido será:

$$v = \frac{Q_V}{S} \quad 11.3 - 7$$

Donde v es la velocidad del líquido refrigerante que circula por el interior de los tubos de la media caña (m/s),

Q_V es el caudal volumétrico de refrigerante (m³/s)

S es la sección de paso de los tubos (m²).

Obteniendo como resultado de la **ecuación 11.3-7** una velocidad de $v = 2.14$ m/s

- **Cálculo de los coeficientes de transferencia de calor**

Para calcular el coeficiente global de transferencia de calor necesario para saber el calor que podremos intercambiar mediante el sistema de refrigeración se utilizará la siguiente ecuación:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{int}} + \frac{\Delta x}{k_m \cdot A_{ml}} + \frac{1}{h_{ext}} \quad 11.3 - 8$$

Donde U es el coeficiente global de transferencia de calor (W/m²·K),

h_{int} es el coeficiente individual de transferencia de calor interno (W/m²·K),

Δx es el grosor de la pared del reactor (0.01 m),

k_m es la conductividad térmica del material del que está fabricado el reactor (16.3 W/m·K),

A_m es el área media logarítmica entre el área interna y externa del reactor (42.55 m²)

h_{ext} es el coeficiente individual de transferencia de calor externo (W/m²·K).

Primero se calculará el coeficiente individual de transferencia de calor externo, para ello será necesario el cálculo de tres parámetros adimensionales, el Reynolds, el Prandtl y el Nusselt, las ecuaciones utilizadas son las siguientes:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \quad 11.3 - 9$$

$$Pr = \frac{\mu \cdot Cp}{k} \quad 11.3 - 10$$

$$Nu = \frac{h \cdot D}{k} \quad 11.3 - 11$$

Donde ρ es la densidad del agua (1000 Kg/m³),

D es el diámetro interno de la media caña (0.1 m),

μ es la viscosidad del agua a 25°C (0.001 Kg/m·s),

Cp es el calor específico del agua (4180 J/Kg·K)

k es la conductividad térmica del fluido refrigerante (0.58 J/m·s·k)

h es el coeficiente individual de transferencia de calor externo

Para poder calcular este coeficiente h se ha utilizado la ecuación de Dittus-Boelter (ecuación 11.3.12) que se ha utilizado para poder calcular el Nusselt a partir de los valores del Reynolds y del Prandtl.

$$Nu = 0.023 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^n \quad 11.3 - 12$$

Donde n es 0.3 en el caso de que el fluido se caliente. Calculando Nu de la **ecuación 11.3.12** y sustituyéndolo en la **ecuación 11.3.11** se obtiene el valor de h .

$$h_{\text{ext}} = 5091 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

A continuación, se pasará a calcular el coeficiente individual de transferencia de calor interno, para ello se utilizará la siguiente ecuación ⁽²⁾:

$$\frac{h_{\text{int}} \cdot D}{k_{\text{int}}} = a \cdot \left(\frac{L_p^2 \cdot N_r \cdot \rho}{\mu} \right)^b \cdot \left(\frac{Cp_{\text{int}} \cdot \mu}{k_{\text{int}}} \right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^m \quad 11.3 - 13$$

Para simplificar el cálculo de h_{int} el último término de la **ecuación 11.3.13** será 1, ya que se considerará que la viscosidad media del fluido (μ_b) es igual a la viscosidad que tiene el fluido en la pared del reactor (μ_w), por lo tanto, la **ecuación 11.6.13** quedará de la siguiente forma:

$$\frac{h_{\text{int}} \cdot D}{k_{\text{int}}} = a \cdot \left(\frac{L_p^2 \cdot N_r \cdot \rho}{\mu} \right)^b \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \quad 11.3 - 14$$

Donde k_{int} es la conductividad térmica del fluido (0.1182 W/m·K) obtenida mediante el programa de simulación Aspen Hysys v8.3,

D es el diámetro interno del reactor (3 m),

a y b son unas constantes que para reactores agitados que utilizan turbina de disco con palas planas, como es nuestro caso, estos cogen valores de 0.54 y 2/3, respectivamente

L_p y N_r son parámetros referidos al agitador y que se calcularán posteriormente en el **apartado 11.3.5** (1 m de diámetro y 2.29 RPS, respectivamente),

El resto de parámetros de la ecuación son todos referidos al fluido de dentro del reactor. Si sustituimos en la ecuación 11.6.14 y calculamos el valor de h_{int} obtenemos:

$$h_{\text{int}} = 1101.5 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Finalmente, una vez tenemos h_{int} y h_{ext} ya se puede calcular el valor de U utilizando la **ecuación 11.3.8**:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{1101.5} + \frac{0.01}{16.3 \cdot 42.55} + \frac{1}{5091} = 1.12 \cdot 10^{-3}$$

$$U = \frac{1}{1.12 \cdot 10^{-3}} = 894 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

- **Cálculo del área de transferencia necesaria**

Una vez calculado el coeficiente global de transferencia de calor es necesario calcular el área necesaria para transferir $3.56 \cdot 10^6$ KJ/h que es el calor que exige intercambiar el proceso para que éste sea isoterma, la ecuación utilizada será la siguiente:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T \text{ ml} \quad 11.3 - 15$$

$$3.56 \cdot 10^6 \left(\frac{\text{KJ}}{\text{h}} \right) = 3218 \left(\frac{\text{KJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{K}} \right) \cdot A \text{ (m}^2\text{)} \cdot 29.7 \text{ (K)}$$

$$A = 37.18 \text{ m}^2$$

Como el área del cilindro del reactor es mayor que el área de transferencia necesaria se puede pasar a calcular las dimensiones que tendrá la media caña.

- **Cálculo de las dimensiones de la media caña**

A continuación, en la **Tabla 11-12** se muestran los valores utilizados para el diseño de la media caña. Todos ellos han sido calculados para que cumplan los requisitos de nuestro proceso.

Tabla 11- 13: Valores para el diseño de la media caña

PARÁMETRO DISEÑO	VALOR
Profundidad media caña (m)	0.05
Diámetro media caña (m)	0.1
Diámetro media caña (mm)	100
Sección de paso (m2)	0.0039
Velocidad de circulación (m/s)	2.14
Longitud (m)	380
Longitud de una media caña (m)	9.42
Número de vueltas	38
Separación entre vueltas	0.0125

11.3.1.5 Diseño físico del reactor.

El reactor utilizado tendrá forma cilíndrica con cabezales torisféricos tanto en el fondo superior como inferior del reactor. Para su diseño se seguirá el código “ASME”, ya explicado con anterioridad en el *apartado 11.3.1.4*

En la **Tabla 11.-13** se muestran las condiciones de diseño utilizadas para calcular los parámetros necesarios para el diseño físico del reactor.

Tabla 11- 14: Condiciones de diseño del reactor

PARÁMETRO DISEÑO	VALOR
Presión de diseño (bar)	3.28
Temperatura de diseño (°C)	75
L/D	1.5
Diámetro (m)	3
Altura (m)	4.5
Volumen (m3)	31.81
Factor de corrosión	0.006
Factor de soldadura	0.85

También será necesario escoger el material del que estará hecho el reactor, éste será el acero inoxidable 316L y, por lo tanto, se necesitará saber sus propiedades para poder diseñar el reactor. Las propiedades del acero inoxidable 316L se muestran a continuación en la **Tabla 11-14** ⁽³⁾.

Tabla 11- 15: Propiedades usadas para el diseño del reactor para el SS 316L

MATERIAL	SS 316L
S (N/mm2)	150
Densidad (Kg/m3)	8000

Una vez tenemos todos los valores necesarios para diseñar el reactor siguiendo el código “ASME”, obtenemos los siguientes parámetros tanto para el cuerpo cilíndrico del reactor como para los fondos torisféricos, tanto superior como inferior. Dichos valores se encuentran en la **Tabla 11-15**

Tabla 11- 16: Valores necesarios para el diseño del reactor

CUERPO DEL REACTOR	
Grosor (mm)	10
Diámetro exterior (m)	3.01
FONDOS TORISFÉRICOS	
Grosor (mm)	15
Altura del fondo (m)	0.63
PESO REACTOR (Kg)	
Vacío	6831.2
Operación	30878.5
Agua	32278.1

11.3.1.6 Diseño de la agitación.

Después de elaborar el diseño mecánico del reactor, se lleva a cabo el diseño de la agitación de éste para garantizar una mezcla perfecta y una correcta homogenización de los fluidos que se encuentran en su interior, también en nuestro caso es muy importante para garantizar una buena transferencia de materia y así facilitar la disolución del cloro gas a la fase líquida.

Para ello se utilizará un agitador de disco con palas planas, también llamado turbina Rushton (Figura 11-3), ya que es el más indicado para las necesidades de nuestro proceso.

a) Rushton

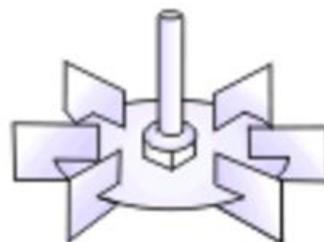


Figura 11- 3: Modelo del agitador

Para dimensionar el agitador será necesario saber el diámetro de éste (L_p), la distancia al fondo del reactor y la longitud de las palas. Para ello se han utilizado las siguientes relaciones:

$$L_p = 1/3 \cdot D = 1/3 \cdot 3 = 1 \text{ m} \quad 11.3 - 16$$

$$\text{Distancia al fondo} = 1/3 \cdot D = 1 \text{ m} \quad 11.3 - 17$$

$$\text{Longitud palas} = 1/4 \cdot L_p = 0.25 \text{ m} \quad 11.3 - 18$$

También será necesario el cálculo de otros parámetros como las revoluciones por minuto (RPM) y la potencia absorbida por el agitador (P).

Para el cálculo de las RPM la ecuación utilizada será la siguiente:

$$RPM = \frac{v_{agitació}}{\pi \cdot L_p} \cdot 60 \text{ s} \quad 11.3 - 19$$

Donde v es la velocidad típica de agitación que tiene que estar entre 3-10 m/s, en nuestro caso se utilizará 6 m/s. El resultado de las RPM del agitador es de 115 rpm.

Para el cálculo de la potencia absorbida en un sistema aireado será necesario consultar el libro de Ingeniería Bioquímica ⁽⁴⁾, los parámetros a calcular previamente son el número de aireación (N_a) y el número de potencia (N_p).

$$N_a = \frac{Q_g}{L_p^3 \cdot RPS} \quad 11.3 - 20$$

Donde Q_g es el caudal volumétrico de gas ($8.76 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}$).

Si se sustituyen los valores conocidos se obtiene un $N_a = 4.58 \cdot 10^{-2}$. Con este parámetro y la **Figura 11-4** podemos obtener el número de potencia de nuestro agitador.

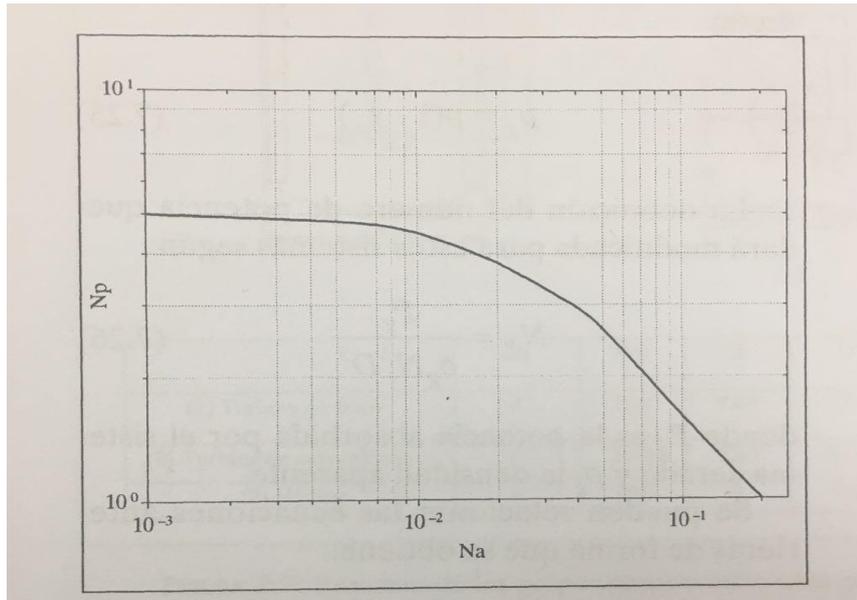


Figura 11- 4: Gráfico Na vs Np [4.]

Como se puede observar para nuestro valor de Na corresponde un $N_p=3$. Una vez se ha calculado todo lo necesario para calcular la potencia absorbida por el agitador en un sistema aireado se utiliza la siguiente ecuación:

$$P = L_p^5 \cdot RPS^3 \cdot N_p \cdot \rho \quad 11.3 - 21$$

$$P = 1^5 \cdot 1.91^3 \cdot 3 \cdot 945 = 19749 \text{ W} = 19.75 \text{ KW}$$

11.3.1.7 Diseño del sistema de difusores.

Para la elección del sistema de difusión del gas en el interior del reactor se han seguido los pasos indicados por la empresa Mott Corporation ⁽⁵⁾, los pasos seguidos han sido los correspondientes a un difusor que va dentro de un tanque agitado y esos pasos han sido los siguientes.

Primero será necesario calcular los parámetros característicos de un sistema agitado. En la **Figura 11-5** se indica el procedimiento para la obtención del parámetro FPM de diseño.

In-Tank, Not Agitated:	
5 – 10 FPM Design 25 FPM Maximum	
In-Tank, Agitated:	
<i>If</i>	<i>Then</i>
1 – 5 FPS*	25 FPM Design 50 FPM Maximum
5 – 10 FPS*	25 FPM Design 100 FPM Maximum
>10 FPS*	50 FPM Design 150 FPM Maximum
*Calculate agitator tip speed:	
$\frac{\text{Agitator Diameter (in)} \times \text{RPM}}{229} = \text{FPS}$	

Figura 11- 5: Procedimiento para la obtención de FPM de diseño

Como se puede observar en la **Figura 11.5**, se puede calcular el valor de FPS utilizando los parámetros calculados en el apartado 11.6.4 referidos al agitador.

$$FPS = \frac{39.37 \text{ (in)} \cdot 115 \text{ (rpm)}}{229} = 19.7$$

Como el valor obtenido es mayor que 10, las FPM de diseño que utilizaremos posteriormente serán 50.

A continuación, se necesitan los valores del flujo de gas en condiciones estándar (SCFM) y el flujo de gas real (ACFM), ambos valores han sido obtenidos mediante el programa de simulación Aspen Hysys v8.3. Esos valores son 670 m³/h y 315.2 m³/h respectivamente.

Una vez tenemos esos valores ya se puede calcular el área de difusión necesaria para nuestro proceso.

$$A = \frac{ACFM}{FPM} = \frac{315.2}{50} = 6.3 \text{ ft}^2$$

Según nuestras necesidades del proceso los difusores de Mott Corporation más adecuados son los de tipo CD reforzados, ya que son los difusores ideales para tanques agitados, ese tipo de difusores son los que se muestran en la *Figura 11-6*

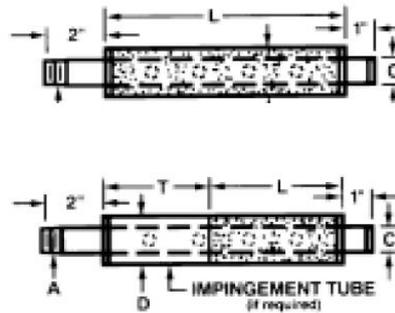


Figura 11- 6: Difusores tipo CD reforzados

Los difusores escogidos tienen un área de difusión de 1.63 ft², por lo tanto, será necesario utilizar 4 difusores para que cumplan el área calculada anteriormente. Los difusores estarán distribuidos como indica en la *Figura 11-7*, pero en lugar de 3 difusores habrá 4 en forma de cruz.

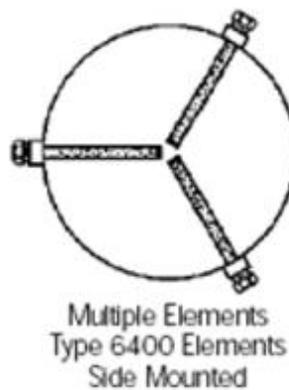


Figura 11- 7: Ejemplo de implementación de los difusores

11.3.2 Reactor de neutralización del catalizador

11.3.2.1 Introducción

El $FeCl_3$ es el catalizador de la reacción de cloración del benceno, la reacción principal de nuestro proceso, pero, una vez terminada esa fase será necesario eliminar este compuesto de la solución para evitar que este afecte al resto de equipos del proceso.

Para ello se utilizará un reactor continuo de tanque agitado (RCTA) en el cual se llevarán a cabo dos reacciones de neutralización:

1. $FeCl_3 + 3 NaOH \rightarrow Fe(OH)_3 + 3 NaCl$
2. $HCl + NaOH \rightarrow NaCl + H_2O$

En ellas se eliminará tanto el catalizador como el HCl que se encuentra disuelto en la solución. Para ambas reacciones se ha supuesto una conversión del 100%, es decir, todo el $FeCl_3$ y todo el HCl serán eliminados de la solución.

11.3.2.2 Determinación de las dimensiones del reactor

Dado que las dos reacciones son prácticamente instantáneas se dejará un tiempo de residencia de aproximadamente 10 min. Para calcular el volumen útil del reactor se utilizará la siguiente **ecuación 11.3-22**:

$$V = Q_v \cdot \tau \quad 11.3 - 22$$

Donde Q_v es el caudal volumétrico que entra al reactor (27.3 m³/h) y

τ es el tiempo de residencia en horas (0.367 h).

$$V = 27.3 \frac{m^3}{h} \cdot 0.367 h = 4.55 m^3$$

Una vez tenemos el volumen útil se sobredimensionará un 20 % el volumen del reactor y se utilizará una relación L/D de 1.5. También será necesario calcular el grosor tanto del cuerpo cilíndrico como de los cabezales torisféricos, para ello se ha utilizado la

normativa y las instrucciones indicadas en el código ASME, explicado con anterioridad en el *apartado 11.3.1.4*.

Las dimensiones del reactor de neutralización del catalizador se especifican en la *Tabla 11-16* mostrada a continuación:

Tabla 11- 17: Dimensiones del reactor de neutralización del catalizador

PARÁMETROS DE DISEÑO	VALORES
V reactor (m3)	5.79
V útil (m3)	4.55
Diámetro (m)	1.70
CUERPO CILÍNDRICO	
Altura (m)	2.50
Grosor (mm)	10.00
FONDOS TORIESFÉRICOS	
Altura (m)	0.36
Grosor (mm)	10.00

11.4 DISEÑO DE LAS COLUMNAS DE DESTILACIÓN

11.4.1 Introducción

La función de las columnas de destilación es principalmente la de separar diferentes compuestos a partir de sus distintas volatilidades. En la planta de monoclorobenceno se opera con un total de tres columnas de destilación. Para efectuar su diseño, se ha llevado a cabo en tres etapas.

- Selección de las condiciones de operación y el cálculo riguroso de los parámetros teóricos de la columna.
- Elección, diseño y dimensionamiento interno.
- Diseño y cálculo exterior de la columna.

Este diseño se ha conseguido gracias al programa de simulación de procesos químicos “Aspen Hysys”, donde se han llevado a cabo los cálculos teóricos de la

columna junto con su dimensionamiento. A continuación, se ha aplicado el código “ASME” para el diseño exterior del recipiente y su carcasa.

11.4.2 Selección de las condiciones de operación i cálculo riguroso de los parámetros teóricos de la columna

11.4.2.1 Selección de las condiciones de operación

Se han seleccionado las condiciones de operación para conseguir una buena separación sin exceder-se en el dimensionamiento del equipo ni tener gastos energéticos elevados. Para esto se han considerado los siguientes parámetros:

- **Presión.** Todas las columnas de destilación de la planta trabajaran a presión atmosférica. Esta consideración se ha valorado según las temperaturas de operación deseadas en la columna y las temperaturas de trabajo del condensador. Como ha presión atmosférica las temperaturas llegadas en ambas columnas no son elevadas, se ha propuesto trabajar a presión atmosférica ya que supondrá un gran ahorro energético.
- **Pureza del producto.** Según el objetivo de cada columna se ha establecido una pureza en la separación de los componentes sin llegar a tener un elevado número de etapas de equilibrio.
- **Reflujo de operación.** Para efectuar el diseño de las columnas se ha emprado una relación de reflujo externo 1.5. En el caso de obtener un número de etapas teóricas elevadas, se aumentaría esta relación hasta llegar a un número de etapas razonable.

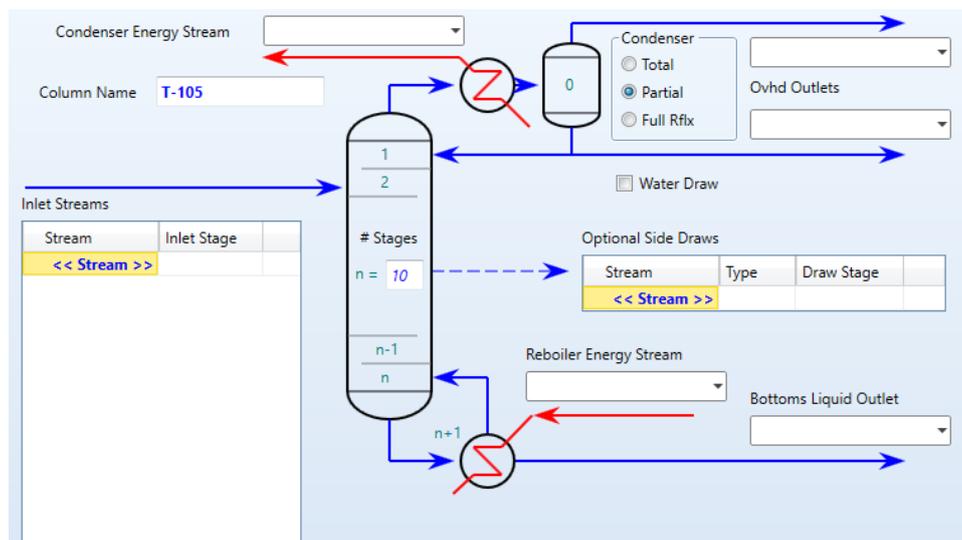
11.4.2.2 Cálculo riguroso de los parámetros teóricos de la columna

Para el cálculo riguroso se ha utilizado el método Short-cut. Este realiza una simulación de los parámetros en las que operará nuestra columna, teniendo en cuenta las restricciones establecidas anteriormente. Una vez realizado el Short-cut, este nos dará una aproximación de los siguientes valores:

- Caudal de vapor.
- Numero de etapas y entrada del alimento.
- Temperaturas de condensador y reboiler.

Una vez obtenido los datos anteriores, éstos se añaden a la simulación de columnas rigurosas para dar-nos unas condiciones finales de operación de la columna como se observa en la **Figura 11-17**.

Tabla 11- 18: Pestaña del programa Aspen Hysys V.8 para el diseño de las columnas de destilación



11.4.3 Elección, diseño y dimensionamiento interno

Para realizar los cálculos de dimensionamiento, se ha operado con un caudal 20% más que el establecido en el balance de materia. Los cálculos y valores escogidos para el ejemplo de cálculo serán los de la columna C-201.

11.4.3.1 Elección de tipo de columna

Las columnas de rectificación pueden presentar diseños distintos en el dimensionamiento interno. Las principales configuraciones se pueden dividir en: platos y empaquetamiento.

Todas las columnas se han diseñado de empaquetamiento, ya que se obtiene una mejor transferencia de materia y una efectividad más alta respecto la de platos.

Las ventajas de las columnas empacadas son:

- Para líquidos corrosivos la columna empacada será más económica que una columna de platos.
- Presenta una menor caída de presión.
- La retención de líquido dentro de la columna es menor.

Las ventajas anteriores se han valorado antes que el ahorro económico que supondría la elección de platos.

11.4.3.2 Diseño y dimensionamiento interno

Las columnas empacadas siguen una distribución de sus elementos internos parecidos a los mostrados en la *Figura 11-8*.

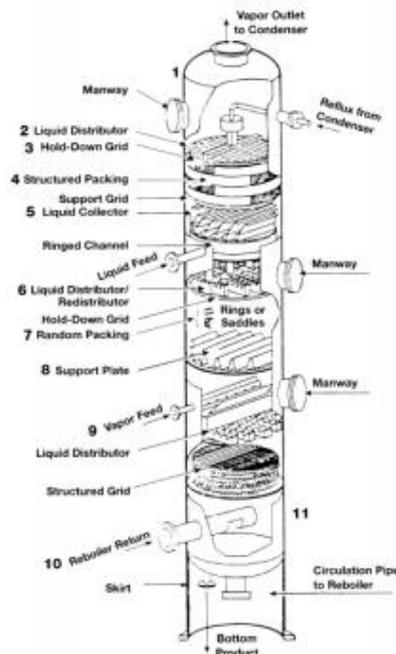


Figura 11- 8: Ejemplo de distribución en una columna empacada [10]

El dimensionamiento interno de la columna empacada se ha realizado a partir de la regla del pulgar cogiendo valores estándar para el diseño de estos.

Tabla 11- 19 : Valores estándar para el dimensionamiento de una columna empacada ^[10]

Note Number	Section	Notes	Recommended Height Allowance for Studies	Reference
1.	Maximum Tower Height	A	175 ft	7
1.	Top Section	B	4 ft	5, 7
2.	Liquid Distributor	C	1 ft 8 in.	2, 3, 4, 5
3.	Hold-Down Grid	D	—	2
4.	Structured Packing	E	From Text	2
5.	Liquid Collector	F	3 ft	2, 5
6.	Liquid Redistributor	G	3 ft wo/manway 4 ft w/manway	2, 5 2, 5
7.	Random Packing	H	From Text	2
8.	Support Plate	I	Part of bed	2
9.	Vapor Feed	J	2 nozzle diameters plus 12 in.	5
10.	Reboiler Return	K	Use discussion K	6
11.	Bottom Section	L	6 ft	5, 7

11.4.3.3 Empacado

Para la selección del tipo de empacado no existen criterios absolutos, estos dependen de su tipo, tamaño nominal y material de construcción. Los puntos que se pueden tener en cuenta para la selección de un empaque son ⁽¹¹⁾

- Resistencia Química
- Capacidad para conducción de fluidos.
- Eficiencia.
- Caída de presión.

Teniendo en cuenta los puntos anteriores, se ha escogido un empacado de tipo Pall Rings, ya que tienen una buena distribución de área, distribución de líquido, y una baja fricción; lo que conlleva a una capacidad y eficiencia mayor con una caída de presión baja ⁽⁹⁾.

Como las columnas trabajan con compuestos orgánicos, se ha elegido un empaque de plástico ya que aparte de no presentar fenómeno de corrosión, son más económicos. En concreto se ha escogido el plástico PTFE, que además puede soportar temperaturas hasta 270°C, una temperatura muy superior a las que operan las columnas.

Respecto al tamaño de los anillos, se ha escogido un tamaño grande, ya que supondrá un ahorro económico respecto a los anillos de medida pequeña, aunque estos proporcionen una eficiencia más elevada. El tamaño escogido es de 2 pulgadas, ya que también es recomendado usar tamaños mayores de 1.5 pulgadas si se trabaja con un diámetro de columna mayor a 0.9 metros. ⁽⁴⁾

11.4.3.4 Entrada y distribuidor del líquido

En una columna existen varias entradas de líquido, como es el caso del alimento o el retorno del condensador. Al entrar el líquido en la columna, este se debe distribuir uniformemente por toda la columna para mantener la eficiencia en la transferencia de materia. Para tener una buena distribución se hace uso de distribuidores, donde se encuentran integrados en la tubería de entrada o en el interior de la columna.

Se han escogido los distribuidores tipo *weir through*, que son usados para diámetros más grandes de 1.2 metros y aporta un rango de distribución 10:1. ⁽¹³⁾

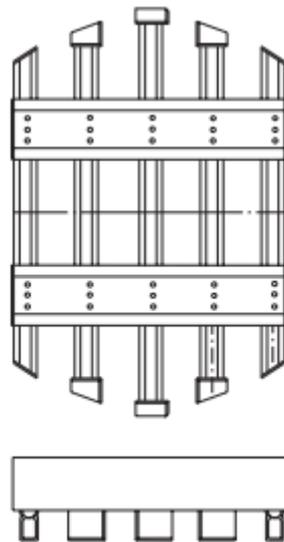


Figura 11- 9: Distribuidor tipo Wir Through

11.4.3.5 Redistribuidor

Como el diámetro de las columnas es grande, los redistribuidores son un elemento importante en el diseño. La función del redistribuidor es ofrecer una mezcla lo más perfecta posible entre el líquido que proviene del alimento, y el líquido que cae por la parte superior de la columna. El redistribuidor escogido ha sido el tipo RP1. ⁽¹³⁾

11.4.3.6 Soportes y limitadores

La función del soporte es la de aguantar el peso del empacado mojado mientras permita el paso del gas y del líquido. Si se hace un mal diseño puede comportar una mayor pérdida de presión en la columna y con posible riesgo de inundación. ⁽⁴⁾ Se ha escogido un soporte tipo “*multibeam*”, que son usados para anillos aleatorios y para columnas con diámetros mayores de 1.2 metros ⁽¹³⁾

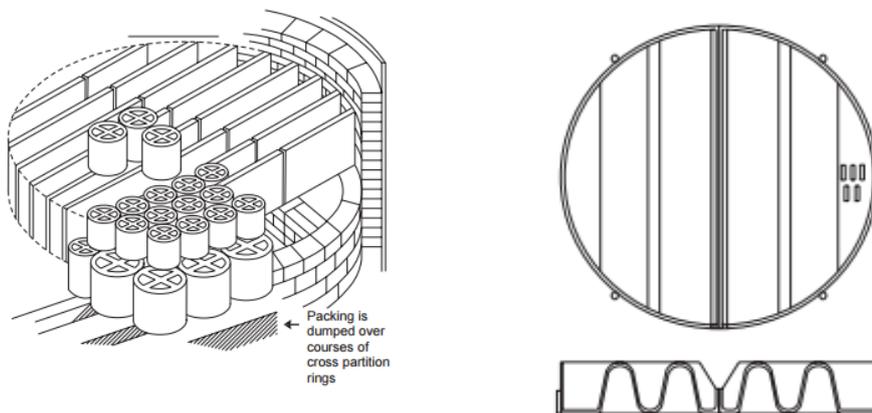


Figura 11- 10: Soportes para empacado aleatorio de diámetro largo.

11.4.3.7 Malla eliminadora de boira

Su objetivo es retener el líquido en suspensión arrastrado por el vapor para que no salga por la parte superior de la columna. El diseño de este dependerá del valor de la velocidad del vapor. El valor medio oscila alrededor de los 5 a 30 centímetros ⁽¹⁰⁾. Se ha escogido un valor medio de 150 milímetros.

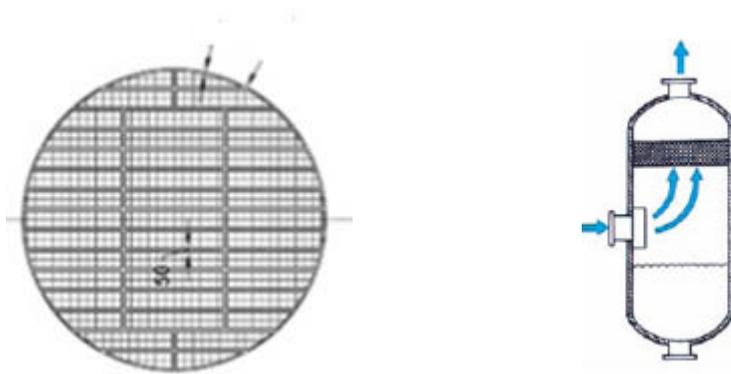


Figura 11- 11: Malla eliminadora de niebla

11.4.4 Diseño y calculo exterior de la columna

El diseño mecánico de las torres se ha efectuado con el código “ASME” aplicando el diseño a presión interna, ya que todas nuestras columnas trabajan a presión atmosférica.

El diseño realizado para cada columna cuenta con diferentes secciones:

- Sección cilíndrica del cuerpo.
- Sección toriesférico de cabezal superior e inferior.

Seguidamente se muestran los parámetros usados para el cálculo de las columnas.

- **Presión, P.** Para saber la presión de diseño, se sumará la presión de operación del equipo a la presión hidrostática que ejerza el fluido que contenga. A este valor, se le sumará un valor añadido del 20% del total calculado, por motivos de seguridad. El valor obtenido será el de la presión de diseño, determinado con la siguiente fórmula:

$$P_{dis} = P_{op} + \Delta P + (P_{op} + \Delta P) \cdot 0.2 \quad 11.4 - 1$$

Ejemplo de calculo: $P_{dis} = 1.013 + 0.48 + (1.013 + 0.48) \cdot 0.2 = 1.79 \text{ bar}$

- **Temperatura, T.** La temperatura de diseño será la temperatura media más 20°C de margen de seguridad.

$$T_{dis} = \frac{T_{reb} + T_{cond}}{2} + 20 \quad 11.4 - 2$$

Ejemplo de calculo : $T_{dis} = \frac{80.08 + 133.8}{2} + 20 = 106.5 \text{ C}^\circ$

- **Límite elástico, S.** Todas las columnas de destilación se diseñarán con *acero inoxidable 316-L*. Por ejemplo, el límite elástico obtenido para la columna CD-301 a partir de la *Tabla 11-1*, será de 1000 bares.
- **Factor de soldadura, E.** La unión entre las planchas se realiza en equipos a medida mediante soldadura. Este tramo discontinuo donde la afección de los límites del grano del material se ven más expuestas y el material puede quedar debilitado frente a una disminución o aumento de la temperatura de manera súbita, debe considerarse una zona débil del equipo. Por este motivo y según los puntos de soldadura, se tiene que introducir un coeficiente de soldadura que penalice la tensión máxima admisible. El coeficiente seleccionado es de 0.85.
- **Sobre espesor de corrosión, C1.** Se determina un sobre espesor de corrosión para compensar la corrosión que van sufriendo los equipos. Este valor oscila entre 1 y 6 mm, que se incrementa al valor obtenido de espesor para resistir las cargas a las que pueden someterse los equipos.
En este caso se utilizará un espesor de $C1=0.002\text{m}$

- **Tolerancia de fabricación, C2.** En este aspecto, se añade un sobre espesor del 10% del espesor obtenido inicialmente en las partes de los equipos en el que el material sufre una deformación, es decir, en las curvaturas de los fondos toriesféricos, ya que se pierde parte del espesor.
- **Factor M.** Este factor muestra la relación entre los dos radios que forman un fondo toriesférico; r y L . Estos son calculados con las ecuaciones siguientes:

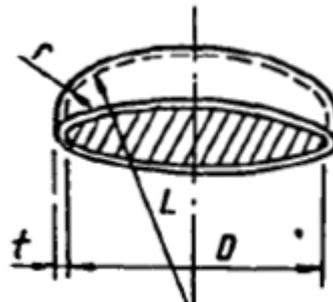


Figura 11- 12: Detalle fondo toriesférico

$$L = 0.9 \cdot D \quad 11.4 - 3$$

$$r = 0.085 \cdot L \quad 11.4 - 4$$

Ejemplo de calculo $L = 0.9 \cdot 2.13 = 1.92 \text{ m}$ $r = 0.085 \cdot 1.92 = 0.16\text{m}$

Hacemos el cálculo L/r , y encontramos el valor del factor M, en nuestro caso:

$$L/r = 11.76 \approx 12 \quad M = 1.62$$

- **Espesor del cuerpo.** El espesor de la pared de un cuerpo cilíndrico se calcula con las siguientes fórmulas:

$$t_{cuerpo} = \frac{P \cdot R_{int}}{S \cdot E - 0.6 \cdot P} + C1 + C2 \quad 11.4 - 5$$

$$t_{cuerpo} = \frac{1.79 \cdot 1.067}{1000 \cdot 0.85 - 0.6 \cdot 1.79} + 0.002 + 0.0005 = 0.005\text{m} = 5\text{mm}$$

Donde t_{cuerpo} espesor mínimo requerido (m)

P es presión de diseño (bar)

S Limite elástico (bar)

E Factor de soldadura

R_{int} Radio interno de la columna (m)

C1 Sobre espesor de corrosión (m)

C2 Tolerancia de fabricación (m)

- **Espesor del cabezal toriesférico.** El espesor del cabezal toriesférico se calcula de la siguiente forma:

$$t_{cabezal} = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot P} + C1 + C2 \quad 11.4 - 6$$

$$t_{cabezal} = \frac{1.79 \cdot 1.92 \cdot 1.62}{2 \cdot 1000 \cdot 0.85 - 0.2 \cdot 1.79} + 0.002 + 0.0005 = 0.003 \text{ m} = 3\text{mm}$$

Dónde: **M**: Factor M

L: Radio de la esfera interior (m)

- **Altura del cilindro.** La altura obtenida del cuerpo cilíndrico viene dada por la simulación "Aspen Hysys" a partir de la herramienta *Tray sysing*.
- **Altura del cabezal toriesférico.** El cabezal superior e inferior se han calculado de la misma forma, suponiendo un cabezal toriesférico de tipo Klooper. Donde este se calcula:

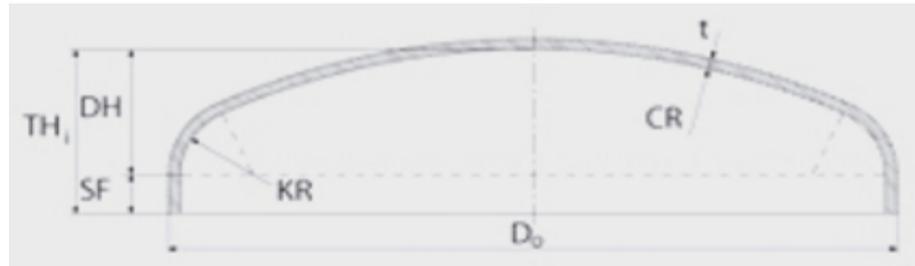


Figura 11- 13: Diseño de un cabezal toriesférico

Dónde:

$$TH = SF + DH \quad 11.4 - 7$$

$$SF = 3.5 \cdot t_{cabezal} \quad 11.4 - 8$$

$$DH = 0.1935 \cdot De - 0.455 \cdot t_{cabezal} \quad 11.4 - 9$$

Ejemplo de calculo: $SF = 3.5 \cdot 3 \cdot 10^{-3} = 8.7 \cdot 10^{-3}m$

$$DH = 0.1935 \cdot 2.139 - 0.455 \cdot 3 \cdot 10^{-3} = 0.41m$$

$$TH = 8.7 \cdot 10^{-3} + 0.41 = 0.42m$$

Como el toriesférico superior e inferior son iguales, la altura total de los toriesféricos será $TH \cdot 2 = 1.22m$.

- **Cálculo del peso del tanque vacío.** El cálculo del peso del cilindro vacío se ha llevado a cabo a partir del volumen de este junto con la densidad del acero.

$$P \text{ cilindro vacío (kg)} = \rho_{acero} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D_{ext \text{ cuerpo}}^2 - D_{int \text{ cuerpo}}^2) \cdot H_{tanque} \quad 11.4 - 10$$

$$P \text{ tori vacío (kg)} = \rho_{acero} \cdot \left(\frac{1}{12} \cdot D_{ext \text{ tori}}^3 - \frac{1}{12} \cdot D_{int \text{ tori}}^3 \right) \quad 11.4 - 11$$

$$P \text{ plano vacío (kg)} = \frac{\rho_{acero} \cdot t_{cuerpo}}{1000} \cdot \pi \cdot \left(\frac{D_{ext \text{ cuerpo}}}{2} \right)^2 \quad 11.4 - 12$$

$$P \text{ total vacío (kg)} = P \text{ cilindro vacío} + P \text{ fondo sup} + P \text{ fondo inf} \quad 11.4 - 13$$

Ejemplo de calculo:

$$P \text{ cilindro vacío} = 7960 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (2.14^2 - 2.13^2) \cdot 9.26 = 2354 \text{ kg}$$

$$P_{\text{toro vacío}} = 7960 \cdot \left(\frac{1}{12} \cdot 2.139^3 \cdot - \frac{1}{12} \cdot 2.134^3 \right) = 143.18 \text{ kg}$$

$$P_{\text{plano vacío}} = \frac{7960 \cdot 0.005}{1000} \cdot \pi \cdot \left(\frac{2.14}{2} \right)^2 = 136.5 \text{ kg}$$

$$P_{\text{total vacío}} = 2354 + 143.18 + 136.5 = 2634 \text{ kg}$$

- **Cálculo del peso del tanque con agua.**

$$P_{\text{agua}}(\text{kg}) = P_{\text{total vacío}} + \rho_{\text{agua}} \cdot V \quad 11.4 - 14$$

$$\text{Ejemplo de cálculo: } P_{\text{agua}} = 2634 + 1000 \cdot 35.68 = 38316 \text{ kg}$$

- **Espesor del aislante externo i revestimiento interno.** Las columnas de la planta trabajan a temperaturas elevadas, entre los 100 i 200°C, por es necesario instalar un aislante externo para mantenerla. Por eso se ha utilizado un aislante de Lana de Roca donde se ha calculado el espesor usando el programa “Insulan”.

Las columnas al poder presentar corrosión, se pinta una capa de revestimiento con PTFE para reducir la corrosividad.

11.5 DISEÑO COLUMNA FLASH

11.5.1 Introducción

Una columna flash es una separación simple para separar un corriente líquido el cual se produce una fase vapor a partir de un fenómeno de expansión. En la planta solo se cuenta con una destilación flash para la separación de ácido clorhídrico del corriente de recirculación de orgánicos. Para efectuar su diseño, se ha llevado a cabo en tres etapas.

- Selección de las condiciones de operación.
- Elección, diseño y dimensionamiento interno.
- Diseño y cálculo exterior de la columna.

Este diseño se ha conseguido gracias al programa de simulación de procesos químicos “Aspen Hysys”, donde se han llevado a cabo los cálculos teóricos de los corrientes de la columna. Para el dimensionamiento interno se ha usado las correlaciones usadas para el diseño de una columna flash ⁽¹⁰⁾. A continuación, se ha aplicado el código “ASME” para el diseño exterior del recipiente y su coraza.

11.5.2 Selección de las condiciones de operación

La columna flash ha estado especialmente diseñada para la reducción de ácido clorhídrico en la recirculación del benceno. Como esta columna es solo para un ahorro de caudal en la recirculación y para tener menos producto en el reactor, las condiciones de operación se han diseñado para reducir la concentración del ácido, pero sin causar un gran gasto energético.

Las condiciones de operación a tener en cuenta han sido la presión y la temperatura de la columna. El líquido se ha introducido a la temperatura de salida de la absorción, unos 35°C. Respecto la presión se ha realizado una expansión de 2.4 atmosferas a presión atmosférica para una vaporización instantánea del ácido.

11.5.3 Elección, diseño y dimensionamiento interno

11.5.3.1 Elección y diseño

Para el diseño se ha calculado la columna a partir de un procedimiento empírico ⁽¹⁰⁾. Se ha diseñado el recipiente vertical, que son los más frecuentes. Asimismo, se ha operado con un 20% más de caudal para el diseño de esta.

11.5.3.2 Dimensionamiento interno

Para calcular el área de paso y el diámetro del recipiente, *ecuación (11.5-2)*, es necesario conocer la velocidad máxima permitida para el vapor.

$$\mu_p = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad 11.5 - 1$$

Donde K es una constante donde se saca a partir del grafico mostrado en la *Figura (11-14)*.

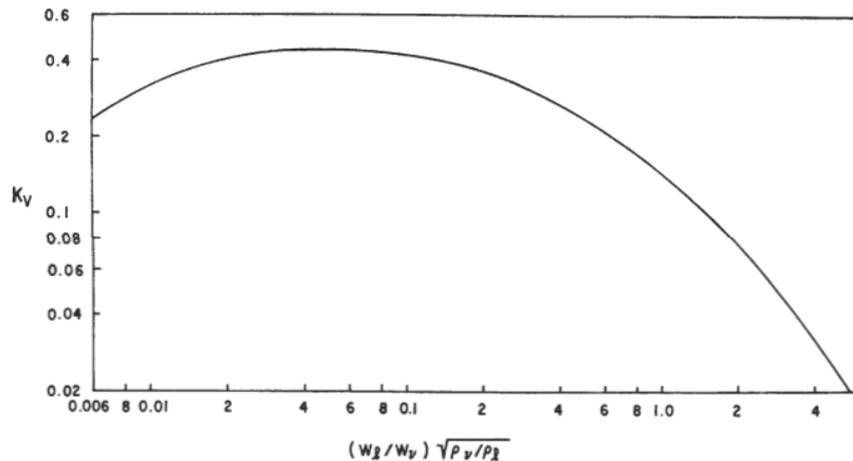


Figura 11- 14: Relación de K a partir de la relación entre los caudales de vapor y líquido con sus respectivas densidades

Entonces:

$$\frac{W_L}{W_V} \cdot \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} = \frac{17640 \text{ kg/h}}{376 \text{ kg/h}} \cdot \sqrt{\frac{1.751 \text{ kg/m}^3}{868.1 \text{ kg/m}^3}} = 2.17 \quad K \approx 0.4 \text{ ft/s}$$

$$\mu_p = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} = 0.4 \text{ ft/s} \sqrt{\frac{868.1 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 1.751 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{1.751 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}} = 8.89 \text{ ft/s}$$

Seguidamente calculamos el área de paso, y con eso el diámetro interno.

$$A = \frac{W_V}{\mu_p \cdot \rho_V} \quad 11.5 - 2$$

$$A = \frac{376 \text{ kg}}{\text{h}} \cdot \frac{\text{m}^3}{1.751 \text{ kg}} \cdot \frac{\text{h}}{3600 \text{ s}} \cdot \frac{35,31 \text{ ft}^3}{\text{m}^3} \cdot \frac{\text{s}}{8,89 \text{ ft}} = 23.7 \text{ ft}^2$$

$$D_i = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \quad 11.5 - 3$$

$$D_i = \sqrt{\frac{4 \cdot 23.7 \text{ ft}^2}{\pi}} = 3.5 \text{ ft} = 1.067 \text{ m}$$

El diámetro calculado se le incrementan 6 pulgadas.

Para el cálculo de la altura se hace servir un criterio empírico donde $L/D = 3 - 5$.
Suponiendo $L/D = 4$, obtenemos que $L=4.8\text{m}$.

11.5.3.3 Malla eliminadora de niebla

En la columna flash se ha de instalar una malla en la parte superior igual que las columnas de destilación para evitar el arrastre del líquido causado por el vapor. El valor de diseño se usará el mismo que las columnas de rectificación.

11.5.4 Diseño y cálculo exterior de la columna

Mediante el código "ASME", se ha realizado el diseño de la columna a presión interna. En el diseño se ha calculado el espesor para cada sección de la columna junto la presión y temperatura que puede soportar. Estos cálculos se muestran en el apartado 11.4.4. La columna está compuesta por la parte cilíndrica del cuerpo y las tapas toriesféricas superior e inferior.

11.6 DISEÑO TORRES DE ABSORCIÓN

11.6.1 Introducción

La torre de absorción se usa para absorber un componente presente en una mezcla de gases a partir de un solvente líquido. En la planta se cuentan con dos torres de absorción, una para absorber componentes orgánicos de la línea de gases y otra para absorber el ácido clorhídrico con agua. En la segunda tendremos una absorción con reacción. Al tratar-se de una reacción exotérmica es más eficiente hacer una absorción

con extracción de calor, también llamada Falling film. Por otro lado, la absorción de orgánicos se usará la opción Tray sizing del simulador “*Aspen Hysys*”.

11.6.2 Absorción Falling film

11.6.2.1 Introducción

Una absorción con una columna Falling film consiste en una absorción con un intercambiador de coraza y tubos. La absorción del gas se produce dentro de los tubos mientras que la refrigeración se lleva en la coraza. La refrigeración se llevará a cabo con flujo contracorriente y se usará agua como líquido refrigerante.

La torre está conectado a un absorbedor adiabático donde se introduce un corriente de agua para la absorción y se lleva a cabo un 5 % de la absorción total, donde seguidamente se recircula a la torre. Este dispone de una salida de gases donde saldrá el cloro, el cual será enviado a un venteo. En la *figura 11-15* se muestra el esquema del proceso.

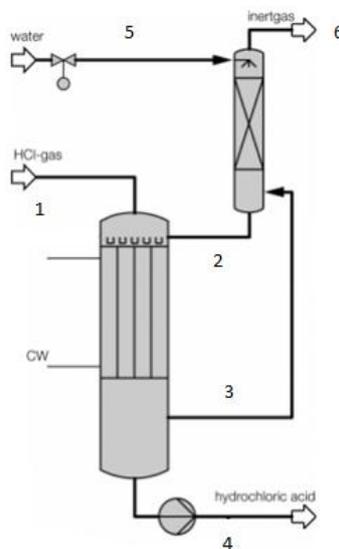


Figura 11- 15: Absorción Falling film del HCl

Se debe añadir que se consiguen pérdidas de presión más bajas y permite trabajar con temperaturas menores respecto a si se trabajara con condiciones adiabáticas.

11.6.2.2 Condiciones de operación

La absorción del ácido clorhídrico, permite absorber hasta un máximo de 35 a un 37 %, mientras que si se hace de manera adiabática solo absorbe de un 25 a un 30% ⁽¹²⁾. Estos valores dependen de la fracción de ácido que conlleve el caudal de gas, como se muestra a la **Figura 11-16**, por lo tanto, es importante maximizar la concentración de ácido en el caudal de vapor.

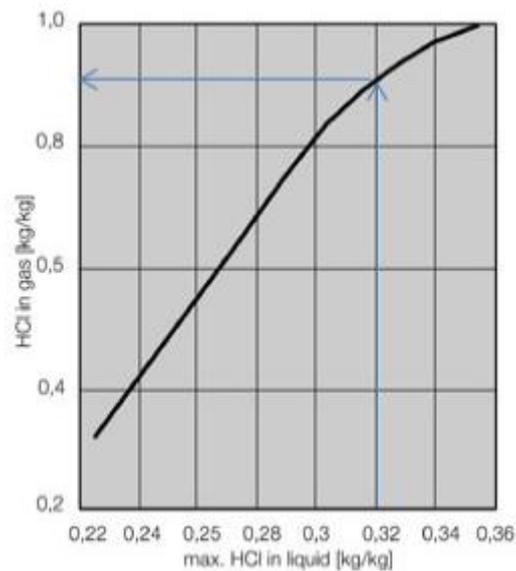


Figura 11- 16: Gráfico de equilibrio

El caudal de gas entra a una concentración de 91% en masa respecto al ácido. Por lo tanto, se llegará hasta una absorción del 32.3%. A nivel de diseño esta se diseñará en co-corriente, ya que si se trabaja en contracorriente la máxima velocidad que puede circular el gas es de 4.5 m/s hasta que se inunde la torre, siendo mucho menor respecto los 18 m/s de que si se trabajara en co-corriente ⁽¹²⁾. Respecto el material de diseño se tiene que usar un material donde sea capaz de soportar la corrosión y a la vez tener una buena conductividad térmica para el intercambio de calor. Los materiales principales son el grafito, el cristal y el tantalio. El material escogido es el

grafito, ya que el cristal se puede romper por sobrecalentamiento o grandes cambios de presión.

11.6.2.3 Diseño interno

- **Balances de materia y energía**

Primero de todo se han establecido los balances de materia del proceso. Como se ha dicho anteriormente se conseguirá un 32.3% de absorción, y se hará una absorción adiabática previa del 5 %. Seguidamente se realizan los balances de materia, estos siguen la numeración de la **Figura 11-15**

Balanz Absorción HCl: Supondremos que todo el benceno sale liquido

$$C1 \cdot \left(\frac{X_{HCl}}{0.323} + X_{C_6H_6} \right) = C4 \quad 3011 \frac{kg \text{ totals}}{h} \cdot \left(\frac{0.911}{0.323} + 0.0781 \right) = C4$$

$$C4 = 8732.14 \frac{kg}{h}$$

Caudal de agua necesario

$$C1 \cdot X_{HCl} + C5 = C4 \cdot (X_{HCl} + X_{C_6H_6}) \quad 2744.52 \frac{kg \text{ HCl}}{h} + C5 = 8732.14 \frac{kg \text{ totals}}{h} \cdot 0.973$$

$$C5 = 5752.46 \frac{kg}{h}$$

Caudal de entrada al absorbedor: El cloro se quedara en la fase gas e ira al absorbedor

$$C3 = \frac{C5 \cdot 0.05}{0.95} + C1 \cdot X_{Cl} \quad C3 = \frac{5752.46 \frac{kg}{h} \cdot 0.05 \frac{kg}{kg \text{ total}}}{0.95 \frac{kg \text{ HCl}}{kg \text{ totals}}} + 3011 \frac{kg \text{ totals}}{h} \cdot 0.01 \frac{kg \text{ Cl}}{h}$$

$$C3 = 334.08 \frac{kg}{h}$$

Caudal que entra del absorbedor a la columna

$$C1 + C2 = C3 + C4 \quad 3011 \frac{kg}{h} + C2 = 334.08 \frac{kg}{h} + 8732.14 \frac{kg}{h}$$

$$C2 = 6055.2 \frac{kg}{h}$$

A continuación, se ha procedido a calcular los balances de energía del absorbedor y del Falling film. Primero se calcula el calor generado de cada uno, este valor será el calor que tendremos que extraer a partir de la refrigeración. Estos se calculan a través del calor de formación del ácido clorhídrico. Sabiendo que los calores de absorción son de 61.31 kJ/mol y de 72.74 para el 32% y el 5% respectivamente:

$$\phi_{t32\%} = \frac{61630 \frac{kJ}{kmol} \cdot 75.19 \frac{kmol HCl}{h}}{3600 s} = 1280.6 kW$$

$$\phi_{t5\%} = \frac{72740 \frac{kJ}{kmol} \cdot 8.29 \frac{kmol HCl}{h}}{3600 s} = 167.6 kW$$

Como el absorbedor trabaja de manera adiabática se puede calcular la temperatura de operación a partir del balance energético. Se supone una temperatura del gas de entrada para realizar el balance. Como el agua de refrigeración entra a 6°C en contracorriente, se aproxima la temperatura del gas recirculado al absorbedor cerca de los 18°C.

$$\phi_{t5\%} = C2 \cdot Cp \cdot \Delta T \quad 11.6 - 1$$

$$\phi_{t5\%} = 6055.2 \frac{kg}{h} \cdot 4.19 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \cdot (T - 18) \quad T = 41.78 ^\circ C$$

Aplicando otro balance a la torre y fijando las temperaturas de entrada y salida del agua, podemos saber el caudal necesario de refrigerante. El agua de refrigeración entra proveniente de un chiller a 6°C para reducir el caudal de refrigerante.

$$\phi_{t32\%} = mc \cdot Cp \cdot \Delta T \quad mc = \frac{4.19 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \cdot (30 - 6)}{1280.6 kW} = 12.73 \frac{kg}{s}$$

- **Numero de tubos y coeficiente global de transferencia de calor**

Como se ha dicho anteriormente, el gas puede llegar hasta velocidades de 18 m/s hasta que la columna se inunda. Se ha fijado una velocidad de gas de 16 m/s y se ha establecido un diámetro de 20 mm el interno y 25 mm el externo. Seguidamente se calculan el número de tubos que tendrá la torre.

$$v = \frac{F}{Nt \cdot \frac{\pi}{4} \cdot d_i^2} \quad 11.6 - 2$$

$$Nt = \frac{0.36 \frac{m^3}{h}}{16 \frac{m}{s} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot 0.2^2 m^2} \approx 72 \text{ tubos}$$

Para calcular el coeficiente global, se necesita calcular primero el coeficiente interno y el externo. El coeficiente interno se calcula a partir de la correlación McAdams, Drew y Bay:

$$h_i = 9136 \cdot \tau^{\frac{1}{3}} \quad 11.6 - 3$$

Donde la constante τ :

$$\tau = \frac{C2}{Nt \cdot \pi \cdot d_i} \quad 11.6 - 4$$

$$\tau = \frac{6055.2 \frac{kg}{h}}{71 \cdot \pi \cdot 0.02 m} = 0.37 \frac{kg}{m \cdot s} \quad y \quad h_i = 9136 \cdot 0.37^{\frac{1}{3}} = 6569.43 W$$

El cálculo del coeficiente externo se lleva a cabo a partir de correlaciones que influyen el Reynolds y el Prandtl. Estos dependen los valores del área de paso por carcasa y el diámetro equivalente de carcasa.

$$A_s = \frac{(Pt - D_o) \cdot B_s \cdot D_s}{Pt} \quad 11.6 - 5$$

$$D_b = D_o \cdot \left(\frac{Nt}{K_1} \right)^{\frac{1}{n_1}} \quad 11.6 - 6$$

Donde n_1 i K_1 , son constantes que dependen del tipo de pitch que se use. En este caso se usará pitch triangular obteniendo unos valores de 2.142 y 0.319 respectivamente.

$$D_b = 0.025 m \cdot \left(\frac{71}{0.319} \right)^{\frac{1}{2.142}} = 0.313 m = 313 mm$$

$$D_s = 350 mm$$

Suponemos un espació de baffle de 100 mm.

$$A_s = \frac{(31.25\text{mm} - 313\text{mm}) \cdot 100\text{mm} \cdot 350\text{mm}}{31.25\text{mm}} = 7\text{ mm}$$

Finalmente se calcula el diámetro equivalente.

$$D_e = \frac{1.1}{D_o} \cdot (Pt^2 - 0.907 \cdot D_o^2) \quad 11.6 - 7$$

$$D_e = \frac{1.1}{25\text{mm}} \cdot (31.25^2\text{mm} - 0.907 \cdot 25^2\text{mm}) = 18\text{ mm}$$

Para comprobar que el cálculo es correcto la velocidad de paso por la carcasa tiene que dar un valor entre 0.3 y 3 m/s.

$$u_s = \frac{Gs}{\rho} \quad 11.6 - 8$$

$$u_s = \frac{1819.31 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}}{992.5} = 1.82 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Una vez conseguido los valores se realizan los cálculos del Reynolds y el Prandtl.

$$Re = \frac{D_e \cdot Gs}{\mu} \quad (11.5.9) \quad Pr = \frac{Cp \cdot \mu}{k} \quad 11.6 - 9$$

$$Re = \frac{0.018\text{m} \cdot 1819.31 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}}{0.0012 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}} = 28517.57 \quad Pr = \frac{4.18 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \cdot 0.006 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}}{0.628 \frac{\text{W}}{\text{K} \cdot \text{m}}} = 7.66$$

Seguidamente se calcula el coeficiente interno.

$$\frac{h_o \cdot D_e}{k} = 0.36 \cdot Re^{0.55} \cdot Pr^{0.33} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right) \quad 11.6 - 10$$

Donde $\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right) \approx 1$

$$h_o = \frac{0.36 \cdot 28517.57^{0.55} \cdot 7.66^{0.33} \cdot 0.628 \frac{\text{W}}{\text{K} \cdot \text{m}}}{0.018\text{ m}} = 6926.78 \frac{\text{W}}{\text{K} \cdot \text{m}^2}$$

Finalmente, el coeficiente global:

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{od}} + \frac{D_o \cdot \ln\left(\frac{D_o}{D_i}\right)}{2 \cdot kw} + \frac{D_o}{D_i \cdot h_{id}} + \frac{D_o}{D_i \cdot h_i} \quad 11.6 - 11$$

Donde la conductividad térmica del grafito es $k_w = 150 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$. Para los coeficientes internos y externos por embrutecimiento se ha establecido un factor de embrutecimiento de 0.0002. $h_{id} = h_{od} = \frac{1}{0.0002} = 5000 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{6926.78} + \frac{1}{5000} + \frac{0.025 \cdot \ln\left(\frac{0.025}{0.02}\right)}{2 \cdot 150} + \frac{0.025}{0.02 \cdot 5000} + \frac{0.025}{0.02 \cdot 6569.43} = 7.9 \cdot 10^{-3}$$

$$U_o = 1244.96 W$$

- **Longitud de los tubos**

El cálculo de la longitud de los tubos se ha hecho a partir de un proceso iterativo. Se ha dividido la torre en 5 puntos con diferentes rangos de absorción y se ha ido calculando la distancia de tubos entre los puntos. Este proceso se lleva a cabo para obtener un resultado más preciso de la longitud. Seguidamente se muestran los puntos por los cuales se ha dividido la torre.

Tabla 11- 20: División de los puntos de la torre

Punto	%
1	32
2	26
3	20
4	12
5	5

En cada punto se calcula el calor generada por la absorción. Este valor tendrá que igualar-se al balance de energía, ya que será el calor eliminado por la torre. A si, de forma iterativa se encuentra la temperatura de la película, a continuación se calcula el valor del área de intercambio y la longitud de los tubos. El cálculo iterativo se lleva a cabo con los siguientes pasos.

- Suponer una temperatura de la película.
- Calcular la cantidad de absorción.
 - Presión parcial del gas $p_{AL} = p_t \cdot y_{HCl}$
 - Presión parcial del líquido (Antoine) $\log p_{AL}^* = A - \frac{B}{T}$
 - Flujo del gas $Gt = \frac{\text{Caudal de gas}}{\text{Area de sección}}$

- Coeficiente de transferencia de masa $Kog = \frac{1.654 \cdot 10^{-5}}{PM_{medio}^{1.75}} \cdot \left(\frac{D_i \cdot Gt}{\mu}\right)$
- Cantidad de absorción $N_A = Kog \cdot 36.5 \cdot (p_{AL} - p_{AL}^*)$
- Cálculo del calor de absorción.
 - Calor de solución $\Delta H_s = \Delta H_{f\%absorción} - \Delta H_{f_{gas}}$
 - Calor de absorción $\phi = N_A \cdot (-\Delta H_s)$
- Cálculo de la temperatura del agua de refrigeración.
 - Calor generado entre dos puntos $\phi_N = \phi_{total} - \phi_{\%absorción}$
 - Temperatura del agua a partir del balance $\frac{\phi_{12}}{A} = U \cdot (T_N - T_{N-1})$
- Cálculo del calor de absorción a partir del balance de energía.
 - Balance de energía $\frac{Q}{A} = U \cdot (T_{ácido} - T_{agua\ refrigerante})$

Si $\phi \neq \frac{Q}{A}$, se tendrá que suponer otra temperatura.

Una vez encontrada la temperatura, se calcula el área de intercambio de calor entre los dos puntos junto la longitud de los tubos en ese rango.

$$A_N = \frac{\phi_N}{U \cdot \Delta T \ln} \quad 11.6 - 12$$

Dónde:

$$\Delta T \ln = \frac{(T_{Nacid} - T_{Nagua}) - (T_{N-1acid} - T_{N-1agua})}{\ln\left(\frac{T_{Nacid} - T_{Nagua}}{T_{N-1acid} - T_{N-1agua}}\right)}$$

Una vez calculado este, se calcula la longitud entre los puntos.

$$A_N = Nt \cdot \pi \cdot D_o \cdot L_N \quad 11.6 - 13$$

Seguidamente se muestran los valores obtenidos de cada punto junto la longitud y el área de intercambio final.

Tabla 11- 21: Resultados obtenidos para cada punto de la columna

Punt	%	Temperatura acido (°C)	Temperatura agua (C°)	Área (m ²)	Longitud (m)
1	32	17.31	6.00	9.87	2.20
2	26	51.75	11.28	4.54	1.01

3	20	67.30	16.12	3.39	0.76
4	12	84.11	20.65	6.11	1.37
5	5	98.30	30.06	23.91	5.34

La longitud de los tubos se ha sobredimensionado un 20%, obteniendo una longitud final de 6.4 metros.

11.6.2.4 Diseño y cálculo exterior de la columna

Mediante el código “ASME”, se ha realizado el diseño de la columna a presión interna. En el diseño se ha calculado el espesor para cada sección de la columna junto la presión y temperatura que puede soportar. Estos cálculos se muestran en el *apartado 11.4.4*. La columna está compuesta por la parte cilíndrica del cuerpo y las tapas toriesféricas superior e inferior.

11.6.2.5 Absorbedor adiabático

Para el diseño del absorbedor adjunto a la torre, se ha escogido mediante un catálogo proporcionado por la empresa *De Dietrich*. Sabiendo por los cálculos establecidos en el apartado *11.6.2.3 Balances de materia y energía*, se necesitará hacer una previa absorción de 334 kg/h de HCl. Observando la *Tabla 11-22*, se escogerá el diseño adecuado a nuestra operación.

Tabla 11- 22: Catálogo de absorción adiabática de ácido clorhídrico ^[14]

ABSORBER (DN)	Packing Height [m]	Rasching Glass Rings [mm]	Max. 30% Acid concentration [kg/h]
80	3.4	8	19
100	3.4	10	52
150	3.4	15	173
200	3.4	20	395
300	3.8	25	1054

450	4.4	40	3201
600	5.0	50	6691
800	5.7	50	11676
1000	6.2	50	18080

Como este catálogo es para la absorción del 30% y nosotros solo lo usamos para el 5 %, se escogerá de una altura del empaque de 4.4 m, ya que el caudal máximo permitido será el más cercano al nuestro operativo, además de presentar un sobredimensionado de 23.2%. El diámetro nominal de la columna sería de 450 mm.

Como la columna escogida es empacada se comprueba que el diámetro este dentro de los límites para un empacado de *Rasching rings* de cristal.

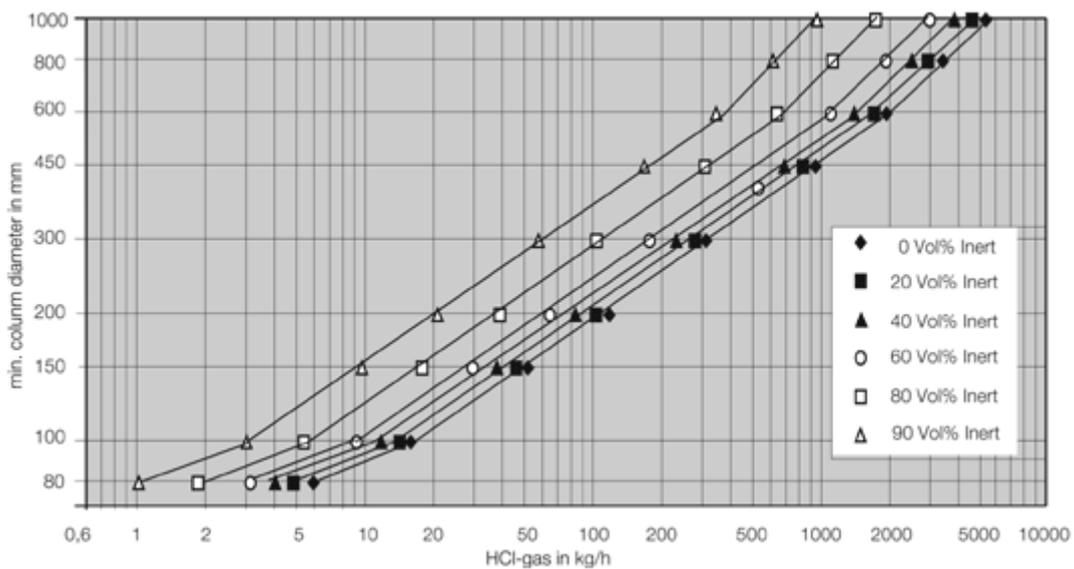


Figura 11- 17: Diámetro de operación para una columna empacada con *Rasching rings* de cristal ^[14]

Como se observa el diámetro mínimo de operación para nuestro caudal con un 20% de inerte, es de 250 mm.

11.6.3 Columna de absorción

11.6.3.1 Introducción

La columna de absorción sirve para absorber los orgánicos de la línea de gases a partir del corriente de recirculación de benceno. El diseño de las columnas se puede dividir en tres etapas.

- Selección de las condiciones de operación
- Elección, diseño y dimensionamiento interno.
- Diseño y cálculo exterior de la columna.

Este diseño se ha conseguido gracias al programa de simulación de procesos químicos *"Aspen Hysys"*, donde se han llevado a cabo los cálculos teóricos de la columna junto con su dimensionamiento. A continuación, se ha aplicado el código "ASME" para el diseño exterior del recipiente y su carcasa.

11.6.3.2 Selección de las condiciones de operación

Las condiciones de operación se han diseñado exclusivamente para disminuir el máximo porcentaje de orgánicos en la línea de gases. Las variables a tener en cuenta han sido las siguientes:

- **Temperatura.** Se ha disminuido la temperatura del corriente de benceno a 10°C para una mayor absorción.
- **Presión.** La columna trabajara a 2.4 bares para una mejor absorción.
- **Caudal.** El caudal de absorción se ha usado todo el benceno de recirculación ya que se obtiene una mayor absorción, aunque se podría a ver solo usado una parte y obtener un tamaño menor de la torre. Teniendo en cuenta estas variables, se ha preferido reducir la concentración de orgánicos.

11.6.3.3 Elección, diseño y dimensionamiento interno

La columna se ha diseñado empacada, ya que es más recomendada para absorción y además sale más económico respecto a la de platos cuando se trabaja con diámetros menores a 0.7 metros y con mezclas corrosivas ⁽⁴⁾.

Para el empacado se han escogido los mismos que las columnas de destilación, *Pall Rings*, ya que tienen una buena distribución de área, distribución de líquido, i una baja fricción; lo que conlleva a una capacidad y eficiencia mayor con una caída de presión baja ⁽⁹⁾.

El material del empaque se ha usado *Pall Rings* de PTFE, que son excelentes para trabajar con ácidos y compuestos orgánicos. Respecto al tamaño de los anillos, se ha escogida un tamaño grande y con posición aleatoria para un mayor ahorro económico. El tamaño escogido es de 1 pulgadas, ya que es recomendado si se trabaja con un diámetro de columna entre 1 y 3 pies ⁽⁴⁾

11.6.3.4 Diseño y cálculo exterior de la columna

Mediante el código “ASME”, se ha realizado el diseño de la columna a presión interna. En el diseño se ha calculado el espesor para cada sección de la columna junto la presión y temperatura que puede soportar. Estos cálculos se muestran en el **apartado 11.4.4**. La columna está compuesta por la parte cilíndrica del cuerpo y las tapas toriesféricas superior e inferior.

11.7 DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

Como se ha descrito en el apartado **2.2.3 Intercambiadores de calor** del **CAPÍTULO 2. EQUIPOS**, los intercambiadores usados son te coraza y tubos, y para diseñarlos se ha usado el programa informático *Aspen Exchanger Desing & Rating*, el cual permite un diseño riguroso basado en los estándares del código TEMA (*Tubular Exchanger Manufactures Association*) y el código ASME (*American Society of Mechanical Engineers*), hechos que permiten un diseño riguroso del equipo.

El programa está completamente automatizado proporcionando un diseño más económico y óptimo para los datos que se han introducido, pero para obtener los mejores resultados se debe introducir los datos correctos. Para llegar a ese punto se debe tener unos conocimientos previos y seguir un criterio preciso.

11.7.1 Diseño del equipo

Para que el programa pueda proporcionar un diseño adecuado al intercambiador necesario se ha tenido que introducir los siguientes datos siguiendo el criterio correcto:

11.7.1.1 Localización de cada fluido por coraza y tubos

Dependiendo del fluido que circule por cada parte del intercambiador, el rendimiento de este puede variar. A continuación se presentan los aspectos que se ha tenido en cuenta y que condicionan el diseño del equipo.

- ✓ Los vapores que contienen gases no condensables se enviarán a través de los tubos de manera que la acumulación de no condensables sea barrida.
- ✓ Los fluidos a alta presión o con acción corrosiva circularán por tubos debido a que se pueden limpiar con más facilidad.
- ✓ Caudales de vapor elevados pasarán a través de la coraza debido a que hay más espacio disponible. Cuando el caudal sea pequeño se usarán los deflectores transversales para aumentar las tasas de transferencia sin producir una caída de presión excesiva.
- ✓ Los fluidos que estén a temperaturas más elevadas se harán pasar por tubos, de este modo se reduce el coste del intercambiador, ya que la coraza no estará a temperaturas tan elevadas, permitiendo minimizar las pérdidas de calor y las medidas de seguridad.
- ✓ El fluido a condensar pasará por coraza, siendo de este modo más fácil de separar ambos estados.

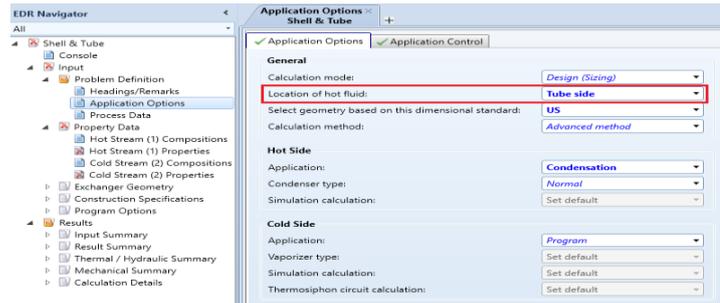


Figura 11- 18: Elección de la localización del fluido caliente en el input del Aspen Exchanger

Una vez hecha la primera iteración el programa puede ser que te recomiende que debas cambiar la localización de los fluidos para favorecer la transferencia de energía.

11.7.1.2 Introducir el cabal másico del corriente a calentar/enfriar

Como es de suponer, se ha introducido el cabal del corriente (gas/líquido/ambos) y se le ha regulado la temperatura.

En el caso de los intercambiadores de coraza y tubos presentes en las líneas de proceso se les ha añadido el cabal y la composición del corriente que entra en el intercambiador.

En el caso de los condensadores, el corriente que entra en el equipo corresponde a la salida de vapor por la parte de arriba de la columna correspondiente, actuando como condensador total y cambiando de estado todo el cabal de entrada de vapor a líquido.

En el caso de los reboilers termosifones es más complejo, el programa emprado para diseñar el proceso Aspen HYSYS simula un reboiler kettle como evaporador de la salida de la parte inferior de la columna. El sistema de reboiler con termosifón de la columna es distinto al del sistema con el reboiler *Kettle*, un ejemplo del sistema con la utilización de un termosifón se puede observar en cualquier PI&Ds de las columnas de destilación de la planta.

Para diseñar con el *Aspen Exchanger* se ha optado por hacer una suposición del cabal de entrada al termosifón, se ha usado el valor del cabal de vapor que salde del reboiler *Kettle* en el *Aspen HYSYS* para obtener un diseño de un termosifón vertical. Esta

suposición puede proporcionar un error dependiendo del cabal de vapor de cada Kettle y puede diferir de la realidad.

11.7.1.3 Elección del fluido adecuado para aportar energía al fluido de proceso

La temperatura la cual debe lograr el fluido de proceso condiciona mayoritariamente la elección del fluido. En el caso de los condensadores y los reboilers, el punto de burbuja del fluido de proceso es la que condiciona esta elección.

- Como se ha aplicado en el apartado **2.2.3 INTERCAMBIADORES DE CALOR** para temperaturas superiores a (temperatura burbuja fluido proceso) se usará vapor de 10 bares debido a que llega a una mayor temperatura (punto de burbuja)
- Para calentar cualquier líquido a una temperatura superior a la temperatura ambiente se usará vapor a 3 bares, con un rango de temperatura hasta 135°C
- En el caso de los evaporadores se escogerá el vapor entre 3 y 10 bares dependiendo del punto de burbuja del fluido a evaporar.
- Para enfriar o condensar se usará agua a una temperatura de 6°C para tener un mayor salto térmico disponible en el líquido refrigerante.

11.3.1.4 Elección del salto térmico del fluido de servicio

En los intercambiadores se ha establecido el salto térmico que debe sufrir el fluido que aporta la energía en caso de calentar o el que la recibirá en caso de enfriar el corriente de proceso.

La temperatura de salida del fluido refrigerante que aumenta tiene que ser inferior a la temperatura de salida del fluido que se enfría.

A continuación en la **figura 11.-19** se muestra el espacio para introducir el valor del salto térmico escogido del fluido refrigerante y el espacio donde se debe introducir el salto térmico que se debe obtener para el fluido del proceso.

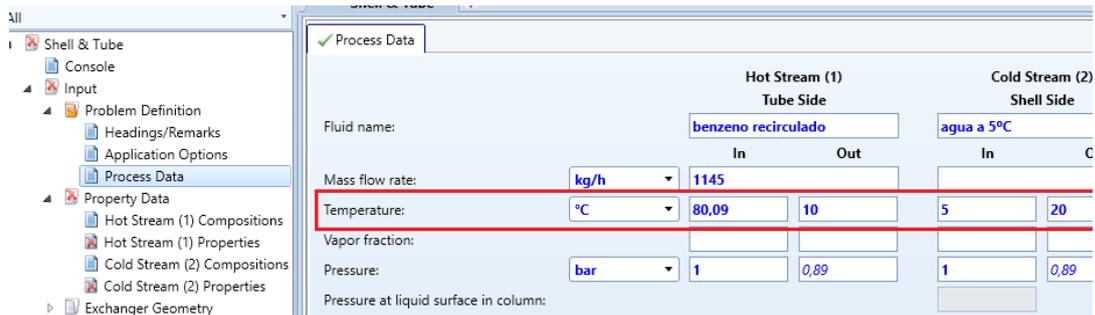


Figura 11- 19: Temperatura de entradas y salidas de los fluidos en el Input del Aspen Exchanger

En la tabla 11-23 se puede observar los saltos térmicos escogidos para cada fluido refrigerante. En el caso de los vapores se ha estimado que se usará el calor latente del fluido, es decir, que el salto térmico sufrido por el vapor se puede menospreciar.

Tabla 11- 23: Valores de saltos térmicos de los fluidos de servicio

FLUIDO DE SERVICIO	TEMPERATURA ENTRADA (°C)	TEMPERATURA SALIDA (°C)
Agua glicolada	-20	-10
Agua de torre	20	40
Vapor de 3 bares	135	135
Vapor de 10 bares	180	180

En los casos en que la temperatura de salida del fluido de proceso sea inferior a 40°C, el agua de torre ha de ser inferior a la del proceso, en estos casos esta agua se aprovecha para alimentar otros intercambiadores de calor y/o condensadores, reduciendo el volumen de agua de planta.

- Para diseñar el intercambiador, se deja vacía la casilla del caudal del fluido de servicio para que el mismo programa calcule la cantidad necesaria de éste, para obtener el bajado o subida de temperatura del fluido de proceso con el salto térmico establecido para el fluido de servicio.
- Para el caso de los reboilers, el salto térmico que sufren los dos fluidos viene condicionado por la diferencia de temperatura que sufren en el cambio de estado de cada uno de ellos. Para el fluido de proceso es una evaporación parcial del fluido, es decir, que no todo el fluido cambiará de fase. La

temperatura del vapor tiene que ser superior al punto de burbuja del fluido de proceso.

- En los condensadores, la temperatura máxima que puede llegar el agua que recibirá la energía no puede ser superior al punto de burbuja del fluido que debe condensar, normalmente se establece una diferencia de 1°C.
- En estos dos últimos casos no se especifican las temperaturas de entrada ni de salida de los fluidos que cambian de estado, sino que se incluye la fracción de vapor que debe llegar.

Por ejemplo, en los vapores se especifica una fracción de vapor de entrada de 1, y una de salida de 0, así se especifica que solo utiliza el calor latente del fluido y no sufre un cambio de temperatura muy significativo.

En el caso de desear una condensación o evaporación parcial se añade la fracción másica de vapor en la entrada del intercambiador y la fracción de vapor que se quiere tener en la salida.

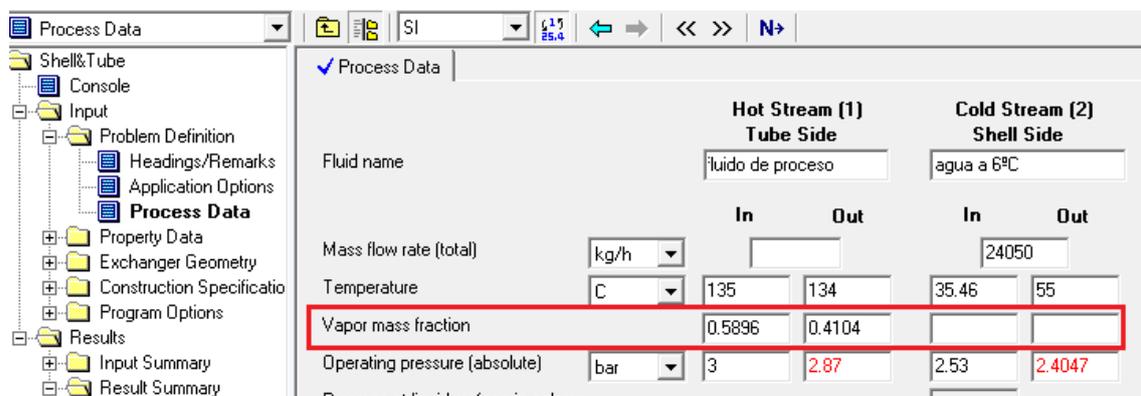


Figura 11- 20: Fracción de vapor de los fluidos en el Input del programa

11.7.1.5 Imposición del coeficiente de ensuciamiento (1/h_R)

El coeficiente de ensuciamiento varía según el fluido que circula por cada parte. Es un parámetro que interviene en los cálculos del programa, en concreto del coeficiente global de intercambio de calor.

Los fluidos de proceso son mayoritariamente fluidos orgánicos en estado líquido o gas, es decir, que el factor de ensuciamiento es similar en prácticamente todos los corrientes. Hay un par de corrientes donde predomina agua, y por tanto se usará su coeficiente de ensuciamiento, al igual que en los corrientes donde predomine el cloro y el ácido clorhídrico se usará su factor de ensuciamiento.

Tabla 11- 24: Valores de los factores de ensuciamiento de los fluidos de proceso y de los de servicio

FLUIDO	FACTOR DE ENSUCIAMIENTO (m ² ·°C/W)
Agua glicolada	0.00025
Agua (proceso y servicios)	0.00022
Fluidos orgánicos	0.0002
Ácido clorhídrico y cloro	
Vapor (3 i 10 bar)	0.0002

11.7.1.6 Material de diseño del intercambiador

Dependiendo del fluido que circula por el intercambiador se ha escogido un tipo de material específico, sobretodo en caso de fluidos corrosivos.

- Para corrientes de proceso donde no circula ácido clorhídrico ni cloro se usará acero inoxidable 304L, ya que no requiere una alta resistencia a la corrosión, aguanta las presiones a las que se somete y es relativamente barato.
- Para corrientes de proceso donde circulan el ácido clorhídrico y el cloro se usará PTFE.
- Los condensadores y reboilers están diseñados con acero inoxidable 316L, y 304L de acuerdo con las torres de destilación.

11.7.2 Resultados obtenidos en el Aspen Exchanger

El programa genera diferentes diseños de intercambiadores que cumplen los aspectos que se han introducido y te proporciona una amplia información sobre el modelo más económico. Entre estos datos aparece un resumen de la información proporcionada al programa, una hoja de especificación, un plano del intercambiador con sus medidas, detalles sobre los cálculos que ha seguido, etc.

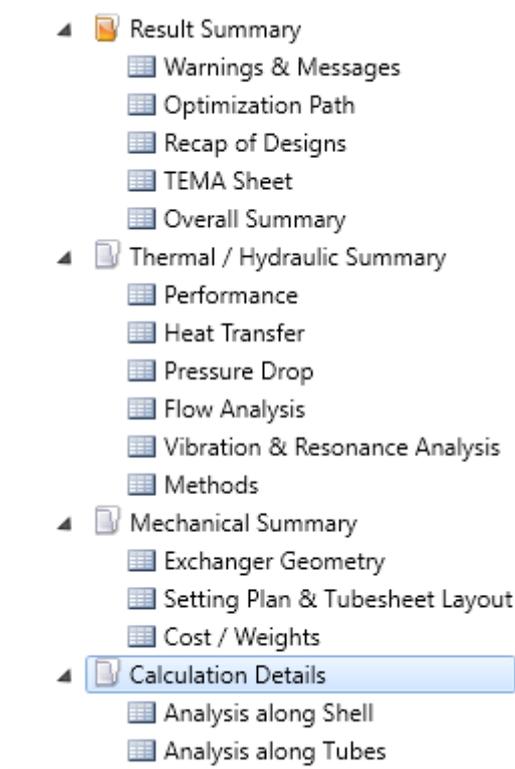
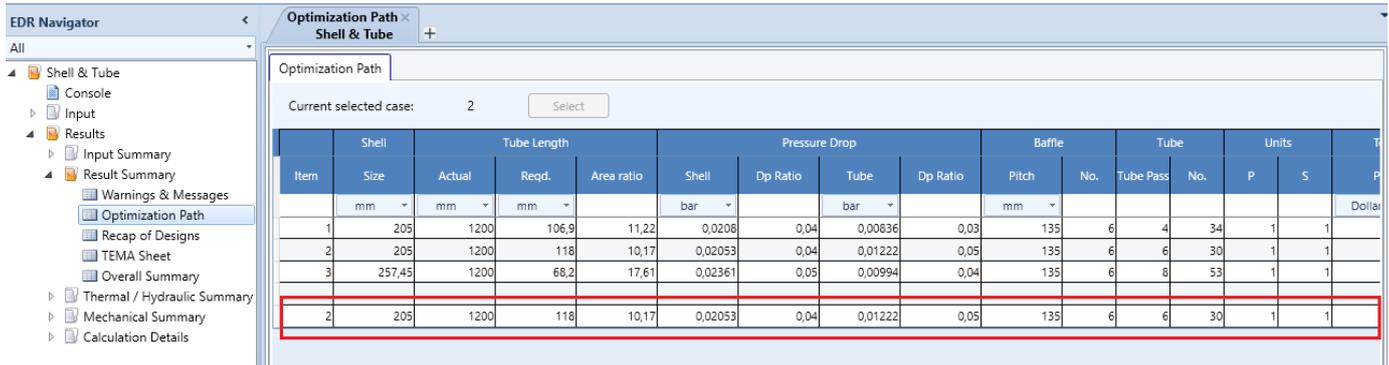


Figura 11- 21: Lista de información proporcionada por el Aspen Exchanger sobre el diseño seleccionado



Item	Shell	Tube Length			Pressure Drop				Baffle		Tube		Units		P	S	P
	Size	Actual	Reqd.	Area ratio	Shell	Dp Ratio	Tube	Dp Ratio	Pitch	No.	Tube Pass	No.	P	S			
1	205	1200	106,9	11,22	0,0208	0,04	0,00836	0,03	135	6	4	34	1	1			Dollar
2	205	1200	118	10,17	0,02053	0,04	0,01222	0,05	135	6	6	30	1	1			
3	257,45	1200	68,2	17,61	0,02361	0,05	0,00994	0,04	135	6	8	53	1	1			
2	205	1200	118	10,17	0,02053	0,04	0,01222	0,05	135	6	6	30	1	1			

Figura 11- 22: Lista de diseños calculados por el Aspen Exchanger en orden de menos a más diámetro de coraza

11.7.2.1 Criterios de selección del diseño

Será necesario llegar a una solución de compromiso con el objetivo de optimizar el diseño del intercambiador de calor.

- Relaciones térmicas: El salto térmico del agua no puede sobrepasar los 30°, sobre todo en el usado para la refrigeración con chiller. Esto se debe a que el equipo necesario para dar frío no es capaz de ofrecer una potencia de frío suficiente como para enfriar más de 10°C. Así pues, ha sido necesario proveer del cabal necesario de agua para mantener el salto establecido.
- Las velocidades de los fluidos que circulan deben estar entre un rango típico. Este rango se muestra en la **Tabla 11-25**

Tabla 11- 25: Velocidades típicas para la circulación de los fluidos en un intercambiador de calor. ⁽⁶⁾

ESTADO DEL FLUIDO	VELOCIDADES	RANGO [m/s]
LÍQUIDO	Por coraza	0.3 – 1
	Por tubos	1.5 – 4/ 2.5
VAPOR	Al vacío	50 – 70
	A presión atmosférica	10 – 30
	A alta presión	5 – 10

- Las dimensiones de los tubos estándares comprenden entre: 16 y 50 mm para el diámetro externo y un rango de entre 1800 y 4880 mm de longitud.
- El diámetro de la coraza (D_s) debe medir entre 150 y 1520 mm.

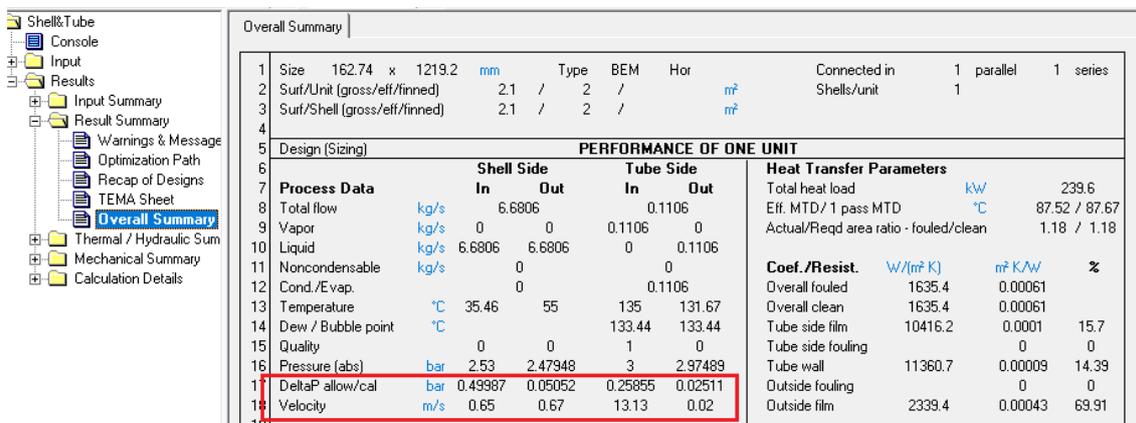
- La relación entre la longitud y el diámetro (L/D) del intercambiador debe estar entre 4 – 6.
- La pérdida de carga producida tanto por los tubos como por la coraza debe ser inferior al límite tolerable mostrado en la **Tabla 11-26**

Tabla 11- 26: Pérdida de presión máxima tolerable según el fluido que circule en el interior del intercambiador

LÍQUIDO	$\mu < 1 \text{ cP}$	$\Delta P < 35 \text{ kPa}$
	$1 < \mu < 10 \text{ cP}$	$\Delta P < 5 - 70 \text{ kPa}$
VAPOR	1-2 bar	$0.5 P_{\text{man}}$
	>10 bar	$0.1 P_{\text{man}}$

- Los cabezales escogidos para el diseño de intercambiadores han sido del tipo D, puesto que es especial para elevadas presiones. Para aquellos intercambiadores donde se produce un cambio de fase por evaporación total de alguno de los corrientes, se ha escogido un diseño de coraza de tipo K (*Kettle*), la más usada para su aplicación.
- El factor de ensuciamiento varía según el fluido de proceso, ya que estos poseen diferentes valores de resistencia al ensuciamiento.

A continuación se muestra una figura con los criterios a tener en cuenta en el programa *Aspen Exchanger Design & Rating*



PERFORMANCE OF ONE UNIT										
1	Size	162.74 x 1219.2	mm	Type	BEM	Hor	Connected in	1 parallel	1 series	
2	Surf./Unit (gross/eff/finned)	2.1 / 2 /					Shells/unit	1		
3	Surf./Shell (gross/eff/finned)	2.1 / 2 /								
4										
5	Design (Sizing)									
6										
7	Process Data						Heat Transfer Parameters			
8	Total flow	kg/s					Total heat load	kw	239.6	
9	Vapor	kg/s	0	0	0.1106	0	Eff. MTD/ 1 pass MTD	°C	87.52 / 87.67	
10	Liquid	kg/s	6.6806	6.6806	0	0.1106	Actual/Reqd area ratio - fouled/clean		1.18 / 1.18	
11	Noncondensable	kg/s	0	0	0	0				
12	Cond./E.vap.		0		0.1106		Coef./Resist.	W/(m² K)	m² K/W	%
13	Temperature	°C	35.46	55	135	131.67	Overall fouled	1635.4	0.00061	
14	Dew / Bubble point	°C			133.44	133.44	Overall clean	1635.4	0.00061	
15	Quality		0	0	1	0	Tube side film	10416.2	0.0001	15.7
16	Pressure (abs)	bar	2.53	2.47948	3	2.97489	Tube side fouling	0	0	
17	DeltaP allow/cal	bar	0.49987	0.05052	0.25855	0.02511	Tube wall	11360.7	0.00009	14.39
18	Velocity	m/s	0.65	0.67	13.13	0.02	Outside fouling	0	0	
19							Outside film	2339.4	0.00043	69.91

Figura 11- 23: Parámetros que deben estar dentro de los límites establecidos

11.8 DISEÑO DEL MEZCLADOR

11.8.1 Introducción

La reacción de cloración que se lleva a cabo en los reactores R-201, R-202 y R-203 requiere la presencia de FeCl_3 disuelto en la mezcla, para ello será necesario diseñar un equipo donde se junten los corrientes de FeCl_3 y los corrientes de benceno, tanto del alimento como recirculado, para que se mezclen y se pueda diluir todo el catalizador.

11.8.2 Estudio de la solubilidad de FeCl_3 en benceno

En el artículo “*Reaction of Ferric Chloride with Benzene*” de Peter Kovacic y Chisung Wu se determina la solubilidad del FeCl_3 en benceno a 1 atm y 27°C , en el experimento del artículo la mezcla es agitada durante 5 min y luego se ha dejado reposar durante media hora. Como en nuestro caso se trabaja en continuo el tiempo de residencia de la mezcla en el tanque será de 15 min.

El valor de la solubilidad indicado por este artículo es de 9.97 mmol FeCl_3 /mol benceno, es decir, en nuestro caso que tenemos un caudal de benceno de 238 kmol/h solubilizarán:

$$238 \frac{\text{Kmol B}}{\text{h}} \cdot \frac{9.97 \text{ mol cat}}{1 \text{ Kmol B}} \cdot \frac{1 \text{ Kmol cat}}{1000 \text{ mol cat}} = 2.3 \frac{\text{Kmol cat}}{\text{h}}$$

En nuestro caso el corriente de catalizador que deberá diluirse en el benceno es de 2.4 kmol/h, pero, como nuestro proceso se lleva a cabo a 2.4 bar y a 55°C , la solubilidad del catalizador en el benceno será mayor y, por lo tanto, no habrá ningún problema de solubilidad en la mezcla.

11.8.3 Balance energético del reactor

Una vez se conocen tanto el caudal volumétrico como el tiempo de residencia, se puede calcular el volumen útil del mezclador.

$$V = 22.3 \frac{m^3}{h} \cdot 0.25 h = 5.58 m^3$$

Una vez tenemos el volumen útil se sobredimensionará un 20 % el volumen del mezclador y se utilizará una relación L/D de 1.5. También será necesario calcular el grosor tanto del cuerpo cilíndrico como de los cabezales toriesféricos, para ello se ha utilizado la normativa y las instrucciones indicadas en el código ASME, explicado con anterioridad en el *apartado 11.4.4*.

Las dimensiones del mezclador del catalizador se especifican en la *tabla 11.8.1* mostrada a continuación:

Tabla 11- 27: Dimensiones del mezclador del catalizador

PARÁMETROS	VALORES
V mixer (m ³)	7
V útil (m ³)	5.58
Diámetro (m)	1.80
CUERPO CILÍNDRICO	
Altura (m)	2.75
Grosor (mm)	10.00
FONDOS TORIESFÉRICOS	
Altura (m)	0.38
Grosor (mm)	10.00

11.8.4 Diseño de la agitación.

Después de elaborar el diseño mecánico del mezclador, se lleva a cabo el diseño de la agitación de éste para garantizar una mezcla perfecta y una correcta dilución del catalizador en la mezcla de benceno.

Para seleccionar el tipo de catalizador se ha consultado la página web de la empresa “Dinamixin Agitators”⁽¹⁵⁾ donde el agitador que ha sido escogido para este equipo ha sido de la serie GMX 8000. A continuación, se muestra el tipo de turbina empleada en la *Figura 11-24*.



Fixed Pitch Blade Impeller

Figura 11- 24: Turbina de pala de paso fijo

Los valores necesarios para dimensionar el agitador se encuentran en la **Tabla 11-27**

Tabla 11- 28: Valores necesarios para dimensionar el agitador

PARÁMETROS	VALORES
Diámetro (m)	0.6
Distancia al fondo (m)	0.6
RPM	190.98
Np	0.90
P (KW)	1.93

11.9 DISEÑO DEL DECANTADOR

11.9.1 Introducción

El fluido que sale de la centrífuga contiene una fase acuosa que será necesario separar, para ello se ha consultado el libro de “*Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*” de McCabe donde se han consultado diferente tipo de decantadores que operan en continuo. Finalmente, el decantador escogido es el decantador continuo por gravedad y a continuación se mostrarán los pasos seguidos para el cálculo de los diferentes parámetros necesarios para su dimensionamiento.

Un decantador de gravedad de este tipo se utiliza para la separación continua de dos líquidos no miscibles de densidades diferentes. La mezcla de alimentación entra por un extremo del separador; los dos líquidos fluyen lentamente a través del tanque, separándose en dos capas, y descargan por las líneas de desborde al otro extremo del separador.

11.9.2 Diseño mecánico del decantador

El primer parámetro que será necesario calcular para dimensionar el decantador será el tiempo que necesito la mezcla para separarse correctamente, para ello se ha utilizado la siguiente **ecuación 11.9-1**:

$$t = \frac{100\mu}{\rho_A - \rho_B} \quad 11.9 - 1$$

Donde μ es la viscosidad de la fase continua, en nuestro caso la fase orgánica (0.492 cP), ρ_A es la densidad de la fase pesada, en nuestro caso la fase acuosa (1024 Kg/m³) y ρ_B es la densidad de la fase ligera, en nuestro caso la fase orgánica (931.2 Kg/m³).

Con estos datos obtenemos un valor de tiempo de separación de aproximadamente 30 min.

A continuación, sabiendo el caudal volumétrico de entrada al reactor (27.3 m³/h), se puede calcular el volumen necesario para que se lleve a cabo la separación.

$$V = 27.3 \frac{m^3}{h} \cdot 0.5 h = 14.5 m^3$$

Una vez tenemos el volumen útil se sobredimensionará un 10 % el volumen del decantador y se utilizará una relación L/D de 5. También será necesario calcular el grosor tanto del cuerpo cilíndrico como de los cabezales toriesféricos, para ello se ha utilizado la normativa y las instrucciones indicadas en el código ASME, explicado con anterioridad en el *apartado 11.4.4*.

Las dimensiones del decantador se especifican en la *Tabla 11.9.1* mostrada a continuación:

Tabla 11- 29: Dimensiones del decantador

PARÁMETROS	VALORES
V decantador (m ³)	16.1
V útil (m ³)	14.5
Diámetro (m)	1.60
CUERPO CILÍNDRICO	
Longitud (m)	8
Grosor (mm)	10.00
FONDOS TORIESFÉRICOS	
Altura (m)	0.34
Grosor (mm)	10.00

11.9.3 Cálculo de los diferentes parámetros de un decantador.

En la **Figura 11-25** se puede observar como es físicamente el decantador continuo por gravedad y los diferentes parámetros que se deben calcular.

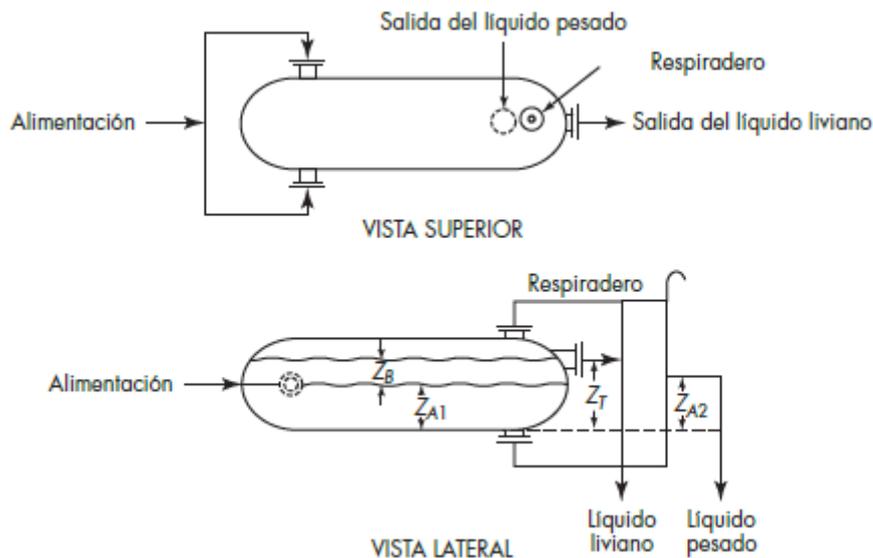


Figura 11- 25: Decantador continuo por gravedad

Como se puede observar en la **Figura 11-24** los parámetros que se necesitan calcular son Z_t , que es la altura total del líquido dentro del decantador, Z_B , que es la altura del fluido ligero, en nuestro caso la fase orgánica, Z_{A1} , que es la altura del fluido pesado dentro del decantador, en nuestro caso la fase acuosa, y Z_{A2} , que es la altura del rebosadero de la fase pesada. Para ello se han utilizado las ecuaciones presentadas en la página 40 del libro “Operaciones Unitarias en Ingeniería Química” de McCabe ⁽¹⁶⁾. Los valores para estos parámetros se encuentran representados en la **Tabla 11-29**.

Tabla 11- 30: Valores de los coeficientes Z

PARÁMETRO Z	Valores
Z_t (m)	1.52
Z_B (m)	1.18
Z_{A1} (m)	0.34
Z_{A2} (m)	1.72

11.10 DISEÑO DE TUBERIAS

11.10.1 Cálculo del diámetro nominal

Para el cálculo del diámetro nominal, se tiene que seguir los siguientes pasos.

- Suponer una velocidad típica para el fluido en cada ocasión mostrados en la siguiente tabla.

Tabla 11- 31: Velocidades típicas para fluidos circulando en tuberías de acero

Fluido	Tipo de Flujo	Velocidad	
		ft/s	m/s
Líquidos poco viscosos	Flujo por gravedad	0.5 – 1	0.15 – 0.30
	Entrada de bomba	1 – 3	0.3 – 0.9
	Salida de bomba	4 – 10	1.2 – 3
	Línea de Conducción	4 – 8	1.2 – 2.4
Líquidos viscosos	Entrada de bomba	0.2 – 0.5	0.06 – 0.15
	Salida de bomba	0.5 – 2	0.15 – 0.6
Vapor de Agua		30 – 50	9 – 15
Aire o gas		30 – 100	9 – 30

- Calcular el diámetro interno a partir del caudal Q y la velocidad.

$$D_i = \sqrt{\frac{Q \cdot 4}{\pi \cdot v}} \quad 11.10 - 1$$

Donde Q se trata del caudal en m^3/s

v es la velocidad del fluido en m/s

- Escoger un diámetro nominal dentro de los establecidos en el catálogo para el material de construcción deseado. A continuación, se muestran los diámetros nominales con su máxima presión permitida para el Acero 316L y 304L.

Tabla 11- 32: Máxima presión admisible para el acero 304

Temperature (°C):				50	100	150	200	250	300	325	350	375	400	425	450	475	500	525	
Design Strength (MPa):				115	115	115	108	101	95	92	91	89	87	86	84	82	80	78	
Size		Sch	WT	Allowable Working Pressure (MPa)															
DN	NPS	mm	No	(mm)															
10	¾	17.15	10S	1.65	21.1	21.1	21.1	19.9	18.6	17.5	16.9	16.7	16.4	16.0	15.8	15.4	15.1	14.7	14.3
		17.15	40S	2.31	30.7	30.7	30.7	28.9	27.0	25.4	24.6	24.3	23.8	23.2	23.0	22.4	21.9	21.4	20.8
		17.15	80S	3.20	44.9	44.9	44.9	42.1	39.4	37.1	35.9	35.5	34.7	34.0	33.6	32.8	32.0	31.2	30.4
15	½	21.34	5S	1.65	16.7	16.7	16.7	15.7	14.7	13.8	13.4	13.2	12.9	12.6	12.5	12.2	11.9	11.6	11.3
		21.34	10S	2.11	21.8	21.8	21.8	20.5	19.1	18.0	17.4	17.2	16.9	16.5	16.3	15.9	15.5	15.2	14.8
		21.34	40S	2.77	29.5	29.5	29.5	27.7	25.9	24.3	23.6	23.3	22.8	22.3	22.0	21.5	21.0	20.5	20.0
20	¾	21.34	80S	3.73	41.5	41.5	41.5	39.0	36.5	34.3	33.2	32.9	32.1	31.4	31.1	30.3	29.6	28.9	28.2
		26.67	5S	1.65	13.2	13.2	13.2	12.4	11.6	10.9	10.5	10.4	10.2	10.0	9.8	9.6	9.4	9.2	8.9
		26.67	10S	2.11	17.1	17.1	17.1	16.1	15.0	14.1	13.7	13.5	13.2	12.9	12.8	12.5	12.2	11.9	11.6
25	1	26.67	40S	2.87	23.9	23.9	23.9	22.5	21.0	19.8	19.1	18.9	18.5	18.1	17.9	17.5	17.0	16.6	16.2
		26.67	80S	3.91	33.8	33.8	33.8	31.8	29.7	28.0	27.1	26.8	26.2	25.6	25.3	24.7	24.1	23.5	23.0
		33.40	5S	1.65	10.4	10.4	10.4	9.8	9.1	8.6	8.3	8.2	8.0	7.9	7.8	7.6	7.4	7.2	7.0
32	1¼	33.40	10S	2.77	18.0	18.0	18.0	16.9	15.8	14.9	14.4	14.2	13.9	13.6	13.5	13.1	12.8	12.5	12.2
		33.40	40S	3.38	22.3	22.3	22.3	21.0	19.6	18.5	17.9	17.7	17.3	16.9	16.7	16.3	15.9	15.5	15.2
		33.40	80S	4.55	31.1	31.1	31.1	29.2	27.3	25.7	24.9	24.6	24.1	23.5	23.3	22.7	22.2	21.7	21.1
40	1½	42.16	5S	1.65	8.2	8.2	8.2	7.7	7.2	6.7	6.5	6.5	6.3	6.2	6.1	6.0	5.8	5.7	5.5
		42.16	10S	2.77	14.0	14.0	14.0	13.2	12.3	11.6	11.2	11.1	10.9	10.6	10.5	10.2	10.0	9.8	9.5
		42.16	40S	3.56	18.3	18.3	18.3	17.2	16.1	15.2	14.7	14.5	14.2	13.9	13.7	13.4	13.1	12.8	12.4
50	2	42.16	80S	4.85	25.7	25.7	25.7	24.2	22.6	21.3	20.6	20.4	19.9	19.5	19.3	18.8	18.4	17.9	17.5
		48.26	5S	1.65	7.1	7.1	7.1	6.7	6.2	5.9	5.7	5.6	5.5	5.4	5.3	5.2	5.1	4.9	4.8
		48.26	10S	2.77	12.2	12.2	12.2	11.4	10.7	10.0	9.7	9.6	9.4	9.2	9.1	8.9	8.7	8.5	8.2
65	2½	48.26	40S	3.68	16.4	16.4	16.4	15.4	14.4	13.6	13.2	13.0	12.7	12.4	12.3	12.0	11.7	11.4	11.2
		48.26	80S	5.08	23.3	23.3	23.3	21.9	20.5	19.3	18.7	18.5	18.1	17.7	17.4	17.0	16.6	16.2	15.8
		60.33	5S	1.65	5.6	5.6	5.6	5.3	5.0	4.7	4.5	4.5	4.4	4.3	4.2	4.1	4.0	3.9	3.8
80	3	60.33	10S	2.77	9.6	9.6	9.6	9.0	8.5	8.0	7.7	7.6	7.5	7.3	7.2	7.0	6.9	6.7	6.5
		60.33	40S	3.91	13.8	13.8	13.8	13.0	12.1	11.4	11.1	10.9	10.7	10.5	10.3	10.1	9.9	9.6	9.4
		60.33	80S	5.54	20.1	20.1	20.1	18.9	17.6	16.6	16.1	15.9	15.6	15.2	15.0	14.7	14.3	14.0	13.6
90	3½	73.03	5S	2.11	6.0	6.0	6.0	5.6	5.2	4.9	4.8	4.7	4.6	4.5	4.5	4.4	4.3	4.1	4.0
		73.03	10S	3.05	8.7	8.7	8.7	8.2	7.7	7.2	7.0	6.9	6.8	6.6	6.5	6.4	6.2	6.1	5.9
		73.03	40S	5.16	15.2	15.2	15.2	14.2	13.3	12.5	12.1	12.0	11.7	11.5	11.3	11.1	10.8	10.5	10.3
100	4	73.03	80S	7.01	21.1	21.1	21.1	19.8	18.5	17.4	16.9	16.7	16.3	16.0	15.8	15.4	15.0	14.7	14.3
		88.90	5S	2.11	4.9	4.9	4.9	4.6	4.3	4.0	3.9	3.9	3.8	3.7	3.6	3.6	3.5	3.4	3.3
		88.90	10S	3.05	7.1	7.1	7.1	6.7	6.3	5.9	5.7	5.6	5.5	5.4	5.3	5.2	5.1	5.0	4.8
125	5	88.90	40S	5.49	13.1	13.1	13.1	12.3	11.5	10.9	10.5	10.4	10.2	9.9	9.8	9.6	9.4	9.1	8.9
		88.90	80S	7.62	18.6	18.6	18.6	17.5	16.4	15.4	14.9	14.8	14.4	14.1	13.9	13.6	13.3	13.0	12.6
		101.60	5S	2.11	4.3	4.3	4.3	4.0	3.7	3.5	3.4	3.4	3.3	3.2	3.2	3.1	3.0	3.0	2.9
150	6	101.60	10S	3.05	6.2	6.2	6.2	5.8	5.4	5.1	5.0	4.9	4.8	4.7	4.6	4.5	4.4	4.3	4.2
		101.60	40S	5.74	12.0	12.0	12.0	11.2	10.5	9.9	9.6	9.5	9.3	9.0	8.9	8.7	8.5	8.3	8.1
		101.60	80S	8.08	17.2	17.2	17.2	16.2	15.1	14.2	13.8	13.6	13.3	13.0	12.9	12.6	12.3	12.0	11.7
200	8	114.30	5S	2.11	3.8	3.8	3.8	3.5	3.3	3.1	3.0	3.0	2.9	2.9	2.8	2.8	2.7	2.6	2.6
		114.30	10S	3.05	5.5	5.5	5.5	5.2	4.8	4.5	4.4	4.4	4.3	4.2	4.1	4.0	3.9	3.8	3.7
		114.30	40S	6.02	11.1	11.1	11.1	10.4	9.8	9.2	8.9	8.8	8.6	8.4	8.3	8.1	7.9	7.7	7.5
250	10	114.30	80S	8.56	16.1	16.1	16.1	15.1	14.2	13.3	12.9	12.8	12.5	12.2	12.1	11.8	11.5	11.2	10.9
		141.30	5S	2.77	4.0	4.0	4.0	3.8	3.5	3.3	3.2	3.2	3.1	3.0	3.0	2.9	2.9	2.8	2.7
		141.30	40S	6.55	9.7	9.7	9.7	9.1	8.5	8.0	7.8	7.7	7.5	7.4	7.3	7.1	6.9	6.8	6.6
300	12	141.30	80S	9.53	14.4	14.4	14.4	13.5	12.7	11.9	11.5	11.4	11.2	10.9	10.8	10.5	10.3	10.0	9.8
		168.28	5S	2.77	3.4	3.4	3.4	3.2	3.0	2.8	2.7	2.7	2.6	2.5	2.5	2.5	2.4	2.3	2.3
		168.28	10S	3.40	4.1	4.1	4.1	3.9	3.6	3.4	3.3	3.3	3.2	3.1	3.1	3.0	3.0	2.9	2.8
350	14	168.28	40S	7.11	8.8	8.8	8.8	8.3	7.8	7.3	7.1	7.0	6.8	6.7	6.6	6.4	6.3	6.1	6.0
		168.28	80S	10.97	13.9	13.9	13.9	13.1	12.2	11.5	11.1	11.0	10.8	10.5	10.4	10.2	9.9	9.7	9.4
		219.08	5S	2.77	2.6	2.6	2.6	2.4	2.3	2.1	2.1	2.0	2.0	1.9	1.9	1.9	1.8	1.8	1.7
400	16	219.08	10S	3.76	3.5	3.5	3.5	3.3	3.1	2.9	2.8	2.8	2.7	2.7	2.6	2.6	2.5	2.4	2.4
		219.08	40S	8.18	7.8	7.8	7.8	7.3	6.8	6.4	6.2	6.1	6.0	5.9	5.8	5.7	5.5	5.4	5.3
		219.08	80S	12.70	12.3	12.3	12.3	11.5	10.8	10.2	9.8	9.7	9.5	9.3	9.2	9.0	8.8	8.5	8.3
450	18	273.05	5S	3.40	2.5	2.5	2.5	2.4	2.2	2.1	2.0	2.0	2.0	1.9	1.9	1.9	1.8	1.8	1.7
		273.05	10S	4.19	3.1	3.1	3.1	2.9	2.7	2.6	2.5	2.5	2.4	2.4	2.3	2.3	2.2	2.2	2.1
		273.05	40S	9.27	7.0	7.0	7.0	6.6	6.2	5.8	5.6	5.6	5.4	5.3	5.3	5.1	5.0	4.9	4.8
500	20	273.05	80S	12.70	9.8	9.8	9.8	9.2	8.6	8.1	7.8	7.7	7.6	7.4	7.3	7.1	7.0	6.8	6.6
		323.85	5S	3.96	2.5	2.5	2.5	2.3	2.2	2.1	2.0	2.0	1.9	1.9	1.9	1.8	1.8	1.7	1.7
		323.85	10S	4.78	3.0	3.0	3.0	2.8	2.6	2.5	2.4	2.4	2.3	2.3	2.3	2.2	2.1	2.1	2.0
550	22	323.85	40S	9.53	6.1	6.1	6.1	5.7	5.3	5.0	4.9	4.8	4.7	4.6	4.5	4.4	4.3	4.2	4.1
		323.85	80S	12.70	8.2	8.2	8.2	7.7	7.2	6.8	6.5	6.5	6.3	6.2	6.1	6.0	5.8	5.7	5.5
		355.60	5S	4.19	2.4	2.4	2.4	2.3	2.1	2.0	1.9	1.9	1.9	1.8	1.8	1.8	1.7	1.7	1.6

Tabla 11- 33: Máxima presión admisible para el acero 316L

Temperature (°C):			50	100	150	200	250	300	325	350	375	400	425	450	475	500	525	550	575	600	625	650	675	700	725			
Design Strength (MPa):			138	138	138	130	122	115	113	111	110	107	105	103	101	100	97	90	78	64	51	41	33	27	21			
Size			Allowable Working Pressure (MPa)																									
DN	NPS	mm	Sch No	WT (mm)																								
10	½	17.15	10S	1.65	25.4	25.4	25.4	23.9	22.4	21.1	20.8	20.4	20.2	19.7	19.3	18.9	18.6	18.4	17.8	16.5	14.3	11.8	9.4	7.5	6.1	5.0	3.9	
		17.15	40S	2.31	36.9	36.9	36.9	34.7	32.6	30.7	30.2	29.7	29.4	28.6	28.1	27.5	27.0	26.7	25.9	24.0	20.8	17.1	13.6	11.0	8.8	7.2	5.6	
		17.15	80S	3.20	53.9	53.9	53.9	50.7	47.6	44.9	44.1	43.3	42.9	41.8	41.0	40.2	39.4	39.0	37.9	35.1	30.4	25.0	19.9	16.0	12.9	10.5	8.2	
15	¾	21.34	5S	1.65	20.0	20.0	20.0	18.9	17.7	16.7	16.4	16.1	16.0	15.5	15.2	14.9	14.7	14.5	14.1	13.1	11.3	9.3	7.4	6.0	4.8	3.9	3.0	
		21.34	10S	2.11	26.1	26.1	26.1	24.6	23.1	21.8	21.4	21.0	20.8	20.3	19.9	19.5	19.1	18.9	18.4	17.0	14.8	12.1	9.7	7.8	6.3	5.1	4.0	
		21.34	40S	2.77	35.4	35.4	35.4	33.3	31.3	29.5	29.0	28.4	28.2	27.4	26.9	26.4	25.9	25.6	24.9	23.1	20.0	16.4	13.1	10.5	8.5	6.9	5.4	
20	¾	21.34	80S	3.73	49.8	49.8	49.8	46.9	44.1	41.5	40.8	40.1	39.7	38.6	37.9	37.2	36.5	36.1	35.0	32.5	28.2	23.1	18.4	14.8	11.9	9.7	7.6	
		26.67	5S	1.65	15.8	15.8	15.8	14.9	14.0	13.2	12.9	12.7	12.6	12.2	12.0	11.8	11.6	11.4	11.1	10.3	8.9	7.3	5.8	4.7	3.8	3.1	2.4	
		26.67	10S	2.11	20.5	20.5	20.5	19.3	18.1	17.1	16.8	16.5	16.4	15.9	15.6	15.3	15.0	14.9	14.4	13.4	11.6	9.5	7.6	6.1	4.9	4.0	3.1	
25	1	26.67	40S	2.87	28.7	28.7	28.7	27.0	25.4	23.9	23.5	23.1	22.9	22.2	21.8	21.4	21.0	20.8	20.2	18.7	16.2	13.3	10.6	8.5	6.9	5.6	4.4	
		26.67	80S	3.91	40.6	40.6	40.6	38.3	35.9	33.8	33.3	32.7	32.4	31.5	30.9	30.3	29.7	29.4	28.5	26.5	23.0	18.8	15.0	12.1	9.7	7.9	6.2	
		33.40	5S	1.65	12.5	12.5	12.5	11.7	11.0	10.4	10.2	10.0	9.9	9.7	9.5	9.3	9.1	9.0	8.8	8.1	7.0	5.8	4.6	3.7	3.0	2.4	1.9	
32	1¼	33.40	10S	2.77	21.6	21.6	21.6	20.3	19.1	18.0	17.7	17.4	17.2	16.7	16.4	16.1	15.8	15.6	15.2	14.1	12.2	10.0	8.0	6.4	5.2	4.2	3.3	
		33.40	40S	3.38	26.8	26.8	26.8	25.3	23.7	22.3	22.0	21.6	21.4	20.8	20.4	20.0	19.6	19.4	18.8	17.5	15.2	12.4	9.9	8.0	6.4	5.2	4.1	
		33.40	80S	4.55	37.4	37.4	37.4	35.2	33.0	31.1	30.6	30.0	29.8	29.0	28.4	27.9	27.3	27.1	26.3	24.4	21.1	17.3	13.8	11.1	8.9	7.3	5.7	
40	1½	42.16	5S	1.65	9.8	9.8	9.8	9.2	8.7	8.2	8.0	7.9	7.8	7.6	7.4	7.3	7.2	7.1	6.9	6.4	5.5	4.5	3.6	2.9	2.3	1.5	1.1	
		42.16	10S	2.77	16.8	16.8	16.8	15.9	14.9	14.0	13.8	13.5	13.4	13.1	12.8	12.6	12.3	12.2	11.8	11.0	9.5	7.8	6.2	5.0	4.0	3.3	2.6	
		42.16	40S	3.56	22.0	22.0	22.0	20.7	19.5	18.3	18.0	17.7	17.6	17.1	16.8	16.4	16.1	16.0	15.5	14.4	12.4	10.2	8.1	6.5	5.3	4.3	3.4	
50	2	42.16	80S	4.85	30.9	30.9	30.9	29.1	27.3	25.7	25.3	24.8	24.6	24.0	23.5	23.1	22.6	22.4	21.7	20.1	17.5	14.3	11.4	9.2	7.4	6.0	4.7	
		60.33	5S	1.65	6.8	6.8	6.8	6.4	6.0	5.6	5.5	5.4	5.4	5.2	5.1	5.1	5.0	4.9	4.8	4.4	3.8	3.1	2.5	2.0	1.6	1.3	1.0	
		60.33	10S	2.77	11.6	11.6	11.6	10.9	10.2	9.6	9.5	9.3	9.2	9.0	8.8	8.6	8.5	8.4	8.1	7.5	6.5	5.4	4.3	3.4	2.8	2.3	1.8	
65	2½	60.33	40S	3.91	16.6	16.6	16.6	15.6	14.7	13.8	13.6	13.3	13.2	12.9	12.6	12.4	12.1	12.0	11.7	10.8	9.4	7.7	6.1	4.9	4.0	3.2	2.5	
		60.33	80S	5.54	24.1	24.1	24.1	22.7	21.3	20.1	19.7	19.4	19.2	18.7	18.3	18.0	17.6	17.5	16.9	15.7	13.6	11.2	8.9	7.2	5.8	4.7	3.7	
		73.03	5S	2.11	7.2	7.2	7.2	6.7	6.3	6.0	5.9	5.8	5.7	5.6	5.4	5.3	5.2	5.2	5.0	4.7	4.0	3.3	2.6	2.1	1.7	1.4	1.1	
80	3	73.03	10S	3.05	10.5	10.5	10.5	9.9	9.3	8.7	8.6	8.4	8.3	8.1	8.0	7.8	7.7	7.6	7.4	6.8	5.9	4.9	3.9	3.1	2.5	2.0	1.6	
		73.03	40S	5.16	18.2	18.2	18.2	17.1	16.1	15.2	14.9	14.6	14.5	14.1	13.8	13.6	13.3	13.2	12.8	11.9	10.3	8.4	6.7	5.4	4.3	3.6	2.8	
		73.03	80S	7.01	25.3	25.3	25.3	23.8	22.4	21.1	20.7	20.4	20.2	19.6	19.3	18.9	18.5	18.3	17.8	16.5	14.3	11.7	9.4	7.5	6.1	5.0	3.9	
90	3½	88.90	5S	2.11	5.9	5.9	5.9	5.5	5.2	4.9	4.8	4.7	4.5	4.5	4.4	4.3	4.2	4.1	3.8	3.3	2.7	2.2	1.7	1.4	1.1	0.9		
		88.90	10S	3.05	8.5	8.5	8.5	8.0	7.6	7.1	7.0	6.9	6.8	6.6	6.5	6.4	6.3	6.2	6.0	5.6	4.8	4.0	3.2	2.5	2.0	1.7	1.3	
		88.90	40S	5.49	15.8	15.8	15.8	14.9	13.9	13.1	12.9	12.7	12.6	12.2	12.0	11.8	11.5	11.4	11.1	10.3	8.9	7.3	5.8	4.7	3.8	3.1	2.4	
100	4	88.90	80S	7.62	22.4	22.4	22.4	21.1	19.8	18.6	18.3	18.0	17.8	17.4	17.0	16.7	16.4	16.2	15.7	14.6	12.6	10.3	8.3	6.6	5.4	4.4	3.4	
		101.60	5S	2.11	5.1	5.1	5.1	4.8	4.5	4.3	4.2	4.1	4.1	4.0	3.9	3.8	3.7	3.7	3.6	3.3	2.9	2.4	1.9	1.5	1.2	1.0	0.8	
		101.60	10S	3.05	7.4	7.4	7.4	7.0	6.6	6.2	6.1	6.0	5.9	5.8	5.7	5.6	5.4	5.4	5.2	4.9	4.2	3.5	2.8	2.2	1.8	1.5	1.1	
125	5	101.60	40S	5.74	14.4	14.4	14.4	13.5	12.7	12.0	11.8	11.5	11.4	11.1	10.9	10.7	10.5	10.4	10.1	9.4	8.1	6.7	5.3	4.3	3.4	2.8	2.2	
		101.60	80S	8.08	20.6	20.6	20.6	19.4	18.2	17.2	16.9	16.6	16.5	16.0	15.7	15.4	15.1	15.0	14.5	13.5	11.7	9.6	7.6	6.1	4.9	4.0	3.1	
		114.30	5S	2.11	4.5	4.5	4.5	4.3	4.0	3.8	3.7	3.6	3.6	3.5	3.4	3.4	3.3	3.3	3.2	3.0	2.6	2.1	1.7	1.3	1.1	0.9	0.7	
150	6	114.30	10S	3.05	6.6	6.6	6.6	6.2	5.8	5.5	5.4	5.3	5.3	5.1	5.0	4.9	4.8	4.8	4.6	4.3	3.7	3.1	2.4	2.0	1.6	1.3	1.0	
		114.30	40S	6.02	13.3	13.3	13.3	12.6	11.8	11.1	10.9	10.7	10.6	10.3	10.1	10.0	9.8	9.7	9.4	8.7	7.5	6.2	4.9	4.0	3.2	2.6	2.0	
		114.30	80S	8.56	19.4	19.4	19.4	18.2	17.1	16.1	15.8	15.6	15.4	15.0	14.7	14.4	14.2	14.0	13.6	12.6	10.9	9.0	7.2	5.8	4.6	3.8	2.9	
200	8	141.30	5S	2.77	4.8	4.8	4.8	4.5	4.3	4.0	3.9	3.9	3.7	3.7	3.6	3.5	3.5	3.4	3.1	2.7	2.2	1.8	1.4	1.2	0.9	0.7		
		141.30	10S	3.40	5.9	5.9	5.9	5.6	5.2	4.9	4.9	4.8	4.7	4.6	4.5	4.4	4.3	4.3	4.2	3.9	3.4	2.8	2.2	1.8	1.4	1.2	0.9	
		141.30	40S	6.55	11.7	11.7	11.7	11.0	10.3	9.7	9.6	9.4	9.3	9.0	8.9	8.7	8.5	8.5	8.2	7.6	6.6	5.4	4.3	3.5	2.8	2.3	1.8	
250	10	141.30	80S	9.53	17.3	17.3	17.3	16.3	15.3	14.4	14.2	13.9	13.8	13.4	13.2	12.9	12.7	12.5	12.2	11.3	9.8	8.0	6.4	5.1	4.1	3.4	2.6	
		168.28	5S	2.77	4.0	4.0	4.0	3.8	3.6	3.4	3.3	3.2	3.2	3.1	3.1	3.0	3.0	2.9	2.8	2.6	2.3	1.9	1.5	1.2	1.0	0.8	0.6	
		168.28	10S	3.40	5.0	5.0	5.0	4.7	4.4	4.1	4.1	4.0	4.0	3.9	3.8	3.7	3.6	3.6	3.5	3.2	2.8	2.3	1.8	1.5	1.2	1.0	0.8	
300	12	168.28	40S	7.11	10.6	10.6	10.6	10.0	9.4	8.8	8.7	8.5	8.4	8.2	8.1	7.9	7.8	7.7	7.4	6.9	6.0	4.9	3.9	3.1	2.5	2.1	1.6	
		168.28	80S	10.97	16.7	16.7	16.7	15.7	14.8	13.9	13.7	13.4	13.3	12.9	12.7	12.5	12.2	12.1	11.7	10.9	9.4	7.7	6.2	5.0	4.0	3.3	2.5	
		219.08	5S	2.77	3.1	3.1	3.1	2.9	2.7	2.6	2.5	2.5	2.5	2.4	2.3	2.3	2.3	2.2	2.2	2.0	1.7	1.4	1.1	0.9	0.7	0.6	0.5	
350	14	219.08	10S	3.76	4.2	4.2	4.2	4.0	3.7	3.5	3.4	3.4	3.3	3.2	3.1	3.1	3.0	3.0	2.7	2.4	2.0	1.6	1.3	1.0	0.8	0.6		
		219.08	40S	8.18	9.3	9.3	9.3	8.8	8.2	7.8	7.6</																	

- Calcular la velocidad del fluido con el diámetro escogido y comprobar que la velocidad calculada este dentro de las típicas.

11.10.2 Aislante de tuberías

El aislante térmico es necesario para evitar las pérdidas de calor del fluido, asegurando de este modo que el fluido llegue al equipo a la temperatura deseada. Además, es necesario para la seguridad de personas e instalaciones.

Las tuberías que conducen fluidos de 40°C hasta 200°C, se las ha aislado con lana de roca siguiendo las condiciones de la *Tabla 11-33*. Para aquellas que transporten un fluido a 15°C o inferior se ha aislado con espuma de poliuretano, *Tabla 11-34*.

El resumen de tuberías que se han aislado se puede encontrar en el **CAPÍTULO 4**.

Tuberías, válvulas y accesorios

Tabla 11- 34: Espesor necesario para conducción de fluidos calientes en función del diámetro y la temperatura

Diámetro ext. Tubería sin aislante	Temperatura máx. del fluido (°C)				Espesores admisibles (mm)
	4.-60	66-100	101-150	151-200	
D ≤35	20	20	30	40	
35≤60	20	30	40	40	
60≤ 90	30	30	40	50	
90≤ 140	30	40	50	50	
D≥ 140	30	40	50	60	

Tabla 11- 35: Espesor necesario para conducción de fluidos fríos en función del diámetro y de la temperatura

Diámetro ext. Tuberías sin aislante (mm)	Temperatura máx. del fluido (°C)				Espesor permisible (mm)
	-20 a -10	-10 a 0	0 a 10	10 a 15	
D ≤ 35	40	35	20	20	
35 ≤ 60	50	40	30	20	
60 ≤ 90	50	40	30	30	
90 ≤ 140	60	50	40	30	
D ≥ 140	60	60	40	30	

11.11 ELECCIÓN DE BOMBAS Y COMPRESORES

11.11.1 Elección de bombas

El diseño de las bombas se ha realizado según las necesidades de impulsión provenientes de las pérdidas de carga del fluido. Estos cálculos se han hecho a partir de aproximaciones ya que no se tienen los datos exactos de la longitud ni de la cantidad de accidentes que hay por tramo de tubería. Los tramos se ha hecho una estimación a partir del diagrama de implantación y la distancia entre áreas. Respecto a los accidentes se han calculado las válvulas conocidas y se ha supuesto 5 codos por tramo de tubería.

$$\frac{\Delta P}{\rho} + g \cdot \Delta z + \frac{\Delta v^2}{2\alpha} = W - E_v \quad 11.11 - 1$$

Donde ΔP es la variación de presión (kPa)

ρ densidad del fluido (kg/m³)

Δz altura (m)

Δv^2 se trata de la variación de la velocidad del fluido (m²/ s²)

α Factor de corrección, siendo 1 para régimen turbulento

W Trabajo realizado por la bomba (J/Kg)

E_v Pérdidas de carga (J/Kg)

Como la variación del fluido hasta llegar a la tubería es muy pequeña se puede considerar menospreciable.

Las pérdidas de presión del fluido se calculan con la **ecuación 11.10-2**.

$$E_v = 4f \cdot \frac{v^2 L}{2D} + K \cdot \frac{v^2}{2} \quad 11.10 - 2$$

Donde $4f$ es el factor de fricción de Fanning

K es la suma de las características de los accidentes

L longitud del tramo

D diámetro interno

El coeficiente de fricción de Fanning depende de la rugosidad del material de la tubería (ϵ), el diámetro interno y el número de Reynolds. Esta relación se grafica a partir del ábaco de Moody (**Figura 11-26**)

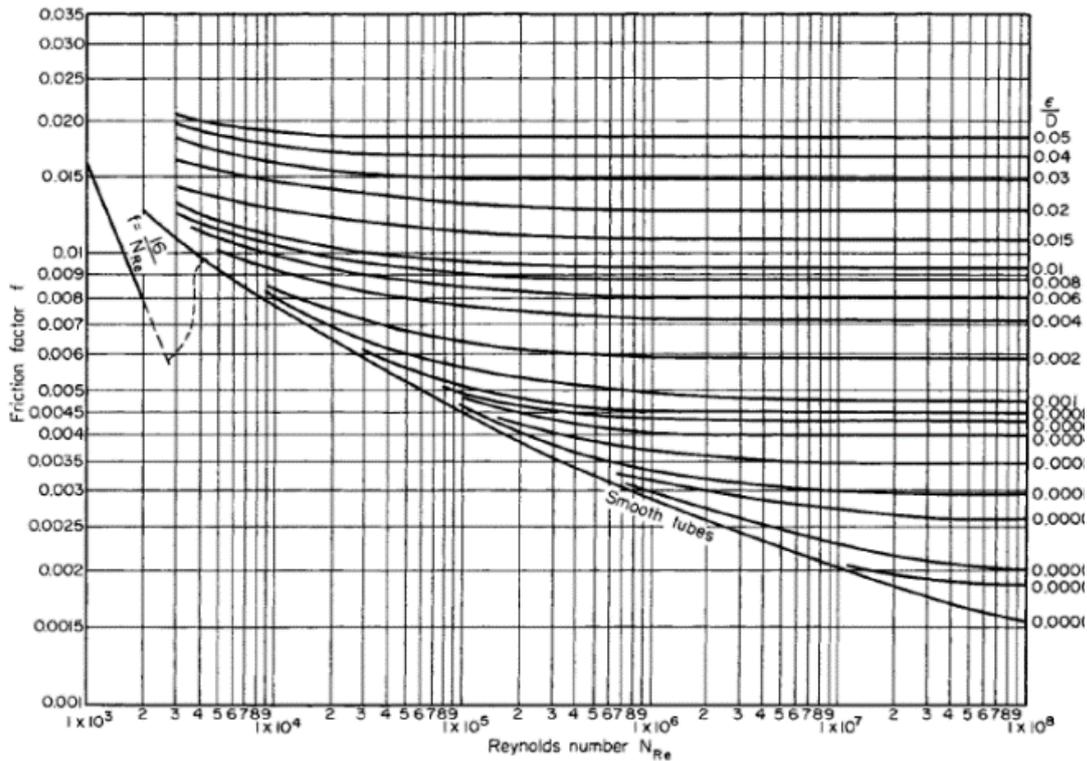


Figura 11- 26: Ábaco de Moody para encontrar el factor de fricción de Fanning 4f

A continuación, se calcula la potencia que tendrá la bomba a partir del trabajo que tendrá que realizar.

$$Pot = W \cdot M \qquad 11.11 - 3$$

Donde M Caudal másico del fluido

Una vez conocida la potencia requerida de la bomba se escogerá una con un porcentaje más elevado de potencia. Esto es necesario ya que no toda la energía suministrada de la bomba será utilizada para impulsar el fluido. Se ha considerado que la bomba tendrá un rendimiento del 75%.

11.11.2 Elección de compresores

Los compresores son necesarios para el aumento de presión de un gas. En la planta solo se cuenta con un compresor para aumentar el corriente gas de recirculación proveniente de la columna flash.

Para calcular la energía necesaria del compresor, primero se calcula la presión de salida del compresor para que llegue a su destino a la presión necesaria.

$$P = \sqrt{\frac{4f \cdot Z \cdot R \cdot T \cdot G^2 \cdot L}{PM \cdot D}} + P_1 \quad 11.11 - 4$$

Donde **4f** factor de Fanning

Z coeficiente de compresibilidad

R se trata de la constante de los gases ideales (8.31 kJ/ K·mol)

T temperatura de salida del compresor (K)

G velocidad másica del gas (kg/ m² · s)

L Longitud de impulsión (m)

P₁ Presión de salida del compresor (Pa)

Una vez conocida la presión de salida del compresor se calcula el trabajo del compresor con la **ecuación 11.11-5**.

$$w = \frac{\gamma}{\gamma - 1} \cdot \frac{Z \cdot R \cdot T}{PM} \cdot \left(\left(\frac{P}{P_2} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right) \quad 11.11 - 5$$

Donde **Y** se trata de la relación de calores específicos (Cp / Cv)

P₂ Presión de entrada al compresor (kPa)

T temperatura entrada al compresor

Finalmente calculamos la potencia que tendrá la bomba.

$$Pot = w \cdot M \quad 11.11 - 6$$

11.12 DISEÑO DE TANQUES DE REFLUJO

Los tanques de reflujo *reflux drum* son tanques de acumulación de condensado para la salida de los condensadores de las columnas de destilación. Estos tanques son indispensables para facilitar la regulación del caudal para llevar a cabo el reflujo del líquido, donde se realiza el retorno de una parte del condensado hacia las cabezas de las columnas y otra como producto que conforma el destilado durante la operación.

11.12.1 Condiciones y características de diseño de los tanques de reflujo

Según Carl Brannan ⁽⁶⁾, los tanques de reflujo verticales son inusuales en planta, ya que habitualmente la orientación de los tanques de reflujo són horizontales para minimizar la carga del líquido. Para el dimensionamiento de los tanques en términos de volumen, se usa la siguiente expresión proporcionada por el mismo autor:

$$V_d = F_5 \cdot 2 \cdot F_4 \cdot (F_1 + F_2) \cdot (L + F_3 \cdot D) \quad 11.12 - 1$$

Según la ecuación anterior, a partir de una serie de factores que tienen en cuenta el tipo de control usado en los tanques de reflujo, y manteniendo la relación de líquido devuelto y líquido destilado se realiza el cálculo del volumen de diseño.

Aunque la ecuación usada en el diseño de este tipo de tanque, el resultado se encuentra sujeto al tiempo de residencia fijado con un valor arbitrario de 5 minutos, para presentar un nivel mediano de líquido en éste, durante la operación de reflujo. Los factores que se encuentran en la *ecuación 11.12-1* se encuentran en la *Tabla 11-37*.

Tabla 11- 36: Factores de diseño de los tanques de reflujo. Reglas del pulgar por Carl Brannan

a. Factors F_1 and F_2 on the Reflux Flow Rate

Operation	Instrument Factor F_1		Labor Factor F_2		
	w/ Alarm	w/o Alarm	Good	Fair	Poor
FRC	$\frac{1}{2}$	1	1	1.5	2
LRC	1	$1\frac{1}{2}$	1	1.5	2
TRC	$1\frac{1}{2}$	2	1	1.5	2

b. Factor F_3 on the Net Overhead Product Flow to External Equipment

Operating Characteristics	F_3
Under good control	2.0
Under fair control	3.0
Under poor control	4.0
Feed to or from storage	1.25

c. Factor F_4 for Level Control

	F_4
Board-mounted level recorder	1.0
Level indicator on board	1.5
Gage glass at equipment only	2.0

Dónde, F_1 representa el valor arbitrario que relaciona la presencia de alarma y el tipo de control, si este es sobre el caudal de alimentación del tanque, nivel o temperatura.

F_2 representa el valor arbitrario para tareas de mantenimiento del tanque.

F_3 representa el valor arbitrario sobre las características operacionales basadas en la presencia y calidad de retorno del caudal de salida del tanque de reflujo.

F_4 representa el valor arbitrario que relaciona el tipo de gestión e instrumentación en el control de nivel del tanque

Una vez presentados los factores que se usan en el cálculo del volumen de diseño, en la **Tabla 11-36** se encuentran los valores de los caudales de líquido de retorno a la columna y los destilados, también necesarios para el cálculo.

El factor F_5 representa el valor arbitrario que presenta variación para poder ajustar el tiempo de residencia fijado, donde también se tiene en cuenta el caudal volumétrico de entrada de este.

Por otro lado, también se especifican los corrientes de líquido y destilado de cada reflujo de cada columna de destilación, para así poder fijar un volumen adecuado y que no sea excesivamente grande o pequeño.

Tabla 11- 37: Caudales de reflujo y destilado de las distinta columnas del proceso

EQUIPO	CD-101	CD-102	CD-001
Reflujo (m ³ /h)	19.61	11.3	7.534
Destilado (m ³ /h)	13.08	36.25	7.339

11.12.2 Dimensionamiento de los tanques de reflujo

Respeto al dimensionamiento de los tanques, se tiene en cuenta que la relación entre la longitud y el diámetro es de 2.5, valor que también se ha extraído de las normas del pulgar citada anteriormente.

Por ejemplo, para la columna CD-101, se calculan las dimensiones del tanque de reflujo RD-101.

En primer lugar, se calcula el diámetro del tanque a partir del volumen de diseño.

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L = 2.5 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^3 \quad 11.12 - 2$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot 2.5}} \quad 11.12 - 3$$

A continuación se adjunta una tabla con los valores correspondientes a los cálculos.

Tabla 11- 38: Resultados obtenidos del diseño de los tanques de reflujo

PARÁMETROS	EQUIPOS		
	CD-101	CD-102	CD-001
V (m ³)	2.724	1.569	3.625
Diámetro (m)	1.115	0.928	1.227
Longitud (m)	2.788	2.320	3.067

11.12.4 Diseño mecánico de los tanques de reflujo

Para asegurarnos que están todos los tanques bien cerrados y que hay una buena seguridad en planta, los tanques de reflujo se diseñan siguiendo el código ASME, con los mismos parámetros citados en el apartado **11-1 Diseño de tanques de almacenaje**.

Tabla 11- 39: Resultados del diseño mecánico de los tanques de reflujo

PARÁMETROS	unidades	CD-101	CD-102	CD-001
V total	m3	2.724	1.569	3.625
clase cabezal		toriesferico	toriesferico	toriesferico
t cuerpo	mm	14	10	16
t fondo	mm	12	10	12
t cabezal	mm	12	10	12
P operación	bar	2.4	2.4	2.4
P diseño	bar	3.04	3.04	3.04
T operación	°C	20	20	20
T diseño	°C	40	40	40
Material		AISI 304 L	AISI 304 L	AISI 304 L
densidad	kg/m3	7950	7950	7950
Peso vacío	Kg	72.5	68.5	223.2
Peso lleno	Kg	1967.5	1680	3365

11.13 DISEÑO DE TRATAMIENTO DE VENTEOS

En el control de la contaminación del aire, la adsorción se emplea para remover compuestos orgánicos volátiles de gas con baja o media concentración. En este caso se ha optado por introducir adsorbentes tipo recipiente de carbón activo desechable, ya que son óptimos para controlar corrientes de gas intermitentes, de bajo volumen, tales como aquellas emitidas por los venteos de tanques de almacenamiento.

11.13.1 Unidades con Recipientes de Carbón Desechables

Primero se tienen que obtener las isotermas de adsorción.

En la siguiente tabla se muestran los parámetros de las Isotermas del Benceno y del clorobenceno.

Tabla 11- 40: Parámetros para Isotermas de Adsorción ^[17]

Adsorbato	Temp (°F) Adsorción	Parámetros de la Isotherm		Rango de la Isotherma ^b (psia)
		k	m	
Benceno	77	0.597	0.176	0.0001-0.05
Clorobenceno	77	1.05	0.188	0.0001-0.01
Ciclohexano	100	0.505	0.210	0.0001-0.05
Dicloroetano	77	0.976	0.281	0.0001-0.04
Fenol	104	0.855	0.153	0.0001-0.03
Tricloroetano	77	1.06	0.161	0.0001-0.04
Cloruro de vinilo	100	0.200	0.477	0.0001-0.05
m-Xileno	77	0.708	0.113	0.0001-0.001
	77	0.527	0.0703	0.001-0.05
Acilonitrilo	100	0.935	0.424	0.0001-0.015
Acetona	100	0.412	0.389	0.0001-0.05
Tolueno	77	0.551	0.110	0.001-0.05

^a Cada isoterma es de la forma $W_e = kP^m$. (Ver el texto para la definición de los términos.) Los datos son para adsorción de carbón Calgon tipo "BPL"

^b Las ecuaciones no deben ser extrapoladas fuera de estos rangos.

Se puede calcular la carga másica:

$$w_e = \frac{0.01G}{Vm} \cdot MW_{ads} \quad 11.13 - 1$$

Dónde: w_e se trata de la carga de masa, adsorción en equilibrio (g de adsorbato /g de carbón)

G es la carga de carbón en equilibrio (cm³ de adsorbato líquido / 100g de carbón)

Vm equivale al volumen molar líquido de adsorbato (cm³/ g/mol)

MW_{abs} ; peso molecular del adsorbato

La carga de carbón G es calculada de una ecuación de regresión e la cual todos los términos están expresados en unidades métricas. Esta ecuación para G es el polinomio Calgon de quinto orden:

$$\log_{10} G = A_0 + A_1 Y + A_2 Y^2 + A_3 Y^3 + A_4 Y^4 + A_5 Y^5 \quad 11.13 - 2$$

Tabla 11- 41: Valores de los coeficientes de la ecuación de Calgon

A_0	A_1	A_2	A_3	A_4	A_5
1.71	$-1.46 \cdot 10^{-2}$	$-1.65 \cdot 10^{-3}$	$-4.11 \cdot 10^{-4}$	$3.14 \cdot 10^{-5}$	$-6.75 \cdot 10^{-7}$

y Y es calculada de varias ecuaciones, las cuales siguen:

El primer paso para el cálculo de Y es calcular P . Y esto se puede realizar calculando el potencial de adsorción.

$$\epsilon = RT \ln \left(\frac{Pv}{Pi} \right) \quad 11.13 - 3$$

Dónde : R : Coeficiente de los gases ideales, 1.987 (cal/g/mol K)

T : Temperatura absoluta (K)

Pv : Presión de vapor del adsorbato a la temperatura T (kPa)

Para poder encontrar la presión de vapor de los compuestos, se ha calculado a partir de la ecuación de Antoine.

$$\ln Pv (mmHG) = A - \frac{B}{T(K) + C} \quad 11.13 - 4$$

X será calculada de la siguiente manera.

$$X = \frac{\epsilon}{2.303 R Vm} \quad 11.13 - 5$$

11.13.2 Cálculo de la polarización relativa, Γ

$$\Gamma = \frac{\theta_i}{\theta_0} \quad 11.13 - 6$$

Donde θ_i que se trata de la polaridad del componente i por unidad de volumen, donde el componente i es el adsorbato

θ_0 : polaridad del componente 0 por unidad de volumen, donde el componente 0 es el componente de referencia, n-heptano.

Tanto para el adsorbato como para el componente de referencia, usando el índice refractivo apropiado del adsorbato, n , la polarización es calculada de:

$$\theta = \frac{n^2 - 1}{n^2 + 2} \quad 11.13 - 7$$

Una vez ya se conoce los términos de polaridad ya se puede calcular Y

$$Y = \frac{X}{\Gamma} \quad 11.13 - 8$$

11.13.3 Estimación de los requerimientos de carbón

La determinación de los requerimientos de carbón no es tan directa como la determinación de otros parámetros de diseño del adsorbedor. Durante la estimación de la carga de carbón, la sofisticación del enfoque utilizado depende de los datos y herramientas de cálculo disponibles.

El procedimiento práctico de estimación de carbón está basado en la “capacidad de trabajo” (We , $lbCOV/lb$ carbón). No debe ser confundida con la capacidad de equilibrio definida anteriormente.

La capacidad de trabajo es alguna fracción de la capacidad de equilibrio. La capacidad de trabajo, junto con el tiempo de adsorción y la carga de COV de entrada, es utilizada para computar el requerimiento de carbón para un adsorbedor de carbón desechable.

$$M_c = \frac{m_{voc}}{We} \theta_A \quad 11.13 - 9$$

Donde M_{voc} es la carga de COV de entrada (lb/h)

Obteniendo una cantidad de carbón necesaria por tanque de almacenaje de 24.33kg de carbón, los cuales se usarán para unas 20-25 cargas.

11.14 SERVICIOS

Tal y como se explica en el apartado **1.6.1 SERVICIOS REQUERIDOS POR LA PLANTA del Capítulo 1**, los equipos del sector de servicio no han sido diseñados de cero, sino que son equipos de catálogo de empresas externas, especializadas en

construirlos cada uno en su sector determinado. Se han escogido según las necesidades requeridas por el proceso.

En este apartado se explica los puntos importantes a la hora de escoger los equipos requeridos o en calcular parámetros de los mismos equipos para completar su información.

11.14.1 Torres de refrigeración

11.14.1.1 Elección del modelo de torre

La función de las torres de refrigeración es enfriar el cabal de agua que proviene de la planta a temperatura elevada hasta una temperatura determinada para volver al proceso y abastecer los equipos que lo necesiten. Para calcular la demanda de calor se usa la siguiente expresión:

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T \quad 11.14 - 1$$

Donde Q es el calor intercambiado (kW)

m es el cabal másico del fluido (kg/s),

Cp es el calor específico del fluido (kJ/kg·K)

ΔT es el salto térmico que sufre el fluido (K)

Con esta ecuación se encuentra la cantidad de potencia que se tiene que proporcionar a la torre de refrigeración. El valor calculado con el sumatorio de los calores intercambiados por todos los equipos que necesitan agua de torre, a partir del programa *Aspen Exchange Desing & Rating* mencionado en el apartado 2.2.3 **Intercambiadores de calor**, es más preciso que el cálculo anterior. Obtenido una calor a disipar de 10206KW.

Una vez se encuentra este valor de calor a intercambiar se busca en los catálogos de empresa un modelo de torre de refrigeración capaz de alcanzar esta cantidad de calor. En el apartado 1.6.1 Torre de refrigeración, se puede ver las especificaciones de la torre de refrigeración y la configuración de la torre escogida.

11.14.1.2 Consumo de agua real

El consumo total de agua de una torre de refrigeración se ve modificado por las pérdidas que tiene la torre, y se debe suplir con una entrada al sistema después de la torre. Este caudal necesario de agua fresca corresponde a las pérdidas por evaporación, y está variara según el caudal de calor disipado (Q_{evapor}), las pérdidas por arrastre que dependerán según el separador de gotas que se escoja para la torre (Q_{arr}) y para acabar, las pérdidas por purga que dependen de los ciclos de concentración (Q_{pur}).

$$Q_{total} = \left[\frac{m^3}{h} \right] = Q_{evap} + Q_{arr} + Q_{purga} \quad 11.14 - 2$$

➤ Pérdidas de agua por evaporación

El propio proveedor nos proporciona el dato de que cantidad de agua se evapora por KW de calor intercambiado, en el caso de la torre escogida es de 1.54L/h por KW intercambiado. Serán necesarias 1 torre del modelo escogido, para el caudal de calor necesario a disipar

$$Q_{evapo} = 10206kW \cdot \frac{1.54 L/h}{1kW} \cdot \frac{1m^3}{1000L} = 15.72 \frac{m^3}{h}$$

➤ Pérdidas por arrastre

Dependiendo del modelo del separador de gotas, las pérdidas por arrastre serán más notables o menos. La torre de refrigeración que se ha escogido consta de un separador de alta eficacia (modelo GEA 2H SANIPACKING) con un arrastre de 0.0005% del caudal de agua a enfriar por torre. Gracias a la cualidad del separador de gotas, este motivo de pérdida es despreciable.

$$Q_{arr} = 243.7 \frac{m^3}{h} \cdot \frac{0.0005}{100} = 0.001219 \frac{m^3}{h} \quad 11.14 - 3$$

➤ Pérdidas por purgas

Para determinar el caudal de agua perdido en la purga se debe calcular el primer ciclo de concentraciones (CC). Para calcular este ciclo se debe conocer las características del agua de red, es decir, las propiedades del agua de Igualada y las concentraciones permitidas por el modelo de la torre escogida.

El agua de red de Igualada es agua definida como dura, su valor de dureza es de 510 mg/L, es el parámetro característico para calcular el ciclo de concentraciones, la concentración permitida por la torre EWB 7200 es de 950 mg/L.

$$CC = \frac{950}{510} = 1.86$$

En la ecuación 11.14 - 4 se define como calcular las pérdidas por purgas

$$Q_{purga} = \frac{Q_{evap}}{CC - 1} = \frac{15.72}{1.86 - 1} = 18.2791 \frac{m^3}{h} \quad 11.14 - 4$$

Con todos los caudales encontrados se usa la ecuación 11.14 - 4 para encontrar el caudal total de pérdida de agua para la torre de refrigeración, el cual deberá ser añadido para poder suplir las pérdidas.

$$Q_{total} = 15.72 + 1.219 \cdot 10^{-3} + 18.28 = 34.0 \frac{m^3}{h}$$

En resumen, se deberá añadir un total de 34.0 m³/h de agua para suplir las pérdidas en el circuito de agua de la torre de refrigeración.

11.14.2 Chillers

Los *Chillers* son equipos de servicio que tienen la misma función que las torres de refrigeración, diferenciándose por la temperatura de entrada y salida del fluido y los caudales con los que se trabaja. El fluido que circula por un chiller es agua glicolada (30%), entrando con una temperatura de -10°C y saliendo a -20°C con un caudal de 17877.4 kg/h

De la misma manera que se ha hecho con las torres de refrigeración, es más preciso usar el valor encontrado con el sumatorio de los calores de los intercambiadores

encontrados en el *Aspen Exchanger Design & Rating*. El valor del calor a disipar es de 352 KW.

Para calcular el calor que se disipa en el modelo de *chiller* del fabricante *Budzar*, se unos datos específicos que te proporciona el proveedor.

Tabla 11- 42: Especificaciones de los modelos de chillers Budzar

MODEL	RATED CAPACITY TONS*				COMPRESSORS**		CHILLER FLA (460V 3 Ph, 60 Hz)
	-10°C (14°F)	-20°C (-4°F)	-30°C (-22°F)	-40°C (-40°F)	Number	HP (each)	
LTW-040	32.0	23.0	15.5	9.5	1	40	67
LTW-050	37.5	26.5	18.0	11.5	1	50	81
LTW-075	57.8	40.3	27.0	17.3	1	75	146
LTW-100	75.0	53.0	36.0	23.0	2	50	160
LTW-125	93.1	67.9	46.0	31.0	1	125	216
LTW-150	115.5	80.5	54.0	34.5	2	75	290
LTW-200	152.0	105.0	69.8	48.0	3	70, 70, 60	348
LTW-250	186.2	135.8	92.1	62.0	2	125	434
LTW-300	231.0	161.0	108.0	69.0	4	75	578
LTW-375	279.3	203.7	138.1	92.9	3	125	650
LTW-500	372.4	271.6	184.1	123.9	4	125	870
LTW-625	465.5	339.5	230.1	154.9	5	125	1082
LTW-750	558.6	407.4	276.2	185.9	6	125	1300

* Capacity based on 10 deg. C (50 deg.F) condenser water supply temperature
Capacity modulation 100% down to 20% : Single compressor units include modulating valve hot gas by-pass. Multiple compressor units use compressor unloader/compressor cycling.
** Compressor style: screw, semi-hermetic

En nuestro caso se ha escogido el modelo LTW-200, para este modelo y para un salto térmico de 10°C, la cantidad de agua requerida para condensar el refrigerante usado por el chiller para enfriar el agua glicolada, es de 105000 kg/h.

$$Q_{dis} = \left(105000 \left[\frac{kg}{h} \right] \cdot \frac{1h}{3600s} \right) \cdot 4.18 \left[\frac{KJ}{kg \cdot k} \right] \cdot 10K = 1219.17 KW$$

Para el otro chilller entra agua de red a 20°C y sale a 6°C, la cual se usara en la línea de tratamiento de gases.

11.14.3 Calderas

En la planta de producción de clorobenceno ha sido necesario el uso de dos fluidos térmicos vapor de agua y aceite térmico, es por eso que será necesario el uso de dos calderas distintas, una para cada fluido.

Tanto para la caldera de vapor de agua como la de aceite térmico, se usa directamente el valor obtenido del calor intercambiado con el programa *Aspen Exchanger Design & Rating*, para conocer el calor que debe aportar la caldera, siendo en este caso el calor latente del vapor con una pérdida de ciertos grados Celsius. Es por esta razón que se usarán los valores de:

- CALDERA DE VAPOR DE AGUA: 9559.3 kW
- CALDERA DE ACEITE TÉRMICO: 154.4 kW

Otro valor a calcular es el consumo de gas natural que necesita la caldera para producir vapor. Se sabe que el gas natural aporta 9500 kcal/Nm³, es decir, 1Nm³/h de gas natral equivale a 11.05kW.

$$9713.7 \text{ kW} \cdot \frac{1 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}}{11.05 \text{ kW}} = 879.07 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}$$

11.14.4 Descalcificadoras

Para escoger el modelo de la descalcificadora adecuada para tratar el agua requerida del proceso, se debe conocer el caudal a tratar y la dureza de esta. Como se ha especificado en el apartado 1.7.1.4 agua descalcificada, del **Capítulo 1. ESPECIFICACIONES DEL PROYECTO**, el caudal a tratar es de 50 m³/h

11.14.5 Tanque de nitrógeno

El caudal requerido de nitrógeno para desplazar el oxígeno y tener una atmosfera inerte no se puede saber a ciencia cierta. El caudal de nitrógeno que sale del venteo, y por tanto entran en los equipos que requieren inertización para mantener la presión por encima de la atmosférica y evitar la entrada de aire del exterior dentro del tanque está controlado por el sistema de control de presión, el cual se desconoce su funcionamiento a la perfección. También se implica el factor humano en las

situaciones de carga y descarga de los tanques de almacenaje que requieren de este servicio.

Como se ha descrito en el apartado 1.7.1.6 Nitrógeno del **Capítulo 1.ESPECIFICACIONES DEL PROYECTO** los equipos que requieren de inertización son ciertos tanques de almacenaje y los tanques pulmón presentes en el proceso.

Para cada equipo citado se ha usado los siguientes métodos o suposiciones para estimar un caudal de nitrógeno requerido.

- Para determinar el caudal de nitrógeno necesario en los tanques de almacenamiento se debe tener en cuenta la sustitución del gas de recubrimiento durante el bombeo del líquido de salida como la condensación de vapores del tanque durante la refrigeración térmica atmosférica. Para obtener el caudal de nitrógeno necesario se debe seguir los siguientes pasos:

11.14.5.1 Determinación del caudal de gas para el bombeo de líquido

Tabla 11- 43: Determinación del caudal de gas para el bombeo del líquido

Multiply Maximum Pump-Out Rate In	By	To Obtain
U.S. GPM	0.215	Nm ³ /hr air required
U.S. GPM	0.258	Nm ³ /hr air required
Barrels/hr	0.151	Nm ³ /hr air required
Barrels/day	0.0063	Nm ³ /hr air required
Liters/min	0.057	Nm ³ /hr air required

Los caudales de líquido de salida de los tanques se deben multiplicar por los factores de la tabla 11-43, los caudales de salida son elevados durante la puesta en marcha, pero gracias al gran sistema de recirculaciones y reaprovechamiento de materia prima, los caudales de salida serán bajos y no tendrán el papel principal en el valor final del caudal.

11.14.5.2 Determinación del caudal debido al enfriamiento atmosférico

Tabla 11- 44: Relaciones entre el caudal de nitrógeno requerido y el volumen del tanque

Tank Capacity			In Breathing Air Required	
Barrels	Gallons	[m ³]	SCFH	[Nm ³ /hr]
60	2,500	[9.5]	60	[1.6]
100	4,200	[15.9]	100	[2.7]
500	21,000	[79.5]	500	[13.4]
1,000	42,000	[159]	1,000	[26.8]
2,000	84,000	[318]	2,000	[53.6]
3,000	126,000	[477]	3,000	[80.4]
4,000	168,000	[636]	4,000	[107.2]
5,000	210,000	[795]	5,000	[134]
10,000	420,000	[1590]	10,000	[268]
15,000	630,000	[2385]	15,000	[402]
20,000	840,000	[3180]	20,000	[536]
25,000	1,050,000	[3975]	24,000	[643]
30,000	1,260,000	[4770]	28,000	[750]
35,000	1,470,000	[5560]	31,000	[830]
40,000	1,680,000	[6360]	34,000	[911]
45,000	1,890,000	[7150]	37,000	[992]
50,000	2,100,000	[7950]	40,000	[1070]
60,000	2,520,000	[9540]	44,000	[1180]
70,000	2,940,000	[11130]	48,000	[1290]
80,000	3,360,000	[12700]	52,000	[1400]
90,000	3,780,000	[14300]	56,000	[1500]
100,000	4,200,000	[15900]	60,000	[1600]
120,000	5,040,000	[19100]	68,000	[1800]
140,000	5,880,000	[22300]	75,000	[2000]
160,000	6,720,000	[25400]	82,000	[2200]
180,000	7,560,000	[28600]	90,000	[2400]

Como se puede observar en la tabla, se puede llegar a encontrar caudales de nitrógeno para grandes cantidades de tanques, según su volumen. En nuestro caso, los tanques de almacenaje, son de máximo 100 m³, encontrándose entre el rango de 79.5 – 159 m³ de la tabla, extrapolarlo con estos valores se encuentran los caudales de nitrógeno.

Con el sumatorio de los valores obtenidos se encuentra el caudal aproximado de nitrógeno en fase gas requerido para inertizar los tanques de almacenamiento.

- Este método, aunque parezca más preciso, puede dar error debido a que no tiene en cuenta el vaciado de los tanques, sino que considera una necesidad de nitrógeno continua. Una vez el tanque se vacía, se cierran las válvulas y se

retira el nitrógeno de dentro hasta la próxima carga de materia prima, cosa que este método no tiene en consideración.

- En el caso de los tanques pulmón, el método de cálculo es menos elaborado y se ha hecho siguiendo la suposición de que el caudal de nitrógeno que se requiere es igual al 5% al volumen del tanque, para así predecir las posibles oscilaciones del nivel del líquido de dentro el tanque en operación continua.

Estos dos métodos tienen su error y el caudal de nitrógeno se puede alejar ligeramente de la realidad debido a que, como se ha explicado antes, es un valor difícil de calcular para todas las variables que se deben considerar.

El caudal requerido de nitrógeno gas en condiciones normales es de 235.91 Nm³/h y, usando el factor de conversión de la empresa Linde (1m³ de nitrógeno gas = 1L N₂ líquido) se obtendrá un volumen alrededor de 42m³ de nitrógeno líquido almacenado criogénicamente para un stock de dos días.

11.14.6 Sistema de aire comprimido

El aire comprimido es esencial para el funcionamiento de las válvulas de acción neumática, equipos presentes al largo del proceso con un papel muy importante para el funcionamiento de la planta.

Se conoce que una válvula requiere como mínimo 1.5 m³/h y un máximo de 3 m³/h de aire comprimido para su correcto funcionamiento. Sabiendo el número de válvulas que requieren el caudal de aire comprimido se puede estimar el caudal total que se requiere en planta.

$$Q_{total} = 3 \left[\frac{m^3}{h} \right] \cdot N^{\circ} \text{ válvulas} = 3 \cdot 503 = 1509 \frac{m^3}{h} \quad 11.14 - 5$$

11.15 BIBLIOGRAFÍA

- (1) **SIPEM**. *Documento en línea. Hoja de características PTFE*. Fecha consulta (1/4/17)
<http://www.sipem.es/pdf/PTFE.pdf>
- (2) **API STANDARD 650. Welded Steel Tanks for Oil Storage**. 20th Edition, November 1998. Addendum 4, December 2005. *American Petroleum Institute*
- (3) **Manual del cloro**. *Documento en línea*. Fecha de consulta (28/3/17)
<http://www.aniq.org.mx/pqta/pdf/Manual%20del%20Cloro%20%28LIT%29.pdf>
- (4) **Gavin Towler and Ray Sinnott**, “*Chemical Engineering Design*. 5^o Edición. Elsevier Limited of The Boulevard, Oxford, 2009.
- (5) **Perry's Chemical Engineer's Handbook**.
- (6) **Azo Materials**. *Propiedades del SS 316L*.
<http://www.azom.com/article.aspx?ArticleID=2382>
- (7) **Ingeniería Bioquímica**. Godia Casablanca, F. y López Santin, J.
- (8) **Mott Corporation**. *Selección del difusor*.
https://mottcorp.com/sites/default/files/sparger_design_guide.pdf
- (9) **Kister, H. Z.**, *Distillation Design*, McGraw-Hill, EEUU, 1992.
- (10) **Rule of Thumb for Chemical Engineering**. Documento en línea. [pág. 48]
http://nigc.ir/portal/Images/Images_Training/files/files/chemist%20book/chemical%20list%20ed/Rule%20of%20Thumb%20for%20Chemical%20Engineers%203E.pdf
- (11) **Universidad Industrial de Santander**.
<http://repositorio.uis.edu.co/jspui/bitstream/123456789/626/2/125201.pdf>

(12) **Thakore, S.B., Bhatt, B.I** *Introduction to Process Engineering and Desing.*
Ed McGraw-Hill. [pág 635]

(13) **RASCHING.** *Distribuidores de columna*

<http://www.raschig.de/Liquid-Redistributor-Type-RP-1>

(14) **QVF.** De Dietrich Process System

<http://qvf-en.intdedietrich.mic-web02.client.rbs-fr.net/glass-process-systems/mineral-acids/adiabatic-absorption-of-hydrogen-chloride.html>

(15) **Dynamix Inc. (2017).** *Agitators & Mixers for Industrial Applications | Dynamix.*

[online] : <http://www.dynamixinc.com>

(16) **McCabe .** *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química.*

(17) **United States Enviromental Protection Agency (EPA) .** *Control de COV.*

Adsorbedores de carbón activo desechable. Documento en línea (Fecha consulta:

20/4/17) <https://www3.epa.gov/ttnca1/dir2/cs3-1ch1-s.pdf>