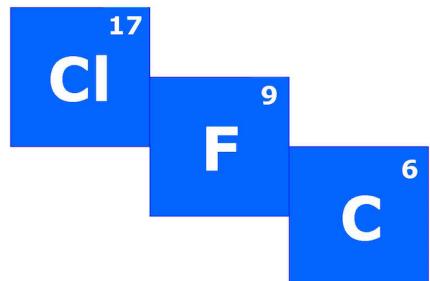


PLANTA DE PRODUCCIÓN DE FREÓN-13



CFC Chemical



PROYECTO FINAL DE GRADO
ESCOLA D'ENGINYERIA, UAB

Blanca Camps Fadulla
André González Coindreau
Aziza el Haddouchi
Sergio Mendoza Wendorff
Borja Solís Duran
Tutor: Antoni Sánchez Ferrer



Junio 2015

APARTADO 11

MANUAL DE CÁLCULO

ÍNDICE

11.1 DISEÑO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO	12
11.1.1 CONSIDERACIONES DE DISEÑO.....	12
11.1.2 PRESIÓN DE DISSEÑO.....	12
11.1.3 TEMPERATURA DE DISEÑO	13
11.1.4 MATERIAL DE DISEÑO.....	14
11.1.5 MARGEN O SOBREESPESOR POR CORROSIÓN.....	17
11.1.6 MARGEN O SOBREESPESOR POR FABRICACIÓN.....	17
11.1.7 FACTOR DE LA SOLDADURA	17
11.1.8 AISLAMIENTO.....	18
11.1.9 VENTEO	19
11.1.10 CONEXIONES.....	20
11.1.11 DISEÑO DEL PARQUE DE TANQUES Y CUBETOS	20
11.1.12 SISMORESISTENCIA.....	23
11.1.13 ACCIÓN DEL VIENTO	23
11.1.14 INERTIZACIÓN	23
11.1.15 DETERMINACIÓN DE LAS VARIABLES DE DISEÑO DE LOS TANQUES....	24
11.1.15.1 Calculo del volumen de los tanques de almacenamiento	24
11.1.15.2 Calculo de los espesores	25
11.1.15.3 Peso de los tanques de almacenamiento.....	27
11.1.16 DISEÑO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE TETRACLORURO DE CARBONO	31
11.1.17- DISEÑO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO DEL ÁCIDO FLUORHÍDRICO	40
11.1.18 DISEÑO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO DEL FREON-13.....	46
11.1.19 DISEÑO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO DEL ÁCIDO CLORHÍDRICO	53
11.1.20 TANQUE DE ALMACENAMINETO DEL CATALIZADOR SB ₅	59
11.2.1. REACTOR 201	64

11.3.3. 11.2.1.1. INTRODUCCIÓN	64
11.3.4. 11.2.1.2. BALANCE DE MATERIA	65
11.3.5. 11.2.1.3. DIMENSIONES DEL REACTOR	65
11.2.1.4. CÁLCULO DE LOS ESPESORES	67
11.2.1.4.1. Diseño del cilindro	67
11.2.1.4.2. Diseño de las tapas.....	68
11.2.1.5. PESO DEL REACTOR.....	69
11.2.1.5.1. Peso del reactor vacío	69
11.2.1.5.2. Peso del reactor en operación	71
11.2.1.6. BALANCE DE ENERGÍA	71
11.2.1.7. DISEÑO DEL SISTEMA DE CALEFACCIÓN.....	72
11.2.1.7.1 Diseño de la media caña.....	73
11.2.1.8. DISEÑO DEL AGITADOR.....	75
11.2.1.8.1. Características del agitador	76
11.2.1.8.2. Cálculo de la potencia del agitador	77
11.2.2 REACTOR CATALÍTICO	79
11.2.2.1 INTRODUCCIÓN	79
11.2.2.2 BALANCE DE MATERIA	80
11.2.2.3 ESCALADO DEL REACTOR.....	80
11.2.2.4 BALANCE DE ENERGÍA.....	82
11.2.2.4.1 CÁLCULO DEL CALOR A INTERCAMBIAR	82
11.2.2.4.2 CÁLCULO DEL ÁREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR	84
11.2.2.4.3 CÁLCULO DEL NÚMERO MÍNIMO DE TUBOS	85
11.2.2.5 DIMENSIONADO DEL REACTOR	85
11.2.2.5.1 CÁLCULO DEL NÚMERO DE TUBOS	86
11.2.2.5.2 CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA CORAZA.....	86
11.2.2.5.3 CÁLCULO DE LA VELOCIDAD DEL FLUIDO POR TUBOS	89
11.2.2.5.4 CÁLCULO DEL NÚMERO DE PANTALLAS DEFLECTORAS Y LA SEPARACIÓN ENTRE ELLAS	90
11.2.2.5.5 CÁLCULO DE LA CANTIDAD DE ACEITE TÉRMICO NECESARIO	91

11.2.2.5.6 CÁLCULO DE LA VELOCIDAD DEL FLUIDO POR CORAZA	91
11.2.2.6 MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN	92
11.2.2.7 DISEÑO MECÁNICO	92
11.2.2.7.1 TEMPERATURA DE DISEÑO	92
11.2.2.7.2 PRESIÓN DE DISEÑO	93
11.2.2.7.3 FACTOR DE SOLDADURA Y LÍMITE ELÁSTICO	94
11.2.2.8 CÁLCULO DE ESPESORES	95
11.2.2.9 VOLUMEN DEL REACTOR	97
11.2.2.10 PESO DEL REACTOR	97
11.2.2.10.1 PESO DEL EQUIPO	97
11.2.2.10.2 PESO DEL EQUIPO EN OPERACIÓN	98
11.2.2.11 RESISTENCIA AL TERRENO	98
11.3. COLUMNAS DE DESTILACIÓN.....	99
11.3.1 INTRODUCCIÓN TEÓRICA.....	99
11.3.1.1 MÉTODO SHORT-CUT.....	99
11.3.1.2. MÉTODO RIGUROSO	102
11.3.2. COLUMNA DE DESTILACIÓN CD-201.....	104
11.3.2.1. FUNCIÓN DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN	104
11.3.2.2. CRITERIOS DE DISEÑO	104
11.3.2.3. SHORT-CUT	105
11.3.2.4. MÉTODO RIGUROSO	105
11.3.2.5. DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA.....	109
11.3.2.6. DISEÑO MECÁNICO DE LA COLUMNA CD-201.	113
11.3.2.7. EQUIPOS INTERNOS DE LA COLUMNA.....	122
11.3.3. COLUMNA DE DESTILACIÓN CD-301	126
11.3.5.1. FUNCIÓN DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN.....	126
11.3.5.2. CRITERIOS DE DISEÑO.....	127
11.3.5.3. SHORT CUT.....	127

11.3.5.4.	MÉTODO RIGUROSO	128
11.3.5.5.	DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA.....	132
11.3.5.6.	DISEÑO MECÁNICO DE LA COLUMNA.....	134
11.3.5.7.	EQUIPOS INTERNOS DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN.	140
11.3.6.	COLUMNA DE DESTILACIÓN CD-501.....	141
11.3.6.1.	FUNCIÓN DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN.....	141
11.3.6.2.	CRITERIOS DE DISEÑO	141
11.3.6.3.	SHORT-CUT	142
11.3.6.4.	MÉTODO RIGUROSO	142
11.3.6.5.	DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA.....	146
11.3.6.6.	DISEÑO MECÁNICO DE LA COLUMNA.....	148
11.3.6.7.	EQUIPOS INTERNOS DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN.	153
11.3.7.	COLUMNA DE DESTILACIÓN CD-502.....	155
11.3.7.1.	FUNCIÓN DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN.....	155
11.3.7.2.	11.3.6.2. CRITERIOS DE DISEÑO	155
11.3.7.3.	SHORT-CUT	156
11.3.7.4.	MÉTODO RIGUROSO	156
11.3.7.5.	DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA.....	160
11.3.7.6.	DISEÑO MECÁNICO DE LA COLUMNA.....	161
11.3.7.7.	EQUIPOS INTERNOS DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN	168
11.4.	COLUMNA ABSORCIÓN CA-301	169
11.4.1.	FUNCIÓN DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN.	169
11.4.2.	CRITERIOS DE DISEÑO	169
11.4.3.	DISEÑO FUNCIONAL DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN.....	170
11.4.4.	DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA.	172
11.4.5.	DISEÑO MECÁNICO DE LA COLUMNA.	174
11.4.5.1.	CÁLCULO DEL ESPESOR DE LA PARED DE LA COLUMNA.....	174
11.4.5.2.	CÁLCULO DE LA ALTURA TOTAL DE LA COLUMNA.....	176

11.4.5.3. CÁLCULO DEL PESO DE LA COLUMNA.....	177
11.4.6. EQUIPOS INTERNOS DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN	180
11.5. TANQUES DE CONDENSADOS.....	181
11.5.1. DIMENSIONAMIENTO.....	181
11.5.2. DISEÑO MECÁNICO.....	182
11.5.2.1. CÁLCULO DE LOS GROSORES.....	182
11.5.2.2. CÁLCULO DE LA ALTURA TOTAL.....	184
11.5.2.3. CÁLCULO DEL PESO DEL TANQUE	185
11.5.3 CÁLCULO DEL AISLANTE.....	186
11.6 INTERCAMBIADORES DE CALOR.....	187
11.6.1 INTRODUCCIÓN TEÓRICA	187
11.6.1.1 MÉTODO KERN	188
11.6.2 INTERCAMBIADOR IC-201	195
11.6.2.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR.....	195
11.6.2.2 CRITERIOS DE DISEÑO	195
11.6.2.3 MÉTODO DE KERN	195
11.6.3 INTERCAMBIADOR IC-202	197
11.6.3.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	197
11.6.3.2 CRITERIOS DE DISEÑO	197
11.6.3.3 MÉTODO DE KERN	197
11.6.4 INTERCAMBIADOR IC-203	199
11.6.4.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	199
11.6.4.2 CRITERIOS DE DISEÑO	199
11.6.4.3 MÉTODO DE KERN	199
11.6.5 INTERCAMBIADOR IC-204.....	201
11.6.5.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	201
11.6.5.2 CRITERIOS DE DISEÑO	201
11.6.5.3 MÉTODO DE KERN	201

11.6.6	INTERCAMBIADOR IC-205	203
11.6.6.1	FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	203
11.6.6.2	CRITERIOS DE DISEÑO	203
11.6.6.3	MÉTODO DE KERN	203
11.6.7	INTERCAMBIADOR IC-206	205
11.6.7.1	FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	205
11.6.7.2	CRITERIOS DE DISEÑO	205
11.6.7.3	MÉTODO DE KERN	205
11.6.8	INTERCAMBIADOR IC-207	207
11.6.8.1	FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	207
11.6.8.2	CRITERIOS DE DISEÑO	207
11.6.8.3	MÉTODO DE KERN	207
11.6.9	INTERCAMBIADOR K-201	209
11.6.9.1	FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	209
11.6.9.2	CRITERIOS DE DISEÑO	209
11.6.9.3	MÉTODO DE KERN	209
11.6.10	INTERCAMBIADOR IC-301	211
11.6.10.1	FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	211
11.6.10.2	CRITERIOS DE DISEÑO	211
11.6.10.3	MÉTODO DE KERN	211
11.6.11	INTERCAMBIADOR IC-302	213
11.6.11.1	FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	213
11.6.11.2	CRITERIOS DE DISEÑO	213
11.6.11.3	MÉTODO DE KERN	213
11.6.12	INTERCAMBIADOR K-301	215
11.6.12.1	FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	215
11.6.12.2	CRITERIOS DE DISEÑO	215
11.6.12.3	MÉTODO DE KERN	215

11.6.13	INTERCAMBIADOR IC-401.....	217
11.6.13.1	FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	217
11.6.13.2	CRITERIOS DE DISEÑO	217
11.6.13.3	MÉTODO DE KERN	217
11.6.14	INTERCAMBIADOR IC-402.....	219
11.6.14.1	FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	219
11.6.14.2	CRITERIOS DE DISEÑO	219
11.6.14.3	MÉTODO DE KERN	219
11.6.15	INTERCAMBIADOR IC-501.....	221
11.6.15.1	FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	221
11.6.15.2	CRITERIOS DE DISEÑO	221
11.6.15.3	MÉTODO DE KERN	221
11.6.16	INTERCAMBIADOR IC-502.....	223
11.6.16.1	FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	223
11.6.16.2	CRITERIOS DE DISEÑO	223
11.6.16.3	MÉTODO DE KERN	223
11.6.17	INTERCAMBIADOR IC-503.....	225
11.6.17.1	FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	225
11.6.17.2	CRITERIOS DE DISEÑO	225
11.6.17.3	MÉTODO DE KERN	225
11.6.18	INTERCAMBIADOR IC-504.....	227
11.6.18.1	FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	227
11.6.18.2	CRITERIOS DE DISEÑO	227
11.6.18.3	MÉTODO DE KERN	227
11.6.19	INTERCAMBIADOR K-501.....	229
11.6.19.1	FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	229
11.6.19.2	CRITERIOS DE DISEÑO	229
11.6.19.3	MÉTODO DE KERN	229

11.6.20 INTERCAMBIADOR IC-505.....	231
11.6.20.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	231
11.6.20.2 CRITERIOS DE DISEÑO	231
11.6.20.3 MÉTODO DE KERN	231
11.6.21 INTERCAMBIADOR K-502.....	233
11.6.21.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	233
11.6.21.2 CRITERIOS DE DISEÑO	233
11.6.21.3 MÉTODO DE KERN	233
11.6.22 CÁLCULO DEL AISLANTE PARA LOS IC & K	235
11.7-DISEÑO DE TANQUES DE MEZCLA	236
11.7.1-TANQUE DE MEZCLA MIX-201.....	236
11.7.2-TANQUE DE MEZCLA MIX-202.....	246
11.7.3 TANQUE DE MEZCLA MIX-401	252
11.8. TUBERÍAS	258
11.8.1. AISLAMIENTO DE TUBERÍAS	259
11.9 BOMBAS Y COMPRESORES	260
11.9.1 BOMBAS.....	260
Área 100.....	263
Área 200.....	264
Área 300.....	265
Área 500.....	266
Área 600.....	267
Área 700.....	268
Área 1500.....	269
11.9.2 COMPRESORES	271
11.9.2.1 COMPRESOR CO -301	273
11.9.2.2 COMPRESOR CO -401	274
11.10 SERVICIOS	276
11.10.1 TANQUES COLECTORES	276

11.10.1.1 DIMENSIONAMIENTO	276
10.10.1.12 DISEÑO MECÁNICO	277
11.10.2 CALDERA DE VAPOR.....	282
11.10.3.1 Depósitos colectores de vapor y agua	283
11.10.3.1 INTERCAMBIADOR IC-1501.....	286
11.10.3 AGUA DE TORRE DE FRIO	288
11.10.4 CICLO DE REFRIGERACIÓN POR COMPRESIÓN DE AMONIACO	290
11.10.5 NITRÓGENO DE BLANKETTING O INERTIZACIÓN	292
11.10.6 AIRE COMPRIMIDO	295
11.10.7 DESCALIFICADOR.....	298
11.10.8 TRASNFORMADOR ELÉCTRICO	299
Área 100.....	299
Área 200.....	300
Área 300.....	300
Área 400.....	301
Área 500.....	301
Área 600.....	301
Área 1500	302
11.10.9 GENERACIÓN ELÉCTRICA DE EMERGENCIA	305
11.10.10. SISTEMA DE ABASTAMIENTO DE AGUA CONTRA INCENDIOS	306
11.10.10.1. DISEÑO DEL DEPÓSITO DE AGUA PARA CONTRA INCENDIOS...306	
11.10.10.2. ESTACIÓN DE BOMBEO DE AGUA.....	308
11.11. TRATAMIENTO	310
11.11.1. DECANTADOR D-601.....	310
11.11.1.1. DIMENSIONAMIENTO	311
11.11.1.2. DISEÑO MECÁNICO	312
11.11.2. TANQUE COLECTOR DE GASES.....	316
11.11.2.1. DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE COLECTOR	316
11.11.2.2. CÁLCULO DEL GROSOR DEL TANQUE COLECTOR.....	318

11.1 DISEÑO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO

11.1.1 CONSIDERACIONES DE DISEÑO

En este apartado se van a desarrollar los cálculos realizados para el diseño de los tanques de almacenamiento del tetracloruro de carbono (CCl_4), del ácido fluorhídrico (HF) que son las materias primas que necesita el proceso. También se diseñan tanques de almacenamiento para los productos, como freón 13 y ácido clorhídrico.

Todos los compuestos están en fase líquida por ello se decide diseñar tanques de almacenamiento cilíndricos con tapas de fondo torisféricas.

Los tanques de almacenamiento se han diseñado de acuerdo con las normas ASME (*American Society of Mechanical Engineers*) sección VIII división:

- Normativa aplicada para almacenamiento para tanques a presión atmosférica.
- Normativa aplicada para almacenamiento de líquidos corrosivos APQ-006.
- Normativa aplicada para almacenamiento de líquidos tóxicos APQ-007.

11.1.2 PRESIÓN DE DISSEÑO

La presión de diseño es la presión máxima que pueden soportar las paredes del tanque. Por ello, la presión de diseño es la presión de trabajo del tanque con un sobredimensionado. También se debe considerar necesario mantener cierta sobrepresión al interior del recipiente respecto el exterior, y a la vez sirve como margen de seguridad en caso de que se trabaje a una presión mayor a la del trabajo.

Hay que tener en cuenta de que existen dos tipos de presiones, interna y externa de diseño.

La presión interna de diseño de los tanques se tendrá en cuenta la presión de operación (presión que se requiere en las condiciones del recipiente que contenga el compuesto), la presión atmosférica y la diferencia de presión.

Al calcular la presión de diseño del tanque de almacenamiento se debe tener en cuenta la diferencia de presión des de la superficie del fluido hasta el fondo del tanque, según la siguiente ecuación:

$$\Delta P_l = \rho_p \cdot g \cdot h_l \quad (\text{Ecuación 11.1.1})$$

Dónde:

- ΔP_l : diferencia de presión (atm)
- ρ_p : Densidad del compuesto (kg/m^3)
- h_l : columna de líquido (m)

La columna de líquido se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$h_l = \frac{\frac{V_l}{n_t}}{\pi \cdot \left(\frac{D_i}{2}\right)^2} \quad (\text{Ecuación 11.1.2})$$

Por ello, la presión de diseño se presenta de la siguiente manera con un sobredimensionado del 15% como margen de seguridad:

$$P_d = (P_t + P_{atm} + \Delta P_l) \times 1,15 \quad (\text{Ecuación 11.1.3})$$

Dónde:

- P_d : presión de diseño (atm)
- P_t : presión de trabajo (atm)

11.1.3 TEMPERATURA DE DISEÑO

La temperatura de diseño debe ser superior a la temperatura de trabajo en caso de algún problema, la pared del recipiente debe soportar la temperatura.

Dada la temperatura máxima de trabajo también se debe tener en cuenta un margen de seguridad de 20 °C para determinar la temperatura de diseño:

$$T_d = T_t + 20^\circ\text{C} \quad (\text{Ecuación 11.1.4})$$

Dónde:

- T_d : temperatura de diseño (°C)
- T_t : temperatura de trabajo (°C)

11.1.4 MATERIAL DE DISEÑO

El material escogido para los tanques de almacenamiento despende de las propiedades del material y las propiedades de los compuestos almacenados. Así mismo estas propiedades están basadas en las características del fluido, capacidad de corrosión del fluido, conductividad térmica, eléctrica, resistencia mecánica a la presión, resistencia a la temperatura, y otro factor importante a tener en cuenta es el precio del material.

Los tanques de almacenamiento se diseñaran con material de acero inoxidable (AISI 304) recubierto con teflón PTFE*, porque los compuestos a almacenar son ácidos y muy agresivos con los metales por lo que son muy corrosivos.

- **Composición**

La composición del acero inoxidable 304 (AISI 304)¹ elegido se muestra a continuación:

Tabla 11.1.1. Composición del acero inoxidable 304

AISI	%C (máx)	%Mn (máx)	%Si (máx)	%Cr	%Ni	%P (máx)	%S (máx)
304	0,08	2,00	0,75	18-20	8-10,5	0,05	0,03

La aleación 304 es un acero inoxidable austenítico de uso general con una estructura cúbica de caras centradas. En estado recocido es no magnético y sólo puede endurecerse en frío. Su bajo contenido en carbono otorga una mejor resistencia a la corrosión en estructuras soldadas.

¹ Aceros otero; "Planchas de acero inoxidable". (s.f.). Recuperado el 23 Abril de 2015 www.acerosotero.cl/pdf/fichas/plancha_acero_inoxidable_aisi304_304l.pdf

Tabla 11.1.2. Propiedades del acero inoxidable 304

Resistividad Eléctrica (μOhmcm)	70-72
Densidad (g cm⁻³)	7,93
Punto de Fusión (C)	1400-1455
Alargamiento (%)	<60
Módulo de Elasticidad (GPa)	190-210
Resistencia a la Tracción (MPa)	460-1100
Conductividad Térmica a 23C (w/$^{\circ}\text{C}\cdot\text{m}$)	16,3

El Teflón® constituye un material plástico similar al polietileno, pero con una estructura atómica diferente, pues en lugar de combinar átomos de carbono (C) y de hidrógeno (H), estos últimos se sustituyen por átomos de flúor (F), (CF₂-CF₂)_n. Este material lo utilizamos para recubrir los equipos por dentro para evitar la corrosión del acero inoxidable 304.

Este material se caracteriza por ser tenaz, duradero y que tiene una mezcla de propiedades eléctricas, químicas, mecánicas y térmicas. Se puede calentar hasta los 250°C mientras no tenga que soportar cargas. Es químicamente inerte a la mayoría de los ambientes y puede usarse también a bajas temperaturas.

Tabla 11.1.3. Propiedades del teflón

Resistencia máxima	30 MPa (4.35 KSI)
Elongación	>250%
Módulo de elasticidad	750 MPa (109 KSI)
Resistencia a la flexión	19 MPa (2.75 KSI)
Coeficiente de fricción	0.05
Temperatura de uso	-200 - 250 °C

Tensión máxima admisible

Tensión máxima que un material elastoplástico puede soportar sin sufrir deformaciones permanentes. Si se aplican tensiones superiores a este límite, el material experimenta un comportamiento plástico con deformaciones permanentes, y no recupera espontáneamente su forma original al retirar las cargas.

Se debe cumplir con que los valores de tensión interna y externa que se ejerce sobre la pared del tanque no debe superar la tensión máxima admisible.

- **Para el material de acero inoxidable 304:**

Para el acero inoxidable los valores de tensión se representan en la siguiente

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

Figura 11.1.1. Tensión máxima admisible del SA-240 (acero inoxidable 304)

Tabla del código ASME:

- **Para material de recubrimiento Teflón®:**

Para el teflón los valores de tensión se representan a continuación:

$$S = 2000 \text{ psi (200GPa)}$$

- **Módulo de elasticidad**

El módulo de Young o módulo de elasticidad longitudinal es un parámetro que caracteriza el comportamiento de un material elástico, según la dirección en la que se aplica una fuerza.

- **Para AISI 304:** $E = 19738465,33 \text{ psi}$
- **Para Teflón®:** $E = 7402,5 \text{ psi}$

11.1.5 MARGEN O SOBREESPESOR POR CORROSIÓN

El sobreespesor de corrosión² consiste en el espesor de la pared del tanque, suplementario al mínimo requerido para la resistencia mecánica estructural y de presión que puede consumirse durante la vida útil del tanque.

En este caso se ha determinado un coeficiente de sobreespesor por corrosión debido a que los compuestos de materia prima son muy corrosivos, para que la vida útil del tanque sea mayor: $C1 = 1mm$

11.1.6 MARGEN O SOBREESPESOR POR FABRICACIÓN

Se deben tener en cuenta los posibles errores de diseño por fabricación de la chapa, por ello, en este caso se ha decidido mantener un factor de tolerancia de: $C2=1mm$

11.1.7 FACTOR DE LA SOLDADURA

La soldadura de materiales presenta cierta sensibilidad donde las paredes presentan discontinuidad. En estas zonas se pueden intensificar las tensiones a las que está el material del tanque, y por ello se deben inspeccionar regularmente.

La norma ASME establece distintos factores de soldadura según los tipos de soldadura y del radiografiado escogido. A continuación se presenta la tabla que relaciona el factor de soldadura con el tipo de soldadura:

Tabla 11.1.4. Tipos de soldadura en función del tipo de radiografiado

Tipo de soldadura	Radiografiado	Radiografiado parcial
Soldadura en X	1,00	0,85
Soldadura en V	0,90	0,80

El radiografiado escogido es parcial para los equipos de forma cilíndrica de 0,85, y para el caso del fondo toriesférico tiene un valor de factor de soldadura de 1.

² España. El Real Decreto 668/1980, 8 de febrero, almacenamiento de productos químicos, establece en el artículo 1.2: http://www.boe.es/diario_boe/txt.php?id=BOE-A-1995-26430

11.1.8 AISLAMIENTO

Para evitar posibles problemas de transferencia de calor con el exterior que puede afectar la temperatura de trabajo, que nos puede subir o disminuir la temperatura afectando a las condiciones de almacenamiento predeterminadas del compuesto, se decidió aislar los tanques.

A continuación se resumen las características de la alternativa de solución evaluada, que es un sistema de aislamiento térmico usando lana mineral.

Características:

- Incombustible-ignífugo- y resistente al fuego.
- Alta densidad (2 a 16 lb/pie³).
- Excelente eficiencia térmica (bajo K).
- Excepcionales propiedades acústicas.
- Gran capacidad para soportar picos de temperatura.
- No corrosiva (Contenido de cloruros máximo de 1.46 p.p.m).
- Resistente a la humedad.
- Resistente a la compresión.
- Amigable con el medio ambiente (PH Neutro, no contiene CFC ni HCFC).
- Fácil de manejar, ajustar e instalar.

Ventajas:

- Amplio uso en aislamientos térmicos para diversas aplicaciones.
- Económico y muy comercial.
- Fácil de acoplar a cualquier geometría.
- Resiste altas tasas de temperatura.
- No es tóxica ni peligrosa para su manipulación.

El cálculo se realiza mediante un programa comercial CALORCOL³ que a partir de las condiciones de temperatura interna y externa determina el grueso del aislante con una manta aislante de 100 kg/m³ de lana mineral de roca.

³ CALORCOL S.A. 2008, "Expertos en ingeniería de Aislamientos". (s.f.). Recuperado el 20 Abril de 2015:
<http://www.calorcol.com/>

11.1.9 VENTEO

Todos los tanques deben tener un venteo para prevenir la formación del vacío evitando la deformación permanente de las paredes del recipiente debido a las presiones producidas al cargar o descargar de la cisterna el compuesto y, posibles cambios de temperatura.

El tamaño del venteo debe ser mayor o igual a la tubería de entrada o salida del compuesto, nunca debe ser inferior a 35 mm de diámetro interior de estas.

Cuando el compuesto almacenado aumenta su acción corrosiva por efecto de la humedad del aire, se dispondrá de un sistema que evite este efecto.

Así mismo, siempre que sea posible, se debe evitar las emisiones de vapores de líquidos tóxicos y corrosivos a la atmósfera, en caso que se dé esta posibilidad se debe minimizar los efectos de estos.

En los equipos no sometidos a presión, el venteo incorpora carbón activo para minimizar las emisiones derivadas de las operaciones en los recipientes, según EPA.

Los venteos de los recipientes se ha dimensionado según normativa MIE APQ-1, artículo 10.

El venteo está relacionado con la superficie húmeda del recipiente que puede estar expuesta al fuego externo. Esta superficie se calcula sobre la base el 75 % del área total de un recipiente vertical, en este caso todos los recipientes son verticales.

Por ello el área húmeda del recipiente cilíndrico es de:

$$A_h = \pi \cdot D \cdot h \quad (\text{Ecuación 11.1.5})$$

Dónde:

- A : área húmeda del cilindro
- D : diámetro del cilindro
- h : altura de recipiente vertical

Calor recibido en caso de fuego externo:

$$Q \left(\frac{kj}{h} \right) = 139,7 \cdot F \cdot A h^{0,82} \cdot 10^3 \quad (\text{Ecuación 11.1.6})$$

Al calcular el calor recibido, se calcula la capacidad de venteo en líquidos estables almacenados a presión atmosférica:

$$Q_{venteo}(m^3/h) = \frac{4,414 \cdot Q}{cv \cdot \sqrt{PM}} \quad (\text{Ecuación 11.1.7})$$

Dónde:

- Q_{venteo} : caudal volumétrico de venteo (m^3/h)
- Q : calor recibido en caso de fuego externo (KJ/h)
- cv : calor latente de vaporización del fluido (kJ/kg)
- PM : peso molecular del fluido (Kg/Kmol)

11.1.10 CONEXIONES

Los tanques van conectados a distintas tuberías o instrumentos con diferentes funciones, las cuales se nombraran a continuación:

- Tuberías de entrada y salida del fluido
- Conexión para la válvula de seguridad
- Conexión para los servicios ("boca de hombre") :drenaje, venteo de limpieza
- Conexión para reguladora de nivel

Las conexiones de entrada al recipiente que contienen compuestos líquidos de clase B se diseñaran para minimizar la electricidad estática.

Las conexiones a los tanques por las que circula el líquido llevaran una válvula manual externa situada lo más próximo a la pared del tanque.

Las conexiones por debajo del nivel del compuesto almacenado por las que no circula, llevaran cierre estanco.

Normalmente, las conexiones se hacen con bridas ya que son fácilmente montables y desmontables, sin necesidad de soldar. En caso de que el compuesto almacenado sea altamente toxico o explosivo con el aire se deben soldar las conexiones.

11.1.11 DISEÑO DEL PARQUE DE TANQUES Y CUBETOS

Los cubetos de retención son una estructura donde van depositados los recipientes de almacenamiento que se utilizan para retener posibles derrames de los compuestos almacenados.

Para diseñar los cubetos de la fila de tanques se ha basado en las normas MIE-APQ-001 y MIE-APQ-006.

En el fondo de la cubeta tiene una pendiente de manera que cuando haya algún derrame, este se desplace rápidamente a la cubeta.

Las cubetas de retención deben poder contener el volumen total del tanque más grande o el 10% del volumen total de todos los tanques. Según la norma, los tanques deben estar depositados como máximo en 2 filas, separadas con una distancia mínima entre ellos de 1,5 metros. Así mismo se debe separar entre la pared de la cubeta y la del tanque como mínimo 1 metro.

- El parque de tanques se ha diseñado según las normas MIE APQ-1 artículo 10.

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

$$D_t = \frac{D_{tanque}}{2} \quad (Ecuación 11.1.8)$$

Dónde:

- D_t : distancia entre tanques (m)
- D_{tanque} : diámetro del tanque (m)

- **Dimensionamiento del cubeto:**

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

- Área ocupada:

$$A_{cu} = \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot N \cdot D_{Tanque}^2 \quad (Ecuación 11.1.9)$$

Dónde:

- A_{cu} : Área del cubeto (m^2)
- N : Número de tanques

- La longitud del cubeto:

$$L_{cu} = \left(\frac{N}{2}\right) \cdot D_{Tanque} + \left(\frac{N}{2} - 1\right) \cdot D_t + 2 \cdot D_p \quad (Ecuación 11.1.10)$$

Dónde:

- L_{cu} : Longitud del cubeto (m)
- D_p : Distancia entre la pared del tanque y el cubeto (m)
 - o Anchura del cubeto:

$$W_{cu} = 2 \cdot D_{tanque} + 2 \cdot D_p + D_t \quad (Ecuación 11.1.11)$$

Dónde:

- W_{cu} : anchura del cubeto (m)
 - o Área libre:

$$A_{libre} = L_{cu} \cdot W_{cu} - A_{cu} \quad (Ecuación 11.1.12)$$

Dónde:

- A_{libre} : área libre del cubeto (m^2)
 - o Altura del cubeto:

$$H_{cu} = \frac{V_{tanque}}{A_{libre}} \cdot 1,15 \quad (Ecuación 11.1.13)$$

Se sobredimensiona en un 15% la altura dada.

Dónde:

- V_{tanque} : volumen del tanque (m^3)
- H_{cu} : altura del cubeto (m)
- Distancia tanques-vallado:

El diseño se lleva a cabo siguiendo la normativa MIE APQ-1:

- Cuadro II-1: 3.2 (Clase B)- 9. Vallado=30m
- Cuadro II-2: Coeficiente de reducción por almacenaje 0.65
- Cuadro II-4: Coeficiente de reducción por aplicación de 1 medida de protección nivel 2=0.5

Por lo tanto la distancia entre tanques y vallado se calcula de la siguiente manera:

$$D_{t-v} = V \cdot 0,65 \cdot 0,5 \quad (Ecuación 11.1.14)$$

11.1.12 SISMORESISTENCIA

En las zonas que presentan gran actividad sísmica, según la normativa para la edificación, facilita coeficientes de cálculo para contrastar los efectos sísmicos que se pueden presentar en la zona.

La planta de producción de R-13, se sitúa en Sabadell, por lo que es una zona que no presenta gran riesgo sísmico⁴, por ello, no se tendrán en cuenta los coeficientes de la actividad sísmica a la hora de diseñar los tanques de almacenamiento.

11.1.13 ACCIÓN DEL VIENTO

Todos los recipientes están expuestos a la acción del viento, esto tiene más efecto a más altura del recipiente. En caso de que la acción del viento sea considerable, se debería tener en cuenta en el diseño de los tanques de almacenamiento para prevenir posibles efectos sobre los recipientes que pueden inducir a problemas, mediante valores tabulados medios y máximos de la zona (registro METEOCAT).

En este caso se considera que la acción del viento sobre los tanques de almacenamiento es relativamente pequeño y por ello, no se tendrá en cuenta para diseñar los recipientes.

11.1.14 INERTIZACIÓN

Los recipientes donde se almacenan líquidos de clase B1, para evitar posibles explosiones del compuesto que contiene el recipiente cuando entra en contacto con el aire y, reaccione este con algún elemento del compuesto. Para evitar este posible problema, se introduce nitrógeno al tanque con una presión ligeramente superior a la presión atmosférica impidiendo el acceso del aire al recipiente.

La atmósfera inerte se debe escoger según el compuesto almacenado, el suministro del gas inerte debe ser analizado periódicamente para comprobar el contenido del oxígeno u otros componentes posiblemente peligrosos.

⁴ Ver apartado 1.1.5.3.4

11.1.15 DETERMINACIÓN DE LAS VARIABLES DE DISEÑO DE LOS TANQUES

11.1.15.1 Calculo del volumen de los tanques de almacenamiento

El volumen total del tanque de almacenamiento se calcula con la siguiente expresión:

$$V_{tanque} = V_{cilindro} + V_{torisférico} \quad (\text{Ecuación 11.1.15})$$

Dónde:

- V_{tanque} : Volumen del tanque de almacenamiento [m^3]
- $V_{cilindro}$: Volumen del cilindro [m^3]
- $V_{torisférico}$: Volumen del fondo superior torisférico [m^3]

$$V_{cilindro} = \pi \cdot \left(\frac{D_i^2}{4}\right) \cdot h_{cilindro} \quad (\text{Ecuación 11.1.16})$$

$$V_{torisférico} = 0.513 \cdot h \cdot D^2 \quad (\text{Ecuación 11.1.17})$$

Donde:

- $h_{cilindro}$: Altura del cilindro [m]

D_i = Diámetro interno [m]

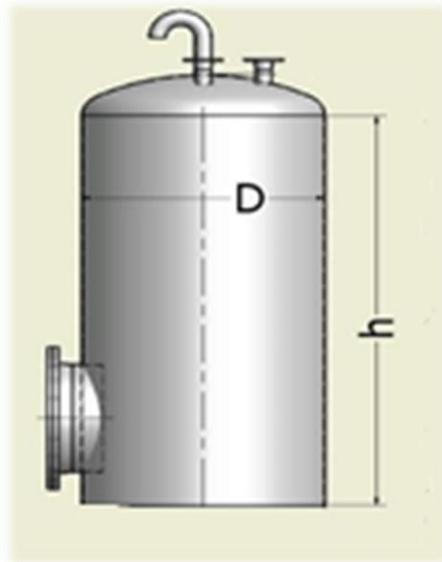


Figura 11.1.2. Representación del diámetro y de la altura en el tanque

Para la relación entre la altura y el diámetro se ha escogido un valor de 1,5:

$$h_{cilindro} = 1,5 \cdot Di \quad (\text{Ecuación 11.1.18})$$

La altura total del tanque es la suma de la altura del cuerpo cilíndrico y el fondo superior torisférico:

$$h_{tanque} = h_{cilindro} + 0,169 \cdot Di \quad (\text{Ecuación 11.1.19})$$

11.1.15.2 Calculo de los espesores

Los espesores de los tanques de almacenamiento vienen determinados por la norma ASME sección VIII.

- **Diseño del cilindro :**

Los espesores a presión interna de la pared de los diferentes tanques cilíndricos vienen dada por la siguiente ecuación, referenciada por la norma ASME:

$$t = \frac{P_d \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_d} + C_1 + C_2 \quad (\text{Ecuación 11.1.20})$$

Dónde:

- P_d : presión interna de diseño o máxima presión permitida (psi)
- R : radio interno (in)
- S : tensión del material (psi)
- E : factor de soldadura (adimensional)
- C_1 : factor de corrosión (in)
- C_2 : factor de error por fabricación (in)
- t : espesor del cilindro (in)

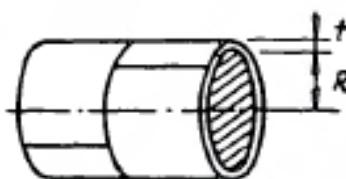


Figura 11.1.3. Geometría del cilindro

A continuación se determinara la máxima presión de trabajo permitida según el espesor del cilindro calculado anteriormente, con la normativa ASME para tanques de almacenamiento:

$$P_c = \frac{S \cdot E \cdot t}{R + 0,6 \cdot t} \quad (\text{Ecuación 11.1.21})$$

Dónde:

- P_c : presión de diseño (psi)

- **Diseño del fondo superior torisférico:**

Los tanques de almacenamiento se diseñaran con fondos superiores de tipo torisférico.

Los espesores de los fondos superiores de los tanques vienen determinados por la siguiente ecuación:

$$t = \frac{P_d \cdot M \cdot L}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P_d} + c1 + c2 \quad (\text{Ecuación 11.1.22})$$

Dónde:

- M : factor M
- L : radio interno del fondo (inch) ($L=Di$)

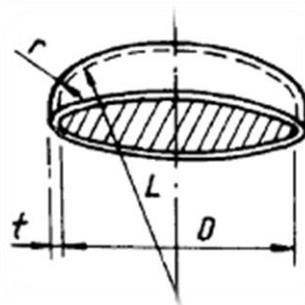


Figura 11.1.4. Fondo superior torisférico

Para determinar la presión interna máxima permitida a la que se encuentra el fondo superior torisférico viene determinada por la siguiente ecuación:

$$P_{to} = \frac{S \cdot E \cdot t}{L \cdot M + 0,2 \cdot t} \quad (\text{Ecuación 11.1.23})$$

Para determinar el factor M, se presenta a continuación una tabla que recoger diferentes valores de M en función de la relación L/r^5 :

⁵ La relación L/r viene dada por el radio interno del fondo superior ($L=Di$) y el radio interno del nudillo ($r=0,1 \cdot Di$)

VALORES DEL 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	5.50	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	16.3	*
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	
* LA MAXIMA RAZON PERMITIDA ES: L = D + 2t (véase la nota 2 de la página opuesta)																	

Figura 11.1.5. Valores del factor "M" en relación a los valores de L/r

- **Diseño fondo inferior**

Para el diseño de los fondos inferiores de los tanques de almacenamiento, al ser verticales, se ha decidido emplear fondos planos. Así como se recoge en API 650 sección 5.6.1.1, en que para tanques verticales menores de 50 ft, es decir 15 metros, el espesor nominal mínimo de estos ha de ser 3/12 in (0,006 metros).

11.1.15.3 Peso de los tanques de almacenamiento

- **Peso del tanque vacío**

El peso del tanque vacío vienen dado por la suma del peso del cilindro, del fondo superior torisférico y del fondo inferior plano:

$$P_v = P_c + P_{ft} + P_{fp} \quad (Ecuación 11.1.24)$$

Dónde:

- P_v : Peso del tanque vacío (kg)
- P_c : Peso del cilindro (kg)
- P_{ft} : Peso del fondo superior torisférico (kg)
- P_{fp} : Peso del fondo inferior plano (kg)

1) Cálculo de la superficie del cilindro:

A continuación se calcula la superficie del cilindro para poder emplear este factor para el cálculo del volumen:

$$A_{cilindro} = \pi \cdot D_e \cdot h_{cilindo} \quad (Ecuación 11.1.25)$$

Dónde:

- $A_{cilindro}$: Superficie o área del cilindro (m^2)
- D_e : Diámetro externo del cilindro (m)
- $h_{cilindro}$: Altura del cilindro (m)

2) Cálculo del volumen del material del cilindro:

A partir de la superficie del cilindro calculada anteriormente se podrá calcular el volumen del material del cilindro:

$$V_{cilindro} = A_{cilindro} \cdot e_{cilindro} \quad (\text{Ecuación 11.1.26})$$

Dónde:

- $V_{cilindro}$: Volumen del cilindro (m^3)
- $A_{cilindro}$: Superficie del cilindro (m^2)
- $e_{cilindro}$: Espesor de la pared del cilindro (m)

3) Cálculo de la superficie del fondo inferior plano:

El fondo inferior de los tanques será plano por lo que adoptan la forma de un círculo:

$$A_{fp} = \pi \cdot \left(\frac{D_e}{2}\right)^2 \quad (\text{Ecuación 11.1.27})$$

Dónde:

- A_{fp} : superficie del fondo inferior plano (m^2)
- D_e : diámetro externo del circulo (m)

No se puede considerar el volumen del fondo inferior plano, porque es una circunferencia. Pero se utiliza la superficie y el espesor para calcular el peso del material empleado para el fondo inferior plano:

$$V_{fp} = \pi \cdot \left(\frac{D_e}{2}\right)^2 \cdot e_{fp} \quad (\text{Ecuación 11.1.28})$$

4) Calculo de la superficie del fondo superior torisférico :

Los fondos superiores de los tanques de almacenamiento serán torisféricos, por ello se calcula la superficie con la siguiente ecuación:

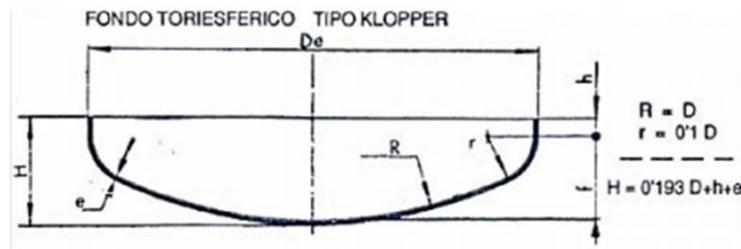


Figura 11.1.6. Proporciones del fondo superior torisférico

$$A_{torisférico} = \left(\frac{\pi}{2}\right) \cdot (2 \cdot e_t \cdot D_e)^2 + D_e \cdot (D_e - 2 \cdot (2 \cdot e_t \cdot D_e))$$

(Ecuación 11.1.29)

Dónde:

- $A_{torisférico}$: Superficie del fondo superior torisférico (m^2)
- e_t : Espesor de la pared del fondo torisférico (m)
- D_e : Diámetro externo del fondo superior (m)

5) Cálculo del volumen del material del fondo superior torisférico

A partir de la superficie del fondo superior torisférico se podrá calcular el volumen con la siguiente ecuación:

$$V_{torisférico} = A_{torisférico} \cdot e_{torisférico} \quad (\text{Ecuación 11.1.30})$$

Dónde:

- $V_{torisférico}$: volumen del fondo superior torisférico (m^3)

6) Cálculo del peso del tanque de almacenamiento vacío:

Una vez calculados los volúmenes del tanque de almacenamiento de los compuestos del proceso, se procede a calcular el peso vacío a partir de la densidad del material empleado para el diseño de los tanques:

$$P_{tv} = (V_{cilindro} + V_{inferior} + V_{superior}) \cdot (\rho_{AISI304} + \rho_{teflón}) \quad (\text{Ecuación 11.1.31})$$

Dónde:

- P_{tv} : masa del tanque de almacenamiento vacío (kg)
- $\rho_{AISI304}$: densidad del material acero inoxidable 304 (kg/m³)
- $\rho_{teflón}$: densidad del material de recubrimiento (kg/m³)

- **Peso del tanque lleno de agua:**

A continuación se calcula el peso del tanque de almacenamiento como si estuviera lleno de agua, según la siguiente ecuación:

$$P_{th20} = P_{tv} + (Vl \cdot \rho_{h20}) \quad (\text{Ecuación 11.1.32})$$

Dónde:

- P_{th20} : Peso del tanque lleno de agua (kg)
- Vl : volumen del líquido (m³)
- ρ_{h20} : densidad del agua (kg/m³)

- **Peso del tanque en operación:**

A continuación se calcula el peso del tanque de almacenamiento cuando está en operación, por lo que hay que tener en cuenta la densidad del compuesto almacenado:

$$P_{op} = Peso_{tv} + (Vl \cdot \rho_l) \quad (\text{Ecuación 11.1.33})$$

Dónde:

- P_{op} : peso del tanque de almacenamiento en operación (kg)
- ρ_l : densidad del compuesto almacenado (kg/m³)

11.1.16 DISEÑO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE TETRACLORURO DE CARBONO

El diseño de los tanques de almacenamiento de materia prima de tetracloruro de carbono (CCl₄) se ha decidido usar tanques del tipo torisférico de forma cilíndrica con fondo inferior plato y fondo superior torisférico, el cual es más adecuado para productos en las condiciones que presentamos a continuación:

- Condiciones de almacenamiento :**

El tetracloruro de carbono es un reactivo principal del proceso, para la formación de CFC-13, CFC-11, CFC-12 en el reactor R-201.

Es una substancia catalogada como toxica en caso de ignición, no es corrosiva por ello no hace falta recubrir el tanque de almacenamiento con teflón, con el AISI 304 ya es suficiente para garantir la buena seguridad.

El CCl₄ está en estado líquido a 1 atmósfera y a 25 °C de temperatura, con una concentración de aproximadamente del 99%, ya que para el proceso se requiere de una elevada concentración. El tanque será aislado del exterior para que la temperatura atmosférica no influya en el estado del compuesto.

- Capacidad de almacenamiento :**

La capacidad de almacenamiento viene dada por la cantidad de tetracloruro de carbono necesario para el proceso, por los días fijos del stock, en este caso se ha decidido un stock de 5 días debido a que es un reactivo principal. La cantidad necesaria del reactivo llega en camiones de cisterna.

- Volumen de líquido del compuesto almacenado**

El volumen del líquido del compuesto almacenado corresponde a la cantidad total de tetracloruro de carbono necesaria para nuestro proceso.

Por ello, conociendo el cabal másico que alimenta nuestro proceso y la densidad, considerando suficiente una alimentación externa por parte de las cisternas del compuesto cada 5 días.

En el proceso hay una demanda continua de 2088,31 kg/h de tetracloruro de carbono y conociendo la densidad⁶ del compuesto de 1594 kg/m³ se obtiene el volumen en m³.

$$V_l = \frac{Qm \cdot t_{al}}{\rho_{ccl4}} = 157,21 m^3 \quad (\text{Ecuación 11.1.34})$$

- **Sobredimensión del volumen del líquido**

Se sobredimensiona la cantidad de tetracloruro por seguridad en un 25 % del total del volumen de líquido aislado en el apartado anterior, por ello el volumen total es el siguiente:

$$V_{lt} = V_l \cdot 1.25 = 196,5 m^3 \quad (\text{Ecuación 11.1.35})$$

- **Número de tanques:**

Se decide hacer dos tanques repartiendo el volumen aislando anteriormente, dando lugar a 90.4 m³ cada tanque de tetracloruro de carbono.

$$V_t = \frac{V_{lt}}{n_t} = \frac{196,5 m^3}{2 \text{ tanques}} = 98,3 m^3$$

Respecto al número de tanques, se debe tener en cuenta que como más tanques haya en la planta más dispositivos de control, inversión en equipos y mantenimiento serán necesarios.

- **Dimensiones del tanque de almacenamiento**

- **Calculo del diámetro del tanque:**

Se calcula el diámetro interno del tanque según el apartado 11.1.15, con las ecuaciones de volumen:

$$\text{Volumen del cilindro: } V_{\text{cilindro}}(m^3) = 1.5 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot Di^3$$

$$\text{Volumen del fondo superior: } V_{\text{fondo superior}}(m^3) = 0,513 \cdot h \cdot D^2$$

Dado que el diámetro es el mismo para en el cilindro con en el fondo superior se igualan los volúmenes para aislar el diámetro interno del volumen total del tanque:

$$V_{\text{tanque}} = V_{\text{cilindro}} + V_{\text{torisférico}} = 98,2 m^3$$

⁶ FICHA DE DATOS DE SEGURIDAD DE CCL4: de acuerdo el Reglamento (CE) No. 1907/2006 Versión 5.2. Fecha de revisión 13.05.2014

Se obtiene el diámetro interno del tanque de CCl₄:

$$Di = \sqrt[3]{\frac{\text{volumen fondo superior} + \text{volumen cilindro}}{1.5 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot +0.513 \cdot 1.5}} \approx 4,27 \text{ m}$$

- **Altura del tanque**

La altura del cilindro y del fondo superior torisférico viene dado por la relación que se presenta en el apartado 11.1.15:

La altura la virola del cilindro equivale a: $h = 6.4 \text{ m}$

La altura total del tanque es la suma de la altura del cilindro y del fondo superior torisférico:

$$h_{tanque} = h_{cilindo} + h_{torisférico} = h_{cilindo} + 0,169 \cdot Di = 7 \text{ m}$$

- **Volumen del tanque**

Una vez se calcula la altura y el diámetro interno ya se puede calcular el volumen total del tanque que viene determinado por las ecuaciones del apartado 11.1.15:

Para determinar el volumen del cilindro se sustituyen los datos de altura y diámetro:

$$V_c = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot h_{cilindo} = 92 \text{ m}^3$$

Para determinar el volumen del fondo superior torisférico se sustituyen los datos de altura y diámetro:

$$V_{torisférico} = 6.3 \text{ m}^3$$

El volumen del tanque es la suma de del volumen del cilindro y el fondo torisférico:

$$V_{tanque} = 98.2 \text{ m}^3$$

- **Ocupación del tetracloruro de carbono en tanques**

Se calcula la ocupación de tetracloruro dentro del tanque en tanto por ciento, para ello se divide el volumen de líquido del compuesto entre la cantidad de tanques.

$$V_{rt} = \frac{V_l}{n_t} = \frac{157,213}{2} = 78.6 \text{ m}^3$$

A partir de la cantidad de líquido del compuesto que tenemos en cada tanque, se calcula el porcentaje de ocupación en base al volumen del tanque:

$$\%Ocupado = \frac{V_{rt}}{V_{tanque}} \cdot 100 = 80\%$$

El porcentaje de ocupación del compuesto en el recipiente es igual al 80% por que las dimensiones del tanque están dentro del rango de seguridad.

- **Resumen de las dimensiones :**

A continuación se presentan recogidas las dimensiones del tanque en una tabla:

Tabla 11.1.5. Dimensiones del tanque de almacenamiento del tetracloruro de carbono

Altura del cilindro (m)	6,4
Altura del fondo superior torisférico (m)	0,7
Altura del tanque (m)	7
Diámetro interno del tanque (m)	4,27
Volumen del cilindro (m³)	91,9
Volumen del fondo torisférico (m³)	6,31
Volumen del tanque (m³)	98,18

- **Diseño mecánico del tanque de almacenamiento**

En el apartado 11.1.15 se encuentran las ecuaciones que se emplean para determinar los espesores de las paredes del tanque, tanto del cilindro como de los fondos, torisférico y plano.

A continuación se muestran los cálculos de las condiciones físicas de diseño:

- **Presión de diseño del tanque**

Se calcula la columna de líquido, así como la presión que produce la columna de líquido sobre las paredes del tanque:

$$h_l = \frac{\frac{V_l}{n_t}}{\pi \cdot \left(\frac{D_i}{2}\right)^2} = 5,5 \text{ m}$$

La altura del líquido es de 5,5 metros, que ayudará a determinar la presión a partir de los cálculos que representan a continuación:

$$\Delta P_l = \rho_{ccl4} \cdot g \cdot h_l = 0.8 \text{ atm}$$

Tal como se presenta en el apartado 11.1.2, la presión interna de diseño se presenta de la siguiente manera:

$$P_d = \Delta P_l + P_t + P_{atm} = 3,3 \text{ atm}$$

- **Temperatura de diseño del tanque**

La temperatura de diseño del tanque tal como presenta el apartado 11.1.3:

$$T_d = T_t + 20^\circ C = 45^\circ C$$

- **Espesores del tanque de almacenamiento**

Tal como se presenta en el apartado 11.1.15, a continuación se presentan los espesores de las paredes de los tanques de almacenamiento:

- **Espesor del cilindro:** para calcular el espesor del cilindro se ha empleado los datos que hacen referencia al material empleado, así como las ecuaciones para el cálculo del espesor.

Sustituyendo los valores de las variables en la ecuación se obtiene el espesor:

$$t = \frac{P_d \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_d} + C_1 + C_2 = 8,4 \text{ mm}$$

La presión final del cilindro se determina a partir de la siguiente ecuación, substituyendo los valores de las variables se obtiene una presión de:

$$P_c = \frac{S \cdot E \cdot t}{R + 0,6 \cdot t} = 4,3 \text{ atm}$$

- **Espesor del fondo superior torisférico:** para calcular el espesor del fondo superior torisférico se ha empleado los datos del apartado 11.1.4 que hacen referencia al material empleado, así como las ecuaciones de espesor.

Conociendo que la relación L/r es de 10, se puede escoger el valor del factor "M" en la figura 11.1.5, obteniendo un valor de 1,54.

Sustituyendo los valores de las variables en la siguiente ecuación se obtiene el espesor:

$$t = \frac{P_d \cdot M \cdot L}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P_d} + c1 + c2 = 7 \text{ mm}$$

La presión final del fondo superior torisférico se determina a partir de la siguiente ecuación, substituyendo los valores de las variables se obtiene una presión de:

$$Pto = \frac{S \cdot E \cdot t}{L \cdot M + 0,2 \cdot t} = 2,3 \text{ atm}$$

La presión de diseño del fondo superior del tanque de almacenamiento es de 2,3 atm.

- **Resumen de las dimensiones :**

A continuación se presentan recogidas los valores del diseño mecánico del tanque de almacenamiento en una tabla:

Tabla 11.1.6. Propiedades del diseño mecánico del tanque de almacenamiento del tetracloruro de carbono

Espesor del cilindro (mm)	8,4
Espesor del fondo torisférico (mm)	7,0
Presión de diseño (atm)	3,3
presión del cilindro (atm)	4,3
presión del fondo torisférico (atm)	2,3

- **Peso del tanque de almacenamiento**

A continuación se calcula el peso del tanque de almacenamiento de tetracloruro de carbono a partir de las ecuaciones que se representan en el apartado 11.1.15.3:

- **Peso del tanque vacío**

- 1) Superficie del cilindro

El cálculo de la superficie del cilindro se determinar a partir de la ecuación:

$$A_{cilindro} = \pi \cdot 4,27(m) \cdot 6,4(m) = 86,4m^2$$

- 2) Volumen de material del cilindro

El cálculo del volumen de material del cilindro se determinar a partir de la ecuación:

$$V_{cilindro} = 86,4(m^2) \cdot 0,0084(m) = 0,73 m^3$$

- 3) La superficie del fondo inferior plano:

El fondo inferior de los tanques serán planos por ello se emplea la siguiente ecuación de la superficie del círculo:

$$A_{fp} = \pi \cdot \left(\frac{4,27}{2}\right)^2 = 14.4 m^2$$

Se utiliza la superficie y el espesor, sería igual al espesor de la pared del cilindro, para calcular el peso del material empleado para el fondo inferior plano:

$$V_{fp} = \pi \cdot \left(\frac{4,27}{2}\right)^2 \cdot 0,0084(m) = 0.12 \text{ m}^3$$

4) La superficie del fondo superior torisférico :

Los fondos superiores de los tanques de almacenamiento serán torisféricos, por ello se calcula la superficie con la ecuación 11.1.27:

$$A_{torisférico} = 17,9 \text{ m}^2$$

5) El volumen del material del fondo superior torisférico

La superficie del fondo superior torisférico se podrá calcular el volumen con la ecuación 11.1.28:

$$V_{torisférico} = 0,12 \text{ m}^3$$

6) Cálculo del peso del tanque de almacenamiento vacío según la ecuación 11.1.29:

Una vez calculados los volúmenes de los tanques de almacenamiento de los compuestos del proceso, se procede a calcular el peso vacío a partir de la densidad del material empleado para el diseño de los tanques:

$$Peso_{tv} = 7734.5 \text{ kg}$$

- **Peso del tanque lleno de agua:**

A continuación se calcula el peso del tanque de almacenamiento como si estuviera lleno de agua, según la siguiente ecuación:

$$Peso_{th20} = 99007,6 \text{ kg}$$

- **Peso del tanque en operación:**

A continuación se calcula el peso del tanque de almacenamiento cuando está en operación, por lo que hay que tener en cuenta la densidad del compuesto almacenado:

$$Peso_{op} = 164357.7 \text{ kg}$$

- **Resumen de los pesos del tanque de almacenamiento :**

A continuación se presentan recogidos los valores de los pesos de tanque de almacenamiento en una tabla:

Tabla 11.1.7. Pesos del tanque de almacenamiento del tetracloruro de carbono

Volumen de las paredes del tanque (m3)	1,0
Peso del tanque vacío (kg)	7734,5
Peso del tanque con agua (kg)	105992,5
Peso del tanque en operación (kg)	164357,7
presión del fondo torisférico (atm)	2,2

- **Venteo**

El venteo se calcula según el apartado 11.1.9, en que especifica el procedimiento del venteo:

Por ello el área húmeda del recipiente cilíndrico se calcula según la ecuación 11.1.5:

$$A_h = \pi \cdot 4,27m \cdot 6,4m = 86.02 m^2$$

Calor recibido en caso de fuego externo, con F=1:

$$Q \left(\frac{kJ}{h} \right) = 139,7 \cdot 1 \cdot 86.02^{0,82} \cdot 10^3 = 5389470 kJ/h$$

Al calcular el calor recibido, se calcula la capacidad de venteo:

$$Q_{venteo}(m^3/h) = \frac{4,414 \cdot 5389470 \left(\frac{kJ}{h} \right)}{29780 \cdot \sqrt{153,8}} = 64,4 m^3/h$$

- **Diseño del cubeto**

El diseño del cubeto y del parque de tanques se ha establecido según el apartado 11.1.11, a continuación se muestran los resultados:

Tabla 11.1.8. Dimensiones del cubeto para el tanque de Tetracloruro de carbono

Distancia entre tanques (m)	2,1
Área ocupada (m²)	28,7
Longitud del cubeto (m)	9,3
Anchura del cubeto (m)	15,7
Área libre (m²)	116,7
Altura cubeto (m)	1,0

- Espesor del aislamiento del tanque :**

El tanque de almacenamiento del tetracloruro de carbono está aislado para evitar transferencia de calor al tanque alternando las condiciones a las que se debe mantener. Por ello se ha utilizado el programa **INSULAN**.

Se ha optado por lana de roca de 100 kg/m³, a continuación se presenta la tabla con el espesor de aislante necesario:

Tabla 11.1.9. Espesor del aislante y temperaturas

T.interna (ºC)	25
T.externa (ºC)	30
T.Superficie (ºC)	26,5
Espesor (mm)	20
Eficiencia (%)	80,73

11.1.17- DISEÑO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO DEL ÁCIDO FLUORHÍDRICO

El diseño de los tanques de almacenamiento de materia prima del ácido fluorhídrico (HF) se ha decidido usar tanques del tipo torisférico de forma cilíndrica con fondo inferior planto y fondo superior torisférico, el cual es más adecuado para productos en las condiciones que presentamos a continuación:

- Condiciones de almacenamiento :**

El ácido fluorhídrico es un reactivo principal del proceso, para la formación de CFC-13, CFC-11, CFC-12 en el reactor R-201.

Es una substancia catalogada como muy toxicógeno y corrosivo. El tanque se hará de AISI 304 pero al ser una substancia muy corrosiva hace falta recubrir el tanque de almacenamiento con teflón para evitar la corrosión de este (en el apartado de seguridad e higiene será detallada la peligrosidad de la substancia).

El HF está en estado líquido a 2 atmósfera y a 25 °C de temperatura, ya que es una sustancia con una temperatura de ebullición⁷ baja. La concentración del compuesto es aproximadamente del 99%. El tanque será aislado del exterior para que la temperatura atmosférica no influya en el estado del compuesto, siendo este muy volátil.

- Capacidad de almacenamiento**

La capacidad de almacenamiento viene dada por la cantidad de ácido fluorhídrico necesario para el proceso, por los días fijos del stock, en este caso se ha decidido un stock de 5 días ya que es un reactivo principal al igual que el CCL4. La cantidad necesaria del reactivo llega en camiones de cisterna como es el caso del CCL4.

- Volumen de líquido del compuesto almacenado**

El volumen del líquido del compuesto almacenado corresponde a la cantidad total del ácido fluorhídrico necesaria para nuestro proceso.

Conociendo el cabal mísico que alimenta nuestro proceso y la densidad, considerando suficiente una alimentación externa por parte de las cisternas del compuesto cada 5 días, se determina el volumen líquido.

⁷ FICHA DE DATOS DE SEGURIDAD DE HF: de acuerdo el Reglamento (CE) No. 1907/2006 Versión 5.3 Fecha de revisión 09.12.2014

En el proceso hay una demanda continua de 815,284 kg/h de ácido fluorhídrico y la densidad del compuesto de 1160 kg/m³ se obtiene el siguiente volumen en m³.

$$V_l = \frac{Qm \cdot t_{al}}{\rho_{HF}} = 84,34 m^3$$

- **Sobredimensión del volumen del líquido**

Se sobredimensiona la cantidad en m³ del ácido fluorhídrico por seguridad en un 15 % del total del volumen de líquido aislado en el apartado anterior, por ello el volumen total es el siguiente:

$$V_{lt} = V_l \cdot 1.25 = 105 m^3$$

- **Número de tanques:**

Se decide hacer 4 tanques de 24,3 m³ de ácido fluorhídrico.

$$V_t = \frac{V_{lt}}{n_t} = \frac{105 m^3}{4 \text{ tanques}} = 24,3 m^3$$

- **Dimensiones del tanque de almacenamiento**

Se procede de la misma forma que el apartado 11.1.15, Los 4 tanques son cilíndricos en posición vertical con el fondo superior torisférico Köppler, y fondo inferior plano.

A continuación se presentan recogidas las dimensiones del tanque en una tabla:

Tabla 11.1.10. Dimensiones del tanque de almacenamiento del ácido fluorhídrico

Altura del cilindro (m)	4,1
Altura del fondo superior torisférico (m)	0,5
Altura del tanque (m)	4,6
Diámetro interno del tanque (m)	2,8
Volumen del cilindro (m³)	24,6
Volumen del fondo torisférico (m³)	1,7
Volumen del tanque (m³)	26,3

- **Ocupación del ácido fluorhídrico en tanques**

Se calcula la ocupación de ácido fluorhídrico dentro del tanque en tanto por ciento:

$$V_{rt} = \frac{V_l}{n_t} = \frac{84,34}{4} = 21,1 \text{ m}^3$$

A partir de la cantidad de líquido del compuesto que tenemos en cada tanque, se calcula el porcentaje de ocupación en base al volumen del tanque:

$$\% \text{Ocupado} = \frac{V_{rt}}{V_{tanque}} \cdot 100 = 80\%$$

El porcentaje de ocupación del compuesto en el recipiente es algo igual al 80%.

- **Diseño mecánico del tanque de almacenamiento**

En el apartado 11.1.15.2 se encuentran las ecuaciones que se emplean para determinar los espesores de las paredes del tanque, tanto del cilindro como de los fondos, torisférico y plano. Se ha empleado los datos del apartado 11.1.4 que hacen referencia al material.

A continuación se presentan recogidas los valores del diseño mecánico del tanque de almacenamiento en una tabla:

Tabla 11.1.11. Propiedades del diseño mecánico del tanque de almacenamiento del ácido fluorhídrico

Espesor del cilindro (mm)	6,4
Espesor del fondo torisférico (mm)	5,4
Presión de diseño (atm)	3,9
presión del cilindro (atm)	5,7
presión del fondo torisférico (atm)	3,1

- **Temperatura de diseño del tanque**

La temperatura de diseño del tanque tal como presenta el apartado 11.1.3, será de 25°C, ya que a esta temperatura el compuesto está en fase líquida a 2 atm.

$$T_d = T_t + 20^\circ C = 45^\circ C$$

- **Peso del tanque de almacenamiento**

Se calcula el peso del tanque de almacenamiento de ácido fluorhídrico a partir de las ecuaciones que se representan en el apartado 11.1.15.3:

- **Peso del tanque vacío**

- 1) Superficie del cilindro

El cálculo de la superficie del cilindro se determinar a partir de la ecuación 11.1.25:

$$A_{cilindro} = \pi \cdot 2,8(m) \cdot 4(m) = 35,9 m^2$$

- 2) Volumen de material del cilindro

El cálculo del volumen de material del cilindro se determinar a partir de la ecuación 11.1.26:

$$V_{cilindro} = 0,23 m^3$$

- 3) La superficie del fondo inferior plano:

El fondo inferior del tanque será plano por ello se emplea la ecuación 11.1.27 de la superficie del círculo:

$$A_{fp} = \pi 6 m^2$$

Se utiliza la superficie y el espesor, sería igual al espesor de la pared del cilindro, para calcular el peso del material empleado para el fondo inferior plano:

$$V_{fp} = 0,04 m^3$$

- 4) La superficie del fondo superior torisférico :

El fondo superior del tanque de almacenamiento será torisférico, por ello se calcula la superficie con la ecuación 11.1.29:

$$A_{torisférico} = 7,5 m^2$$

- 5) El volumen del material del fondo superior torisférico

La superficie del fondo superior torisférico se podrá calcular el volumen con la ecuación 11.1.30:

$$V_{torisférico} = 7,5 \cdot 0,0054 = 0,04 m^3$$

- 6) Cálculo del peso del tanque de almacenamiento vacío:

Una vez calculados los volúmenes del tanque de almacenamiento de los compuestos del proceso, se procede a calcular el peso vacío a partir de la densidad del material empleado para el diseño de los tanques:

$$Peso_{tv} = 3133 kg$$

- **Peso del tanque lleno de agua:**

A continuación se calcula el peso del tanque de almacenamiento como si estuviera lleno de agua, según la siguiente ecuación:

$$Peso_{th20} = 29489,4 \text{ kg}$$

- **Peso del tanque en operación:**

A continuación se calcula el peso del tanque de almacenamiento cuando está en operación, por lo que hay que tener en cuenta la densidad del compuesto almacenado:

$$Peso_{op} = 33706,36 \text{ kg}$$

- **Resumen de los pesos del tanque de almacenamiento :**

A continuación se presentan recogidos los valores de los pesos de tanque de almacenamiento en una tabla:

Tabla 11.1.12. Pesos del tanque de almacenamiento del ácido fluorhídrico

Volumen de las paredes del tanque (m³)	0,31
Peso del tanque vacío (kg)	3133,21
Peso del tanque con agua (kg)	29489,38
Peso del tanque en operación (kg)	33706,36

- **Venteo**

El venteo se calcula según el apartado 11.1.9, en que especifica el procedimiento del venteo:

Por ello el área húmeda del recipiente cilíndrico se calcula según la ecuación 11.1.5:

$$A_h = 35,8 \text{ m}^2$$

Calor recibido en caso de fuego externo, con F=1:

$$Q \left(\frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right) = 139,7 \cdot 1 \cdot 35,8^{0,82} \cdot 10^3 = 2625027 \text{ kJ/h}$$

Al calcular el calor recibido, se calcula la capacidad de venteo:

$$Q_{venteo} (\text{m}^3/\text{h}) = \frac{4,414 \cdot 2625027 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right)}{852 \cdot \sqrt{20}} = 3040.96 \text{ m}^3/\text{h}$$

- **Diseño del cubeto**

El diseño del cubeto y del parque de tanques se ha establecido según el apartado 11.1.11, a continuación se muestran los resultados:

Tabla 11.1.13. Dimensiones del cubeto del ácido fluorhídrico

Distancia entre tanques (m)	1,4
Área ocupada (m²)	23,9
Longitud del cubeto (m)	11,9
Anchura del cubeto (m)	11,9
Área libre (m²)	117,5
Altura cubeto (m)	0,3

- Espesor del aislamiento del tanque :**

El tanque de almacenamiento del ácido fluorhídrico está aislado para evitar transferencia de calor al tanque alterando las condiciones a las que se debe mantener.

Se ha optado por lana de roca de 100 kg/m³, a continuación se presenta la tabla con el espesor de aislante necesario:

Tabla 11.1.14. Espesor del aislante y temperaturas

T.interna (ºC)	25
T.externa (ºC)	30
T.Superficie (ºC)	26,5
Espesor (mm)	20
Eficiencia (%)	80,73

11.1.18 DISEÑO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO DEL FREON-13

El diseño de los tanques de almacenamiento del Freon-13 se ha decidido usar tanques del tipo torisférico de forma cilíndrica con fondo inferior plato y fondo superior torisférico, el cual es más adecuado para productos en las condiciones que presentamos a continuación:

- Condiciones de almacenamiento :**

Del freón 13 es el producto principal del proceso, resultado de las reacciones que se llevan a cabo a partir CFC-11, CFC-12 en el reactor (R-201) y reactor (R-202). Es una substancia catalogada como peligroso para el medio ambiente (peligroso para la capa de ozono). El tanque se hará de AISI 304, recubierto el tanque de almacenamiento con teflón para evitar la corrosión (en el apartado de seguridad e higiene será detallada la peligrosidad de la substancia).

El R-13 está en estado líquido a 7 atmósferas y a -35 °C de temperatura. La concentración del compuesto es aproximadamente del 99%. El tanque será aislado del exterior para que la temperatura atmosférica no influía en el estado del compuesto.

- Capacidad de almacenamiento**

La capacidad de almacenamiento viene dada por la cantidad de Freón 13 que se desea producir anualmente. En este caso se ha decidido un stock de 5 días porque los clientes recogerán la cantidad que necesitan en este periodo.

- Volumen de líquido del compuesto almacenado**

El volumen del líquido del compuesto almacenado corresponde a la cantidad total del Freón 13 necesaria para los clientes.

Por ello, conociendo el cabal másico que alimenta el proceso y la densidad, se determina el volumen líquido.

En el proceso hay una demanda continua de 1420,74 kg/h del producto, y conociendo la densidad⁸ del compuesto de 1324,286 kg/m³ se obtiene el volumen:

$$V_l = \frac{Qm \cdot t_{al}}{\rho_{R13}} = 128,74 m^3$$

⁸ FICHA DE DATOS DE SEGURIDAD: de acuerdo el Reglamento (CE) No. 1907/2006. Versión 5.1 Fecha de revisión 30.04.2013

- **Sobredimensión del volumen del líquido**

Se sobredimensiona la cantidad del producto por seguridad en un 50 % del total del volumen de líquido aislado en el apartado anterior, ya que es un producto que a la presión y temperatura en que está almacenando, puede influir la temperatura atmosférica, por ello el volumen total es el siguiente:

$$V_{lt} = V_l \cdot 1.5 = 193 \text{ m}^3$$

- **Número de tanques:**

Se decide hacer cuatro tanques de 48,3 m³ de ácido fluorhídrico.

$$V_t = \frac{V_{lt}}{n_t} = \frac{193 \text{ m}^3}{4 \text{ tanques}} = 48.3 \text{ m}^3$$

- **Dimensiones del tanque de almacenamiento**

Se procede de la misma forma que el apartado 11.1.16. Los 4 tanques son cilíndricos en posición vertical con el fondo superior torisférico Köppler, y fondo inferior plano.

A continuación se presentan recogidas las dimensiones del tanque en una tabla:

Tabla 11.1.15. Dimensiones del tanque de almacenamiento del Freón 13

Altura del cilindro (m)	5,1
Altura del fondo superior torisférico (m)	0,6
Altura del tanque (m)	5,6
Diámetro interno del tanque (m)	3,4
Volumen del cilindro (m³)	45,1
Volumen del fondo torisférico (m³)	3,1
Volumen del tanque (m³)	48,2

- **Ocupación del Freón 13 en tanques**

Se calcula la ocupación del freón 13 dentro del tanque en tanto por ciento:

$$V_{rt} = 48,8$$

A partir de la cantidad de líquido del compuesto que tenemos en cada tanque, se calcula el porcentaje de ocupación en base al volumen del tanque:

$$\%Ocupado = 67\%$$

El porcentaje de ocupación del compuesto en el recipiente es del 67% ya que el producto posiblemente se evapore durante su almacenamiento, por ello se requiere un volumen para el freon-13 gas, sino aumentaría la presión dentro del tanque.

- **Diseño mecánico del tanque de almacenamiento**

En el apartado 11.1.15 se encuentran las ecuaciones que se emplean para determinar los espesores de las paredes del tanque, tanto del cilindro como de los fondos, torisférico y plano. Y se ha empleado los datos del apartado 11.1.4 que hacen referencia al material.

A continuación se presentan recogidos los valores del diseño mecánico del tanque de almacenamiento en una tabla:

Tabla 11.1.16. Propiedades del diseño mecánico del tanque de almacenamiento del freón 13

Espesor del cilindro (mm)	15,5
Espesor del fondo torisférico (mm)	12,3
Presión de diseño (atm)	9,7
presión del cilindro (atm)	11,2
presión del fondo torisférico (atm)	5,8

- **Temperatura de diseño del tanque**

La temperatura de diseño del tanque tal como presenta el apartado 11.1.3, será de -35°C, ya que a esta temperatura el compuesto está en fase liquida a 7 atm.

$$T_d = T_t + 20^\circ C = -15^\circ C$$

- **Peso del tanque de almacenamiento**

Se calcula el peso del tanque de almacenamiento del freón 13 a partir de las ecuaciones que se representan en el apartado 11.1.15.3:

- **Peso del tanque vacío**

- 1) Superficie del cilindro

El cálculo de la superficie del cilindro se determina a partir de la ecuación 11.1.25:

$$A_{cilindro} = 54 \text{ m}^2$$

2) Volumen de material del cilindro

El cálculo del volumen de material del cilindro se determinar a partir de la ecuación 11.1.26:

$$V_{cilindro} = 0,84 \text{ m}^3$$

3) La superficie del fondo inferior plano:

El fondo inferior del tanque será plano por ello se emplea la ecuación 11.1.27 de la superficie del círculo:

$$A_{fp} = 9,1 \text{ m}^2$$

Se utiliza la superficie y el espesor, sería igual al espesor de la pared del cilindro, para calcular el peso del material empleado para el fondo inferior plano:

$$V_{fp} = 0,14 \text{ m}^3$$

4) La superficie del fondo superior torisférico :

El fondo superior del tanque de almacenamiento será torisférico, por ello se calcula la superficie con la ecuación 11.1.29:

$$A_{torisférico} = 11 \text{ m}^2$$

5) El volumen del material del fondo superior torisférico

La superficie del fondo superior torisférico se podrá calcular el volumen con la ecuación 11.1.30:

$$V_{torisférico} = 0,14 \text{ m}^3$$

6) Cálculo del peso del tanque de almacenamiento vacío:

Una vez calculados los volúmenes del tanque de almacenamiento de los compuestos del proceso, se procede a calcular el peso vacío a partir de la densidad del material empleado para el diseño de los tanques:

$$Peso_{tv} = 11274 \text{ kg}$$

• **Peso del tanque lleno de agua:**

A continuación se calcula el peso del tanque de almacenamiento como si estuviera lleno de agua, según la siguiente ecuación:

$$Peso_{th20} = 59552 \text{ kg}$$

- **Peso del tanque en operación:**

A continuación se calcula el peso del tanque de almacenamiento cuando está en operación, por lo que hay que tener en cuenta la densidad del compuesto almacenado:

$$Peso_{op} = 75207,8 \text{ kg}$$

- **Resumen de los pesos del tanque de almacenamiento :**

A continuación se presentan recogidos los valores de los pesos de tanque de almacenamiento en una tabla:

Tabla 11.1.17. Pesos del tanque de almacenamiento del freón 13

Volumen de las paredes del tanque (m³)	1,0
Peso del tanque vacío (kg)	10130
Peso del tanque con agua (kg)	47165,3
Peso del tanque en operación (kg)	59168,0

- **Venteo**

El venteo se calcula según el apartado 11.1.9, en que especifica el procedimiento del venteo:

Por ello el área húmeda del recipiente cilíndrico se calcula según la ecuación 11.1.5:

$$A_h = 53,56 \text{ m}^2$$

Calor recibido en caso de fuego externo, con F=1:

$$Q \left(\frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right) = 139,7 \cdot 1 \cdot 53,56^{0,82} \cdot 10^3 = 3654537 \text{ kJ/h}$$

Al calcular el calor recibido, se calcula la capacidad de venteo:

$$Q_{venteo} (\text{m}^3/\text{h}) = \frac{4,414 \cdot 3654537 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right)}{12740 \cdot \sqrt{104,46}} = 123,9 \text{ m}^3/\text{h}$$

- **Diseño del cubeto**

El diseño del cubeto y del parque de tanques se ha establecido según el apartado 11.1.11, a continuación se muestran los resultados:

Tabla 11.1.18. Dimensiones del cubeto de freón 13

Distancia entre tanques (m)	1,7
Área ocupada (m²)	35,7
Longitud del cubeto (m)	13,4
Anchura del cubeto (m)	13,4
Área libre (m²)	144,6
Altura cubeto (m)	0,4

- Espesor del aislamiento del tanque :**

El tanque de almacenamiento del freón 13 está aislado para evitar transferencia de calor al tanque alternando las condiciones a las que se debe mantener.

Se ha optado por lana de roca de 100 kg/m³, a continuación se presenta la tabla con el espesor de aislante necesario:

Tabla 11.1.19. Espesor del aislante y temperaturas

T.interna (ºC)	-35
T.externa (ºC)	30
T.Superficie (ºC)	2,22
Espesor (mm)	99,3
Eficiencia (%)	96,45

- Recirculación del freón 13 al tanque :**

Dadas las condiciones en las que se encuentra el tanque de almacenamiento del producto principal del proceso, en que está a 7 atmosferas y a -35 ºC de temperatura. Lo más probable es que una pequeña parte del producto se evapore, aunque haya el aislante térmico, el ambiente exterior tiene una temperatura superior al que está el producto.

Por ello, se decide condensar el vapor que sale del tanque, pasando de estado gas a estado líquido, recirculando el líquido al tanque de almacenamiento.

Para determinar la cantidad evaporada del freón 13 se han llevado a cabo un balance de energía en que se considera que el aislamiento tiene una deficiencia del

5%, por lo que se determina el cabal que recircula para dimensionar el equipo de frío necesario para condensar el fluido y recircularlo al tanque.

11.1.19 DISEÑO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO DEL ÁCIDO CLORHÍDRICO

El diseño de los tanques de almacenamiento del ácido clorhídrico se ha decidido usar tanques del tipo torisférico de forma cilíndrica con fondo inferior plato y fondo superior torisférico, el cual es más adecuado para productos en las condiciones que presentamos a continuación:

- Condiciones de almacenamiento :**

El ácido clorhídrico es un subproducto del proceso, resultado de las reacciones que se llevan a cabo a partir CFC-11, CFC-12 en el reactor R-201. El HCl se obtiene prácticamente puro del proceso en estado gas, a continuación pasa por una torre de absorción con agua, lo cual se diluye. Por lo tanto, en los tanques de almacenamiento, se considera una concentración del 35% de HCl y un 65 % de agua.

Es una substancia catalogada como corrosivo e irritante. El tanque se hará de AISI 304, recubierto el tanque de almacenamiento con teflón por seguridad (en el apartado de seguridad e higiene será detallada la peligrosidad de la substancia).

El HCl (35%) está en estado líquido a 1 atmosferas y a 25 °C de temperatura. El tanque será aislado del exterior para que la temperatura atmosférica no influía en el estado del compuesto.

- Capacidad de almacenamiento**

La capacidad de almacenamiento viene dada por la cantidad de HCl que se produce anualmente. En este caso se ha decidido un stock de 3 días ya los clientes recogerán la cantidad que necesitan en este periodo.

- Volumen de líquido del compuesto almacenado**

El volumen del líquido del compuesto almacenado corresponde a la cantidad total del ácido clorhídrico (35%) necesaria para los clientes.

Por ello, conociendo el cabal mísico que alimenta el proceso y la densidad, considerando una recogida periódica del producto por parte de las cisternas de los clientes cada 3 días, se determina el volumen líquido.

En el proceso hay una demanda continua de 4245 kg/h del producto, y conociendo la densidad del compuesto de 1178 kg/m³ se obtiene el siguiente volumen en m³.

$$V_l = \frac{Qm \cdot t_{al}}{\rho_{HCl}} = 259,46m^3$$

- **Sobredimensión del volumen del líquido**

Se sobredimensiona la cantidad del producto por seguridad en un 25 % del total del volumen de líquido aislado en el apartado anterior, por ello el volumen total es el siguiente:

$$V_{lt} = V_l \cdot 1,25 = 324 \text{ m}^3$$

- **Número de tanques:**

Se decide hacer cuatro tanques de 81,1 m³ de ácido clorhídrico.

$$V_t = \frac{V_{lt}}{n_t} = 81,1 \text{ m}^3$$

- **Dimensiones del tanque de almacenamiento**

Se procede de la misma forma que el apartado 11.1.16. Los 4 tanques son cilíndricos en posición vertical con el fondo superior torisférico Köppler, y fondo inferior plano.

A continuación se presentan recogidas las dimensiones del tanque en una tabla:

Tabla 11.1.20. Dimensiones del tanque de almacenamiento del HCl

Altura del cilindro (m)	6,0
Altura del fondo superior torisférico (m)	0,7
Altura del tanque (m)	6,7
Diámetro interno del tanque (m)	4,0
Volumen del cilindro (m³)	75,8
Volumen del fondo torisférico (m³)	5,2
Volumen del tanque (m³)	81,0
Diámetro externo del tanque (m)	4,02

- **Ocupación del ácido clorhídrico en tanques**

Se calcula la ocupación de ácido clorhídrico dentro del tanque en tanto por ciento:

$$V_{rt} = 64,9 \text{ m}^3$$

A partir de la cantidad de líquido del compuesto que tenemos en cada tanque, se calcula el porcentaje de ocupación en base al volumen del tanque:

$$\%Ocupado = 80\%$$

El porcentaje de ocupación del compuesto en el recipiente es algo igual al 80%.

- **Diseño mecánico del tanque de almacenamiento**

En el apartado 11.1.15 se encuentran las ecuaciones que se emplean para determinar los espesores de las paredes del tanque, tanto del cilindro como de los fondos, torisférico y plano.

A continuación se presentan recogidas los valores del diseño mecánico del tanque de almacenamiento en una tabla:

Tabla 11.1.21. Propiedades del diseño mecánico del tanque de almacenamiento del HCl

Espesor del cilindro (mm)	6,9
Espesor del fondo torisférico (mm)	5,8
Presión de diseño (atm)	3,0
presión del cilindro (atm)	4,2
presión del fondo torisférico (atm)	2,3

- **Temperatura de diseño del tanque**

La temperatura de diseño del tanque tal como presenta el apartado 11.1.3, será de 25°C, ya que a esta temperatura el compuesto está en fase líquida a atm.

$$T_d = T_t + 20^\circ C = 45^\circ C$$

- **Peso del tanque de almacenamiento**

Se calcula el peso del tanque de almacenamiento del HCl a partir de las ecuaciones que se representan en el apartado 11.1.15.3:

- **Peso del tanque vacío**

- 1) Superficie del cilindro

El cálculo de la superficie del cilindro se determina a partir de la ecuación 11.1.26:

$$A_{cilindro} = 75,9 \text{ m}^2$$

- 2) Volumen de material del cilindro

El cálculo del volumen de material del cilindro se determina a partir de la ecuación 11.1.27:

$$V_{cilindro} = 0.52 \text{ m}^3$$

- 3) La superficie del fondo inferior plano:

El fondo inferior del tanque será plano por ello se emplea la ecuación 11.1.28 de la superficie del círculo:

$$A_{fp} = 12,7 \text{ m}^2$$

Se utiliza la superficie y el espesor, sería igual al espesor de la pared del cilindro, para calcular el peso del material empleado para el fondo inferior plano:

$$V_{fp} = 0,07 \text{ m}^3$$

4) La superficie del fondo superior torisférico :

El fondo superior del tanque de almacenamiento será torisférico, por ello se calcula la superficie con la ecuación 11.1.30:

$$A_{torisférico} = 13,4 \text{ m}^2$$

5) El volumen del material del fondo superior torisférico

La superficie del fondo superior torisférico se podrá calcular el volumen con la ecuación 11.1.31:

$$V_{torisférico} = 0,09 \text{ m}^3$$

6) Cálculo del peso del tanque de almacenamiento vacío:

Una vez calculados los volúmenes del tanque de almacenamiento de los compuestos del proceso, se procede a calcular el peso vacío a partir de la densidad del material empleado para el diseño de los tanques:

$$Peso_{tv} = 7079 \text{ kg}$$

- **Peso del tanque lleno de agua:**

A continuación se calcula el peso del tanque de almacenamiento como si estuviera lleno de agua, según la siguiente ecuación:

$$Peso_{th20} = 88176,8 \text{ kg}$$

- **Peso del tanque en operación:**

A continuación se calcula el peso del tanque de almacenamiento cuando está en operación, por lo que hay que tener en cuenta la densidad del compuesto almacenado:

$$Peso_{op} = 102609 \text{ kg}$$

- **Resumen de los pesos del tanque de almacenamiento :**

A continuación se presentan recogidos los valores de los pesos de tanque de almacenamiento en una tabla:

Tabla 11.1.22. Pesos del tanque de almacenamiento del HCl

Volumen de las paredes del tanque (m3)	0,7
Peso del tanque vacío (kg)	7096,6
Peso del tanque con agua (kg)	88176,8
Peso del tanque en operación (kg)	102609,1

- **Venteo**

El venteo se calcula según el apartado 11.1.9, en que especifica el procedimiento del venteo:

Por ello el área húmeda del recipiente cilíndrico se calcula según la ecuación 11.1.5:

$$A_h = 75,7 \text{ m}^2$$

Calor recibido en caso de fuego externo, con F=1:

$$Q \left(\frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right) = 139,7 \cdot 1 \cdot 75,7^{0,82} \cdot 10^3 = 4852047,6 \text{ kJ/h}$$

Al calcular el calor recibido, se calcula la capacidad de venteo:

$$Q_{venteo} (\text{m}^3/\text{h}) = \frac{4,414 \cdot 4852047,6 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right)}{40950 \cdot \sqrt{36,46}} = 86,61 \text{ m}^3/\text{h}$$

- **Diseño del cubeto**

El diseño del cubeto y del parque de tanques se ha establecido según el apartado 11.1.11, a continuación se muestran los resultados:

Tabla 11.1.23. Dimensiones del cubeto del tanque de almacenamiento del ácido clorhídrico

Distancia entre tanques (m)	2,0
Área ocupada (m²)	50,4
Longitud del cubeto (m)	15,0
Anchura del cubeto (m)	15,0
Área libre (m²)	175,1
Altura cubeto (m)	0,5

- Espesor del aislamiento del tanque :**

El tanque de almacenamiento del ácido clorhídrico está aislado para evitar transferencia de calor al tanque alterando las condiciones a las que se debe mantener.

Se ha optado por lana de roca de 100 kg/m³, a continuación se presenta la tabla con el espesor de aislante necesario:

Tabla 11.1.24. Espesor del aislante y temperaturas

T.interna (ºC)	25
T.externa (ºC)	30
T.Superficie (ºC)	26,5
Espesor (mm)	20
Eficiencia (%)	80,73

11.1.20 TANQUE DE ALMACENAMINETO DEL CATALIZADOR SbCl₅

El diseño del tanque de almacenamiento del catalizador penta cloruro de antimonio se ha decidido usar tanques del tipo cónico de forma cilíndrica con fondo inferior plato y fondo superior cónico, el cual es más adecuado para productos en las condiciones que presentamos a continuación:

- Condiciones de almacenamiento :**

El catalizador SbCl₅, es el catalizador del primer reactor R-201, es prácticamente puro, se considera una concentración del 99%.

Es una substancia catalogada como corrosiva y peligrosa para el medio ambiente. El tanque se hará de AISI 304, recubierto el tanque de almacenamiento con teflón por seguridad (en el apartado de seguridad e higiene será detallada la peligrosidad de la substancia).

El SbCl₅ está en estado líquido a 1 atmosferas y a 25 °C de temperatura. El tanque será aislado del exterior para que la temperatura atmosférica no influía en el estado del compuesto.

- Capacidad de almacenamiento**

La capacidad de almacenamiento viene dada por la cantidad de catalizador que se necesita para catalizar la reacción que se lleva a cabo en el reactor R-201.

- Volumen de líquido del compuesto almacenado**

El volumen del líquido del compuesto almacenado corresponde a la cantidad total del catalizador SbCl₅. Que se almacena en un solo tanque.

$$V_l = 12.36 \text{ } m^3$$

- Sobredimensión del volumen del líquido**

Se sobredimensiona la cantidad en m³ del producto por seguridad en un 25 % del total del volumen de líquido aislado en el apartado anterior, por ello el volumen total es el siguiente:

$$V_{lt} = V_l \cdot 1,25 = 13.60 \text{ } m^3$$

- Dimensiones del tanque de almacenamiento**

El tanque está en posición vertical. A continuación se presentan recogidas las dimensiones del tanque en una tabla:

Tabla 11.1.25. Dimensiones del tanque de almacenamiento del SbCl₅

Altura del cilindro (m)	3,3
Altura del fondo superior cónico (m)	1,1
Altura del tanque (m)	4,4
Diámetro interno del tanque (m)	2,18
Volumen del cilindro (m³)	12,2
Volumen del fondo cónico (m³)	1,4
Volumen del tanque (m³)	13,6
Diámetro externo del tanque (m)	2,19

- **Ocupación del penta cloruro de antimonio en tanques**

Se calcula la ocupación del catalizador dentro del tanque en tanto por ciento:

$$\% \text{Ocupado} = 91\%$$

• **Diseño mecánico del tanque de almacenamiento**

En el apartado 11.1.15 se encuentran las ecuaciones que se emplean para determinar los espesores de las paredes del tanque.

A continuación se presentan recogidos los valores del diseño mecánico del tanque de almacenamiento en una tabla:

Tabla 11.1.26. Propiedades del diseño mecánico del tanque de almacenamiento del SbCl₅

Espesor del cilindro (mm)	4,8
Espesor del fondo cónico (mm)	4,2
Presión de diseño (atm)	3,2
presión del cilindro (atm)	5,4
presión del fondo cónico	3,0

- **Temperatura de diseño del tanque**

La temperatura de diseño del tanque tal como presenta el apartado 11.1.3.

$$T_d = T_t + 20^\circ C = 45^\circ C$$

- **Peso del tanque de almacenamiento**

Se calcula el peso del tanque de almacenamiento del catalizador a partir de las ecuaciones que se representan en el apartado 11.1.15.3:

- **Peso del tanque vacío**

- 1) Superficie del cilindro

El cálculo de la superficie del cilindro se determinar a partir de la ecuación 11.1.26:

$$A_{cilindro} = 22.5 \text{ m}^2$$

- 2) Volumen de material del cilindro

El cálculo del volumen de material del cilindro se determinar a partir de la ecuación 11.1.27:

$$V_{cilindro} = 0.11 \text{ m}^3$$

- 3) La superficie del fondo inferior plano:

El fondo inferior del tanque será plano por ello se emplea la ecuación 11.1.28 de la superficie del círculo:

$$A_{fp} = 3.8 \text{ m}^2$$

Se utiliza la superficie y el espesor, sería igual al espesor de la pared del cilindro, para calcular el peso del material empleado para el fondo inferior plano:

$$V_{fp} = 0,02 \text{ m}^3$$

- 4) La superficie del fondo superior cónico:

El fondo superior del tanque de almacenamiento será cónico, por ello se calcula la superficie con la ecuación 11.1.30:

$$A_{cónico} = 4.7 \text{ m}^2$$

- 5) El volumen del material del fondo superior cónico

La superficie del fondo superior cónico se podrá calcular el volumen con la ecuación 11.1.31:

$$V_{cónico} = 0,02 \text{ m}^3$$

6) Cálculo del peso del tanque de almacenamiento vacío:

Una vez calculados los volúmenes del tanque de almacenamiento del catalizador, se procede a calcular el peso vacío a partir de la densidad del material empleado para el diseño de los tanques:

$$Peso_{tv} = 1485.92 \text{ kg}$$

- **Peso del tanque lleno de agua:**

A continuación se calcula el peso del tanque de almacenamiento como si estuviera lleno de agua, según la siguiente ecuación:

$$Peso_{th20} = 15081.91 \text{ kg}$$

- **Peso del tanque en operación:**

A continuación se calcula el peso del tanque de almacenamiento cuando está en operación, por lo que hay que tener en cuenta la densidad del compuesto almacenado:

$$Peso_{op} = 33572.48 \text{ kg}$$

- **Resumen de los pesos del tanque de almacenamiento :**

A continuación se presentan recogidos los valores de los pesos de tanque de almacenamiento en una tabla:

Tabla 11.1.27. Pesos del tanque de almacenamiento del SbCl₅

Volumen de las paredes del tanque (m³)	0,15
Peso del tanque vacío (kg)	1485,92
Peso del tanque con agua (kg)	15081,92
Peso del tanque en operación (kg)	33572,48

• **Venteo**

El venteo se calcula según el apartado 11.1.9, en que especifica el procedimiento del venteo:

Por ello el área húmeda del recipiente cilíndrico se calcula según la ecuación 11.1.5:

$$A_h = 22.42 \text{ m}^2$$

Calor recibido en caso de fuego externo, con F=1:

$$Q = 139,7 \cdot 1 \cdot 22.42^{0,82} \cdot 10^3 = 1789550,36 \text{ kJ/h}$$

Al calcular el calor recibido, se calcula la capacidad de venteo:

$$Q_{venteo} = 12.57 \text{ m}^3/\text{h}$$

- **Diseño del cubeto**

El diseño del cubeto y del parque de tanques se ha establecido según el apartado 11.1.11, a continuación se muestran los resultados:

Tabla 11.1.28. Dimensiones del cubeto del tanque de almacenamiento del catalizador

Área ocupada (m²)	3,7
Longitud del cubeto (m)	7,2
Anchura del cubeto (m)	7,2
Área libre (m²)	48,0
Altura cubeto (m)	0,3

- **Espesor del aislamiento del tanque :**

El tanque de almacenamiento del catalizador está aislado para evitar transferencia de calor al tanque alterando las condiciones a las que se debe mantener.

Se ha optado por lana de roca de 100 kg/m³, a continuación se presenta la tabla con el espesor de aislante necesario:

Tabla 11.1.29. Espesor del aislante y temperaturas

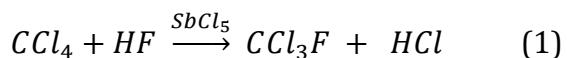
T.interna (ºC)	25
T.externa (ºC)	30
T.Superficie (ºC)	26,5
Espesor (mm)	20
Eficiencia (%)	80,73

11.2.1. Reactor 201

11.3.3. 11.2.1.1. Introducción

El R-12 necesario para la producción del R-13 se obtiene en el primer reactor a partir de la reacción entre el tetracloruro de carbono i el ácido fluorhídrico anhidro en presencia del penta cloruro de antimonio, que cataliza dicha reacción. Además como subproducto de la reacción se obtiene ácido clorhídrico. La reacción global está formada por dos reacciones en serie.

La estequioometria que se ajusta a la reacción que se da en el primer reactor es la siguiente:



El reactor que se utiliza para esta reacción es un reactor continuo de tanque agitado bifásico, debido a que los reactivos entran al reactor en fase líquida y los productos se obtienen en fase gas. A consecuencia de este hecho, se ha diseñado el reactor considerando que solo contiene líquido, y el volumen obtenido se ha sobredimensionado un 33,33% para albergar los productos gaseosos. Consecuentemente el reactor tendrá dos salidas, una para la fase gas que estará formada principalmente por los productos de las reacciones, y otra para la fase líquida formada mayoritariamente por los reactivos que no han reaccionado y por el catalizador.

El reactor trabajará a una presión de 7 atm y a una temperatura de 95 °C. A estas condiciones de operación, la reacción que tiene lugar es endotérmica, por lo que el reactor estará equipado con un sistema de calefacción para mantener la temperatura de operación del reactor constante. El sistema de calefacción estará formado por un sistema de media caña adosado al reactor. Por el interior de la media caña circulará aceite térmico (Dowtherm A), que evitará que disminuya la temperatura del reactor.

Por último señalar que debido a que en el proceso se trabaja con materiales corrosivos, se recubrirá el interior del reactor con PTFE.

El diseño de ambos reactores se ha realizado con el programa ASPEN HYSYS.

11.3.4. 11.2.1.2. Balance de materia

La cantidad de reactivos y de catalizador necesarios se determinan a partir de la producción de R-13 y de las conversiones de las reacciones. La planta tiene que producir $1 \cdot 10^7$ Kg de R-13 al año, que en continuo suponen 1.426,6 Kg a la hora.

Inicialmente se introducen los reactivos y el catalizador en el reactor. Dado que las reacciones no tienen una conversión del 100%, se recirculan los reactivos que no han reaccionado y se reajustan los caudales de entrada de reactivos frescos para que las composiciones de entrada al reactor se ajusten a la estequioometría de las reacciones. Una vez se ajustan los caudales, el reactor trabaja en continuo con un tiempo de residencia de 2,14 h. En la siguiente tabla aparecen las corrientes de entrada y de salida del reactor y las composiciones de cada una.

Tabla 11.2.1.1. Balance de materia del R-201.

Corriente	Entrada	Salida gas	Salida líquida
Caudal molar (Kmol/h)	122,8	112,8	10,01
Composición Molar (%)	SbCl5	3,507	1,074
	R-11	21,98	21,99
	CCl4	17,44	0,655
	HF	56,86	22,82
	HCl	-	32,85
	R-12	0,215	5,610

11.3.5. 11.2.1.3. Dimensiones del reactor

El volumen de líquido del reactor lo proporciona el Aspen HYSYS, y como se ha mencionado en el apartado 11.2.1.1., se ha sobredimensionado un 33,33%, con lo cual se obtiene un reactor de 20 m³.

El reactor estará constituido por un cuerpo cilíndrico y por dos fondos toriesféricos (superior e inferior). A continuación se detalla el procedimiento de cálculo de las dimensiones del reactor R-201.

- El volumen del reactor se obtiene a partir de las siguientes ecuaciones:

$$V_{reactor} = V_{cilindro} + 2 \cdot V_{toriesférico} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.1})$$

Donde:

- $V_{reactor}$: Volumen del reactor (m^3)
- $V_{cilindro}$: Volumen del cuerpo cilíndrico(m^3)
- $V_{torisférico}$:Volumen del fondo torisférico (m^3)

$$V_{cilindro} = \pi \cdot \frac{D_{int}^2}{4} \cdot H_{cilindro} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.2})$$

Donde:

- $H_{cilindro}$: Altura del cuerpo cilíndrico(m)
- D_{int} : Diámetro interno del cuerpo cilíndrico(m)

$$V_{torisférico} = 0,513 \cdot h \cdot D_{int}^2 \quad (\text{Ecuación 11.2.1.3})$$

Donde:

- h : altura del fondo torisférico (m)

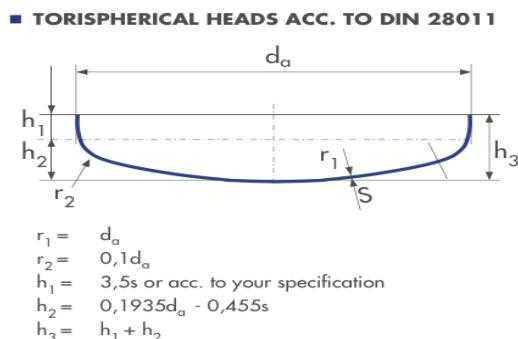


Figura 11.2.1.1. Dimensiones de los cabezales torisféricos (extraída del programa de producción de la empresa SLAWINSKI)

$$h = h_3 \quad (\text{Ecuación 11.2.1.4})$$

La altura del reactor será igual a la suma de la altura del cilindro más la de los fondos torisféricos.

$$H_{reactor} = H_{cilindro} + 2 \cdot h \quad (\text{Ecuación 11.2.1.5})$$

Las dimensiones del reactor obtenidas a partir de la resolución de las ecuaciones (11.2.1.1 - 11.2.1.5) se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 11.2.1.2. Dimensiones del reactor 201.

Altura del cilindro (m)	3,34
Diámetro interno (m)	2,50
Altura de los 2 fondos tóriesféricos (m)	1,11
Altura total (m)	4,45
Volumen del cilindro (m³)	16,4
Volumen de los 2 fondos (m³)	3,60
Volumen total (m³)	20,0

11.2.1.4. Cálculo de los espesores

Los espesores del reactor se determinan a partir de la normativa ASME. Los valores obtenidos se redondearan al alza.

11.2.1.4.1. Diseño del cilindro

El espesor mínimo a presión interna del reactor se obtiene a partir de la siguiente ecuación:

$$t = \frac{P_{diseño} \cdot R_{int}}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_{diseño}} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.6})$$

Donde:

- t : Espesor mínimo (in)
- $P_{diseño}$: Presión de diseño (psi)
- R_{int} : Radio interno del recipiente (in)
- S : Tensión máxima admisible(psi)
- E : Factor de soldadura

$$P_{diseño} = P_{op} + \Delta P + 0,15 \cdot (P_{op} + \Delta P) \quad (\text{Ecuación 11.2.1.7})$$

Donde:

- P_{op} : Presión de operación (psi)
- ΔP : Presión hidrostática (Pa)

$$\Delta P = \rho \cdot g \cdot h_L \quad (\text{Ecuación 11.2.1.8})$$

Donde:

- ρ : densidad del líquido contenido en el reactor (Kg/m^3)
- g : aceleración de la gravedad (N/m^2)
- h_L : altura de la columna de líquido contenido en el reactor (m)

A partir del espesor mínimo se puede determinar el espesor total y la presión máxima que puede resistir el cilindro utilizando las siguientes ecuaciones:

$$t_{total} = t + C_1 + C_2 \quad (\text{Ecuación 11.2.1.9})$$

Donde:

- t_{total} : Espesor total (in)
- C_1 : Espesor de PTFE (in)
- C_2 : Espesor de tolerancia (in)

$$C_2 = 0,1 \cdot t \quad (\text{Ecuación 11.2.1.10})$$

$$P = \frac{S \cdot E \cdot t_{total}}{R + 0,6 \cdot t_{total}} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.11})$$

Donde:

- P : Presión de diseño final (psi)

11.2.1.4.2. Diseño de las tapas

El fondo superior y el inferior son torosféricos. Para calcular el grosor de ambos se utilizan las ecuaciones siguientes:

$$t = \frac{P_{diseño} \cdot M \cdot L}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P_{diseño}} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.12})$$

$$P = \frac{2 \cdot S \cdot E \cdot t_{total}}{L \cdot M + 0,2 \cdot t_{total}} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.13})$$

El valor del factor M se obtiene de la siguiente tabla.

Tabla 11.2.1.3. Valores del factor M en función de L/r.

VALORES DEL 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	5.50	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	16.3	*
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	
* LA MAXIMA RAZON PERMITIDA ES: L = D + 2r (véase la nota 2 de la página opuesta)																	

L y r para fondos tóriesféricos se determinan mediante las ecuaciones de la figura 11.2.1.1.

$$L = d_a = D_{int} + 2 \cdot t_{total} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.14})$$

Donnde:

- L: diámetro externo del reactor (in)
- D_{int} : diámetro interior del reactor (in)
- r: radio interior del nudillo (in)

$$r = 0,1 \cdot L \quad (\text{Ecuación 11.2.1.15})$$

Tabla 11.2.1.4. Diseño mecánico del reactor R-201.

Espesor del cilindro (mm)	13,0
Espesor de los fondos (mm)	20,0
Presión de diseño final (atm)	10,7

11.2.1.5. Peso del reactor

11.2.1.5.1. Peso del reactor vacío

El peso del reactor se obtiene a partir de la suma del peso del cuerpo cilíndrico y el peso de los fondos superior e inferior.

- **Volumen de acero del cuerpo cilíndrico**

$$V_{AISI\ 304\ cil.} = \pi \cdot H_{cilindro} \cdot (r_e^2 - r_i^2) \quad (\text{Ecuación 11.2.1.16})$$

Donde:

- $V_{AISI\ 304\ cil.}$: volumen de AISI 304 en el cilindro (m^3)
- r_e : radio exterior del cilindro (m)
- r_i : radio interior del cilindro (m^2)

- **Volumen de acero del cuerpo toriesférico**

$$V_{AISI\ 304toriesf.} = 2 \cdot 0.513 \cdot h \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \quad (\text{Ecuación 11.2.1.17})$$

Donde:

- $V_{AISI\ 304toriesf.}$: Volumen de hacer AISI 304 en los fondos toriesféricos (m^3)
- D_{ext} : Diámetro externo del reactor (m)
- D_{int} : Diámetro interno del reactor(m)

- **Volumen de PTFE**

$$V_{PTFE} = V_{PTFE\ cil.} + V_{PTFE\ tories.} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.18})$$

Donde:

- V_{PTFE} : Volumen de PTFE en el reactor (m^3)
- $V_{PTFE\ cil.}$: Volumen de PTFE en el cilindro (m^3)
- $V_{PTFE\ tories.}$: Volumen de PTFE en los fondos toriesféricos (m^3)

$$V_{PTFE\ cil.} = \pi \cdot H_{cilindro} \cdot (r_{PTFE}^2 - r_i^2) \quad (\text{Ecuación 11.2.1.19})$$

Donde:

- r_{PTFE} :radio interno más el espesor de PTFE (m)

$$V_{PTFE\ tories.} = 2 \cdot 0,513 \cdot h \cdot (D_{PTFE}^2 - D_{int}^2) \quad (\text{Ecuación 11.2.1.20})$$

Donde:

- D_{PTFE} : radio interno más el espesor de PTFE (m)

- **Peso del reactor vacío**

$$Peso_{R-201} = (V_{cil.} + V_{tories.}) \cdot \rho_{AISI\ 304} + V_{PTFE} \cdot \rho_{PTFE} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.21})$$

Donde

- $Peso_{R-201}$: Peso del R-201 vacío (Kg)
- $\rho_{AISI\ 304}$:densidad del acero AISI 304 (Kg/m^3)
- ρ_{PTFE} : Densidad del PTFE (Kg/m^3)

11.2.1.5.2. Peso del reactor en operación

$$Peso_{R-201op.} = Peso_{R-201} + V_{R-201L} \cdot \rho_L + V_{R-201G} \cdot \rho_G \quad (\text{Ecuación 11.2.1.22})$$

Donde

- $Peso_{R-201op.}$: Peso del reactor en operación (Kg)
- V_{R-201L} : Volumen de líquido que contiene en reactor en operación (m^3)
- ρ_L : densidad del líquido que contiene el reactor en operación (Kg/ m^3)
- V_{R-201G} : Volumen de gas que contiene en reactor en operación (m^3)
- ρ_G : densidad del gas que contiene el reactor en operación (Kg/ m^3)

La densidad del líquido y del gas varía durante el proceso, por lo tanto, para calcular los de los distintos parámetros se cogerán los valores más elevados para ambas densidades.

En la siguiente tabla se presentan los valores obtenidos para los diferentes parámetros:

Tabla 11.2.1.5. Peso del R-201 vacío y en operación.

Peso del reactor vacío (Kg)	4965,32
Peso del reactor en operación (Kg)	35267,5

11.2.1.6. Balance de energía

El proceso para la obtención de R12 que tiene lugar en el R-201, como bien se ha comentado en el apartado 11.2.1.1, es endotérmico. A continuación se presentan las ecuaciones para determinar el calor que se genera en dicho proceso.

$$\Delta H_{ri}(T) = \Delta H_{ri}(Tr) + \Delta Cp \cdot (T - T_r) \quad (\text{Ecuación 11.2.1.23})$$

Donde:

- $\Delta H_{ri}(T)$: Entalpía de reacción a la temperatura de reacción de cada reacción (KJ/Kmol)
- $\Delta H_{ri}(Tr)$: Entalpía de reacción a la temperatura de referencia de cada reacción (KJ/Kmol)
- ΔCp : Variación de calores específicos (KJ/Kmol·K)
- T : Temperatura de reacción (K)
- T_r : Temperatura de referencia (K)

$$\Delta H_{ri}(Tr) = \sum v_i \cdot \Delta H_i^{\circ f} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.24})$$

Donde:

- v_i : Coeficiente estequiométrico de cada compuesto
- $\Delta H_i^{\circ f}$: Entalpía de formación de cada compuesto a T_r (KJ/Kmol)

$$\Delta Cp = \sum v_i \cdot Cpi \quad (\text{Ecuación 11.2.1.25})$$

Donde:

- Cpi : Calor específico de cada compuesto (KJ/Kmol·K)

$$Q_g = \sum \Delta H_{ri}(T) \cdot X_i \cdot n_i \quad (\text{Ecuación 11.2.1.26})$$

Donde:

- Q_g : Calor generado en la reacción (KJ/h)
- X_i : Conversión de cada reacción
- n_i : caudal molar del reactivo militante de cada reacción (Kmol/h)

El calor generado que se obtiene a partir de las ecuaciones (11.2.1.23 – 11.2.1.26) es igual a 441.780 KJ/h. Este calor tendrá que ser aportado por el sistema de calefacción para mantener constante la temperatura de reacción.

11.2.1.7. Diseño del sistema de calefacción

Una vez se ha determinado el calor que se genera en el R-201, se diseña el sistema de calefacción, el cual se instalará en el cuerpo cilíndrico que esté en contacto con el líquido. A continuación se detalla el procedimiento que se ha seguido para calcular el área de intercambio de calor.

$$Q_g = Q_c \quad (\text{Ecuación 11.2.1.27})$$

$$A_{intercambio} = \frac{Q_c}{U \cdot \Delta Tml} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.28})$$

Donde:

- $A_{intercambio}$: Área de intercambio de calor (m^2)
- Q_c : Calor cedido por la media caña (KJ/h)
- U :Coeficiente global de transferencia de calor (KJ/h·m²·°C)
- ΔTml : diferencia de temperatura media logarítmica (°C)

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{SA} - T) - (T_{EA} - T)}{\ln\left(\frac{(T_{SA} - T)}{(T_{EA} - T)}\right)} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.29})$$

Donde:

- T : Temperatura de reacción ($^{\circ}\text{C}$)
- T_{SA} : Temperatura de salida de aceite térmico ($^{\circ}\text{C}$)
- T_{EA} : Temperatura de entrada del aceite térmico ($^{\circ}\text{C}$)

El coeficiente global de transferencia de calor se ha obtenido a partir del ASPEN Hysys en función de los fluidos que intervienen en el intercambio de calor.

Tabla 11.2.1.6. Área necesaria de intercambio de calor.

Temperatura del reactor ($^{\circ}\text{C}$)	95,0
Temperatura de entrada del aceite ($^{\circ}\text{C}$)	170
Temperatura De salida del aceite ($^{\circ}\text{C}$)	160
Área útil del reactor (m^2)	24,0
Área de intercambio (m^2)	6,88

El área útil del reactor corresponde a la superficie interior del reactor que está en contacto con el líquido, ya que como se ha mencionado anteriormente se trata de un reactor bifásico y la transferencia de calor es mejor con el líquido que con el gas.

11.2.1.7.1 Diseño de la media caña

• Caudal volumétrico del aceite térmico de calefacción

$$m_{AT} = \frac{Q_c}{c_{pAT} \cdot (T_{EA} - T_{SA})} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.30})$$

Donde:

- c_{pAT} : Calor específico del aceite térmico (kJ/kg)
- m_{AT} : Caudal mísico del aceite térmico (kg/h)

$$Q_{AT} = \frac{m_{AT}}{\rho_{AT}} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.31})$$

Donde

- Q_{AT} : Caudal volumétrico del aceite térmico (m^3/h)
- ρ_{AT} : Densidad del aceite térmico (kg/m^3)

Los valores del calor específico y de la densidad del aceite térmico se cogen a la temperatura media entre la entrada y la salida.

- **Área de paso y velocidad de circulación del aceite térmico**

Para calcular el área de paso se ha escogido un diámetro externo de la media caña de 50.8 mm (5") y un grosor de la pared del tubo de 1.65 mm. A continuación se determina el área de paso para el diámetro escogido, teniendo en cuenta que se trabaja con medio tubo.

$$D_{int.tubo} = D_{ext.tubo} - 2 \cdot \Delta x \quad (\text{Ecuación 11.2.1.32})$$

Donde:

- $D_{int.tubo}$: Diámetro interno del tubo (m)
- $D_{ext.tubo}$: Diámetro externo del tubo (m)
- Δx : Espesor del tubo de la media caña (m)

$$A_{paso} = \frac{\pi \cdot r^2}{2} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.33})$$

Donde:

- A_{paso} : Área de paso del agua a la media caña (m^2)
- r : radio interno de la media caña (m)

Para trabajar con fluidos térmicos líquidos es necesario trabajar con una velocidad de circulación entre 2 y 4 m/s, por ello se ha dividido el sistema de media caña en 3, obteniendo 3 entradas y 3 salidas de fluido calefactor, con lo cual el caudal volumétrico de aceite se divide en 3 y permite trabajar con una velocidad de circulación dentro del intervalo.

$$v = \frac{Q_{AT}/3}{A_{paso}} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.34})$$

Donde:

- v : velocidad de circulación del aceite térmico (m/s)
- **Longitud de la camisa, longitud de una vuelta, número de vueltas y separación entre vueltas**

$$Longitud = \frac{A_{intercambio}}{D_{int.tubo}} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.35})$$

Donde:

- $Longitud$: Longitud de la media caña (m)

$$Longitud\ 1\ vuelta = \pi \cdot D_{reactor} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.36})$$

Donde:

- *Longitud 1 vuelta*: Longitud de una vuelta al reactor (m)
- *D_{reactor}*: Diámetro externo del reactor (m)

$$N_{vueltas} = \frac{Longitud}{Lonitud\ 1\ vuelta} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.37})$$

Donde:

- *N_{vueltas}* = Núm. de vueltas de la media caña (m)

$$Dist_{entre\ vueltas} = \frac{(h_{react.L} - N_{vueltas} \cdot D_{ext.tubo})}{N_{vueltas} - 1} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.38})$$

Donde:

- *Dist_{entre vueltas}*: Distancia entre vueltas en el cuerpo cilíndrico (m)
- *h_{react.L}*: altura del reactor del cuerpo cilíndrico en contacto con el líquido(m)

Tabla 11.2.1.7. Características de la media caña.

Cabal volumétrico del aceite (m³/h)	26,08
Área de paso (m²)	8,860·10 ⁻⁴
Diámetro interno del tubo (m)	0,0475
Longitud de la media caña (m)	144,8
Longitud de 1 vuelta (m)	7,980
Número de vueltas	18,15
Distancia entre vuelta (m)	0,0920

11.2.1.8. Diseño del agitador

Para asegurar una buena transferencia tanto de calor como de materia, se instalará un agitador, que permitirá una buena distribución de los reactivos y una misma temperatura en cualquier zona del reactor.

En función de la solubilidad de los compuestos se tendrá un régimen de mezcla diferente. Si son poco solubles la agitación será mayor y consecuentemente el régimen será turbulento. Si por lo contrario son solubles no se requerirá una agitación elevada y se trabajará en régimen laminar. A continuación se detalla el diseño de la agitación.

11.2.1.8.1. Características del agitador

El diseño del agitador se realiza siguiendo un diseño estándar de turbina. En este caso se ha escogido el diseño estándar de turbina Mc-cabe. A continuación se detallan las características del agitador.

Tabla 11.2.1.8. Características del agitador.

Flujo producido	Radial-Axial
Viscosidad del fluido	Hasta 20 Pa·s
Velocidad tangencial inducida en el fluido	9 m/s
Régimen	Turbulento
Geometría del fondo del R-201	Toriesférico Klöpper
Tipo de palas	Palas planas

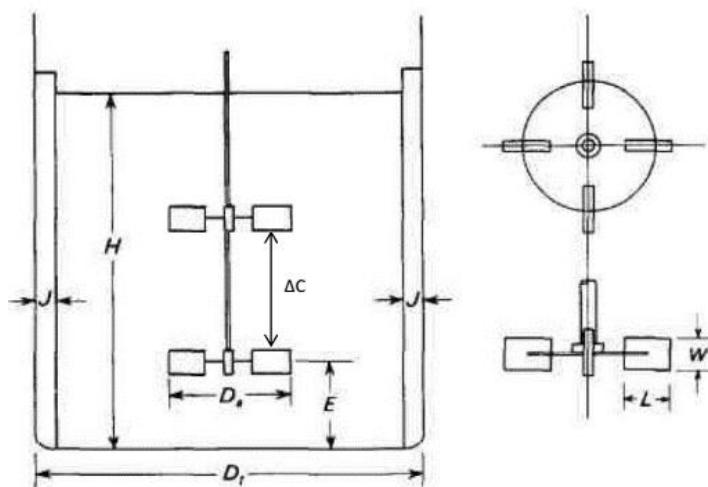


Figura 11.2.1.2. Esquema de proporciones de un tanque agitado.

$$\begin{aligned}
 \frac{D_a}{D_t} &= \frac{1}{3} & \frac{H}{D_t} &= 1 & \frac{J}{D_t} &= \frac{1}{12} \\
 \frac{E}{D_a} &= 1 & \frac{W}{D_a} &= \frac{1}{5} & \frac{L}{D_a} &= \frac{1}{4}
 \end{aligned}$$

Figura 11.2.1.3. Proporciones de diámetros y alturas de un tanque agitado.

Las relaciones que aparecen en la figura 11.2.1.3. permiten determinar las dimensiones del agitador. Los resultados obtenidos se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 11.2.1.9. Dimensiones del agitador.

Da (m)	0,843
E (m)	0,843
W (m)	0,170
L (m)	0,210

11.2.1.8.2. Cálculo de la potencia del agitador

Una de las características más importantes en el diseño de la potencia necesaria para conseguir la agitación que requiere nuestro proceso. Para determinar la potencia se sigue el siguiente procedimiento.

- **Cálculo del número de Reynolds**

$$Re = \frac{Da^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.39})$$

Donde:

- Re : Número de Reynolds
- Da : Diámetro del agitador (m)
- N : Velocidad de rotación (rps)
- ρ : Densidad del fluido (Kg/m³)
- μ : Viscosidad del fluido (Pa·s)

- **Determinación del número de potencia Np**

A partir del número de Reynolds y la figura 11.2.1.4. se determina el número de potencia Np.

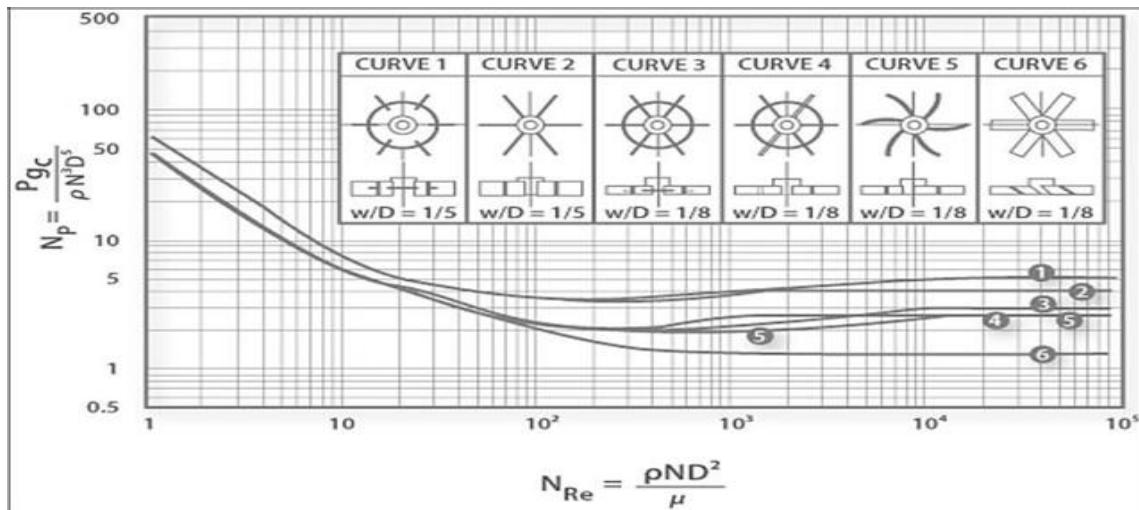


Figura 11.2.1.4. Relación entre Re y Np.

- **Determinación de la Potencia (P)**

$$P = Np \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Da^5 \quad (\text{Ecuación 11.2.1.40})$$

Donde:

- P : Potencia del agitador (W)

Se considera que el agitador tiene un rendimiento del 65%, por lo tanto se tendrá que tener en cuenta para calcular la potencia real.

$$P_{real} = \frac{(P/1,000)}{0,65} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.41})$$

Donde:

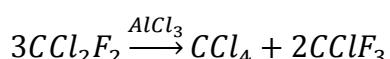
- P_{real} : Potencia real del agitador(KW)

Aplicando las ecuaciones (11.2.1.39 – 11.2.1.41.) se ha obtenido que la potencia real del agitador es igual a 24,4 KW.

11.2.2 REACTOR CATALÍTICO

11.2.2.1 INTRODUCCIÓN

En este apartado se expone la metodología de cálculo utilizada para diseñar el reactor catalítico multitubular R-401, que se halla en el área 400, donde tiene lugar la reacción, en fase gas, para producir CClF_3 a partir de CCl_2F_2 con catalizador de cloruro de aluminio (AlCl_3):



En la tabla 11.2.2.1 se muestran varios datos representativos de la reacción que se lleva a cabo en el reactor R-401.

Tabla 11.2.2.1. Propiedades de la reacción

Presión de reacción (atm)	1
Temperatura de reacción (C)	130
Rendimiento de la reacción (%)	89

Por las particularidades térmicas de la reacción, se plantea el desarrollo del cálculo como un conjunto reactor-intercambiador.

A grandes rasgos, este reactor se diseña como un intercambiador de carcasa y tubos, mediante el método de Kern, el cual contendrá el catalizador en el interior de los tubos y un fluido refrigerante circulará por carcasa, para mantener la temperatura óptima de reacción.

A los problemas clásicos que ocasiona el diseño de un reactor catalítico se van a adicionar los que reporta el diseño de un intercambiador de calor.

Para aumentar la superficie del catalizador se recurre a menudo a extenderlo sobre la superficie de un soporte poroso (propagador), siendo los más utilizados el gel de sílice (SiO_2), la alúmina (Al_2O_3) y carbón activo. En nuestro caso se colocará el soporte, que consiste en gel de sílice, con un diámetro de paso de partículas de 2 mm, para retener todo el catalizador en el interior de cada tubo y que no sea arrastrado por el fluido que circule por ellos.

11.2.2.2 BALANCE DE MATERIA

Teniendo en cuenta la producción anual deseada de CClF_3 , que es de 10.000 toneladas al año, los datos expuestos en la tabla 11.2.2.1, y conociendo las relaciones estequiométricas de la reacción, es posible, mediante el simulador Aspen Hysys®, hacer un balance de materia del reactor con tal de saber la cantidad necesaria de los reactivos y productos para satisfacer la producción anual.

En las tablas 11.2.2.2 y 11.2.2.3 se muestra un resumen del balance de materia del reactor.

Tabla 11.2.2.2. Balance de materia molar del reactor R-401

Compuesto	Entrada		Salida	
	Flujo molar (kmol/h)	Composición molar (%)	Flujo molar (kmol/h)	Composición molar (%)
R-12	22.92	98.90	2.52	10.88
R-13	0.16	0.69	13.76	59.37
CCl4	0.096	0.41	6.9	29.75

Tabla 11.2.2.3. Balance de materia másico del reactor R-401

Compuesto	Entrada		Salida	
	Flujo másico (kg/h)	Composición másica (%)	Flujo másico (kg/h)	Composición másica (%)
R-12	2771.56	98.88	304.84	10.88
R-13	16.42	0.59	1437.3	51.28
CCl4	14.97	0.53	1060.68	37.84

11.2.2.3 ESCALADO DEL REACTOR

Primeramente hay que aclarar que, debido a la imposibilidad de obtener datos cinéticos sobre la reacción catalizada por el catalizador AlCl_3 con el CCl_2F_2 , se optó por hacer un escalado del reactor a partir de encontrar el volumen de este, mediante los datos experimentales que presenta William S. Murray, en la patente "Process of preparing CClF_3 ".

La idea aquí es calcular el volumen útil y el cabal volumétrico del reactor, mediante la relación cabal CCl_2F_2 /peso catalizador propuesto por William S. Murray, para poder hacer un escalado de éste a nivel industrial para la planta que se propone en el proyecto.

A continuación se muestra el procedimiento de cálculo:

- A partir del cabal alimentado de CCl_2F_2 y conociendo la relación $\frac{0.35\text{ g}/\text{h }CCl_2F_2}{1\text{ g }AlCl_3}$ que proporciona la patente, es posible calcular los quilogramos necesarios de catalizador:

$$2771.56 \frac{\text{kg }CCl_2F_2}{\text{h}} \cdot \frac{1\text{ Kg }AlCl_3}{0.35\text{ kg}/\text{h }CCl_2F_2} = 7918.74\text{ kg }AlCl_3$$

- Se calcula el volumen, mediante la densidad del Bulk (catalizador + soporte + vacío):

$$V = 7918.74\text{ kg }AlCl_3 \cdot \frac{1\text{ l}}{0.45\text{ kg Bulk}} = 17597.2\text{ l Bulk} = 17.6\text{ m}^3\text{ Bulk}$$

- Es necesario ahora el cálculo de la porosidad, para poder determinar el volumen útil:

$$\phi = 1 - \frac{\rho_{\text{Bulk}}}{\rho_{\text{real}}} = 1 - \frac{0.45\text{ g/ml}}{(2.21 * 0.45)\text{ g/ml}} = 0.55 \rightarrow 55\%$$

Donde:

$$\rho_{\text{real}} = \rho_{\text{silica}} \cdot \varepsilon$$

$$\varepsilon = \sqrt{\frac{\rho_{\text{Bulk}}}{\rho_{\text{silica}}}} = \sqrt{\frac{0.45}{2.21}} = 0.45$$

$$V_{\text{UTIL}} = 17.60\text{ m}^3 \cdot 0.45 = 7.94\text{ m}^3$$

Del balance de materia se conocen los quilogramos que entran en el reactor. Con ello, los pesos moleculares que muestra la tabla 11.2.2.4 y la ley ideal de gases se consigue encontrar el cabal volumétrico:

Tabla 11.2.2.4. Pesos moleculares de los compuestos que intervienen en la reacción

Compuesto	R-12	R-13	CCl ₄
Peso molecular (g/mol)	121	104.4	153.8

$$P \cdot Q_L = n \cdot R \cdot T \quad \left[\begin{array}{l} P=1\text{ atm} \\ T=(130+273)\text{ K} \\ R=0.082\text{ atm}\cdot\text{l/mol}\cdot\text{K} \end{array} \right]$$

En este punto ya podemos encontrar el tiempo de residencia como:

$$\tau = \frac{V}{Q_L} = \frac{7.94 \text{ m}^3}{766 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} = 0.01036 \text{ h} \rightarrow 38 \text{ s}$$

11.2.2.4 BALANCE DE ENERGÍA

La siguiente expresión muestra el balance de energía del reactor:

$$S - E = G$$

$$\Delta H_r(T) \cdot X \cdot n = Q \quad (\text{Ecuación 11.2.2.1})$$

11.2.2.4.1 CÁLCULO DEL CALOR A INTERCAMBIAR

Primeramente, resulta necesario estimar el calor de reacción (ecuación 11.2.2.2) que se generará /requerirá por parte de la reacción, para después tenerlo en cuenta en el balance energético del reactor.

$$\Delta H_r(T) = \Delta H_r(T_{ref}) + \int_{T_{ref}}^T \Delta C_p \, dT \quad (\text{Ecuación 11.2.2.2})$$

- Se calcula primero el calor de reacción a la temperatura de referencia (25°C), a partir de los calores de formación, mediante la ecuación 11.2.2.3:

$$\Delta H_r(T_{ref}) = \sum n_p \Delta H_{fp} - \sum n_r \Delta H_{fr} \quad (\text{Ecuación 11.2.2.3})$$

La tabla 11.2.2.5 muestra los calores de formación de los compuestos involucrados, así como el número de moles que reaccionan:

Tabla 11.2.2.5. Calores de formación y número de moles de los compuestos de la reacción

Compuesto	$\Delta H_f(\frac{\text{Kcal}}{\text{mol}})$	n (mol)
R-12	-115	3
R-13	-166	2
CCl4	-22,54	1

Aplicando la ecuación 11.2.2.3 y sustituyendo los valores de la tabla 11.2.2.5, se obtiene un calor de reacción, para la temperatura de referencia, de -9940 cal/mol. No se tendrán en cuenta los calores de disolución, ya que estos son muy pequeños en comparación a los de formación, debido a que se trata de fluidos orgánicos.

Ahora se debe calcular $\int_{T_{ref}}^T \Delta C_p dT$. Para ello:

Se calcula el calor específico de cada compuesto a 25°C y a 130°C. Se aplica la ecuación 11.2.2.4:

$$Cp = Cp_A + Cp_B \cdot T + Cp_C \cdot T^2 + Cp_D \cdot T^3 + Cp_E \cdot T^4 + Cp_F \cdot T^5 \quad (\text{Ecuación 11.2.2.4})$$

Donde T en K y Cp en cal/mol·K

Los valores de Cp_i se recogen en la tabla 11.2.2.6:

Tabla 11.2.2.6. Constantes de la ecuación 11.2.2.4 para el cálculo del calor específico (extraídas de Chemical and Engineering Thermodynamics)

Compuesto	Cp _A	Cp _B	Cp _C	Cp _D	Cp _E	Cp _F
R-12	3,05E+00	7,79E-02	-1,27E-04	1,13E-07	-5,22E-11	9,70E-15
R-13	5,45E+00	4,57E-02	-3,77E-05	1,07E-08	0	0,00E+00
CCl₄	3,10E+00	1,00E-01	-1,96E-04	1,99E-07	-1,01E-10	2,02E-14

Los valores obtenidos de Cp, para cada compuesto, a las dos temperaturas, se muestran en la tabla 11.2.2.7:

Tabla 11.2.2.7. Valores del calor específico de los compuestos a las temperaturas requeridas

Compuesto	T=25°C	T=130°C
R-12	17,562	19,901
R-13	15,991	18,428
CCl₄	19,987	22,099

Se hace la media de los dos Cp de cada compuesto a las temperaturas dichas. De esta forma, se cogerá este valor como constante en el rango de temperaturas. En la tabla 11.2.2.8 se presentan estas medias:

Tabla 11.2.2.8. Valores constantes del calor específico en el rango de temperaturas

Compuesto	C _p _m
R-12	18,732
R-13	17,210
CCl ₄	21,043

Se calcula el ΔC_p como $\Delta C_p = \sum \nu_j C_p m$. Éste es -0,732 (cal/mol·K).

Se resuelve la ecuación 11.2.2.2 y queda:

$$\Delta H_R(T) = \Delta H_R(T_R) + \Delta C_p (T - T_R) = -10016.85 \frac{\text{cal}}{\text{mol}} = -41928,52 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

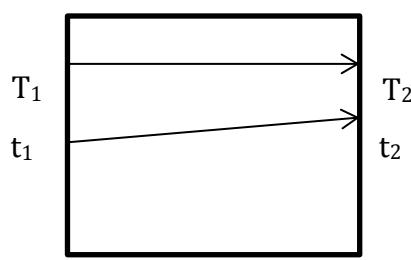
Se trata de una reacción exotérmica, por lo que, mediante un intercambiador de calor, se deberá retirar calor. Se realiza el balance energético (ecuación 11.2.2.1) para conocer esté calor. Éste es Q= -864807,15 kJ/h.

11.2.2.4.2 CÁLCULO DEL ÁREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR

Con tal de calcular el área de transferencia de calor necesaria, se utiliza la ecuación 11.2.2.5:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml}} \quad (\text{Ecuación 11.2.2.5})$$

- Se considera un coeficiente global de transferencia de calor (U) de 100 W/m²·K. Los valores que se proponen en DONALD Q. KERN (1965): "Process heat transfer" CECSA, considerando el fluido frío: aceite ligero y el fluido caliente: gases, oscilan entre 100-400 W/m²·K. Se opta por un valor de 100, considerando uno de los peores casos donde haya mala transferencia de materia.
- Q es el calor a intercambiar encontrado en el apartado anterior.
- El salto térmico ΔT_{ml} se calcula considerando circulación en paralelo:



Donde, $\Delta T_1 = T_1 - t_1$
 $\Delta T_2 = T_2 - t_2$
 Siendo $T_1 = T_2 = 130^\circ C$
 $t_1 = 50^\circ C$
 $t_2 = 60^\circ C$

Se calcula mediante la ecuación 11.2.2.6 y se corrige con un factor que tiene en cuenta incrustaciones, suciedad, etc. Este factor se ha considerado $F=0.85$.

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2})} \cdot F = 64^\circ C \quad (\text{Ecuación 11.2.2.6})$$

Entonces, $A = 37,74 \text{ m}^2$.

11.2.2.4.3 CÁLCULO DEL NÚMERO MÍNIMO DE TUBOS

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

Se escoge trabajar con tubos de un diámetro externo de 2 pulgadas, con un espesor de 3.9 milímetros y una longitud de 9 metros, pues facilita el vaciado del catalizador. Si se calcula el área de los tubos, y se divide el área total de transferencia de calor entre ésta, se obtiene el número de tubos mínimo para efectuar el intercambio de calor esperado.

$$A_{tubo} = \pi \cdot D_{ext\ tubo} \cdot L_{tubo} = 1.44 \text{ m}^2$$

$$n^{\circ} \text{ tubos} = \frac{A}{A_{tubo}} = 26.27 \text{ tubos}$$

Entonces, será necesario introducir un mínimo de 27 tubos en el interior de la coraza del intercambiador para asegurar la transferencia de calor deseada.

11.2.2.5 DIMENSIONADO DEL REACTOR

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

11.2.2.5.1 CÁLCULO DEL NÚMERO DE TUBOS

Como se ha expuesto anteriormente en el apartado de escalado del reactor, son necesarios 7918.74 kg de catalizador para llevar a cabo la reacción deseada en el reactor que se está diseñando. La densidad de este tipo de catalizador es de 2210 kg/m³.

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

$$V_{catalizador} = \frac{m_{catalizador}}{\rho_{catalizador}} = 3.58 \text{ m}^3$$

$$V_{tubo} = \pi \cdot L_{tubo} \cdot \left(\frac{D_{int\ tubo}}{2} \right)^2 = 0,013 \text{ m}^3$$

Se considera que los tubos no estarán totalmente llenos de catalizador, y se dejará un 0.55% de volumen vacío. Entonces, el volumen de catalizador por tubo será el siguiente:

$$V_{catalizador\ tubo} = 0.45 \cdot V_{tubo} = 0.0059 \text{ m}^3 \text{ catalizador/tubo}$$

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

$$n^{\circ}_{tubos} = \frac{V_{catalizador}}{V_{catalizador/tubo}} = 607.55 \text{ tubos}$$

Como el número de tubos necesarios para albergar la totalidad del catalizador es mayor que el número mínimo de tubos necesarios para efectuar el intercambio de calor deseado, se utilizan 608 tubos, lo cual asegura una óptima transferencia de calor y la posibilidad de albergar toda la cantidad de catalizador necesario.

11.2.2.5.2 CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA CORAZA

Una vez definido el número de tubos, se procede a calcular, mediante la ecuación 11.2.2.7, el diámetro del haz de tubos, para poder definir el diámetro interno de la coraza del reactor.

$$D_b = D_{externo\ tubo} \cdot \left(\frac{n^{\circ}\ tubos}{K_1} \right)^{1/n_1} \quad (\text{Ecuación 11.2.2.7})$$

Donde,

- D_b : Diámetro del haz de tubos (mm)
- K_1, n_1 : Constantes empíricas. Estas constantes son función del pitch de los tubos y del número de pasos por tubo, como se indica a continuación en la tabla 11.2.2.9.

Tabla 11.2.2.9. Valor de K_1 i n_1 según el pitch y el número de pasos por tubo por DONALD Q. KERN

Pitch triangular $p_t=1,25 (D_E)$					
Pasos por tubo	1	2	4	6	8
K_1	0,319	0,249	0,175	0,0743	0,0365
n_1	2,142	2,207	2,285	2,499	2,675

Con el fin de mejorar la transferencia de calor, se asumió un arreglo triangular.

Solo se consideró un paso por los tubos y un paso por la coraza, configuración que se recomienda para reactores empacados, pues evita migración de catalizador entre los distintos pasos.

Entonces, el diámetro del haz de tubos es $D_b=1.726$ m.

Para calcular el diámetro de la coraza hay que sumar al diámetro del haz de tubos, el espacio que debe existir entre el haz de tubos i la pared externa de la coraza, que va a depender básicamente del tipo de coraza utilizada. Éste espacio se puede calcular, según el tipo de coraza, a partir de la figura 11.2.2.1:

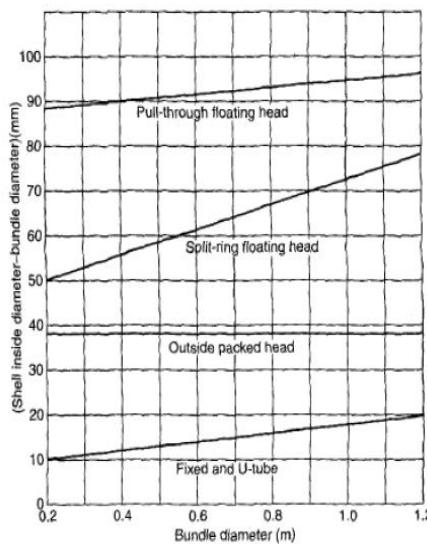


Figura 11.2.2.1. Relación entre el diámetro del haz de tubos y el diámetro interior de la coraza

Los tipos de coraza que se contemplan en esta figura corresponden a los que se especifican en la siguiente tabla:

Tabla 11.2.2.10. Tipo de corazas que se contemplan en la figura 11.2.2.1.

Fixed and U-tube	Tipus U/L/M/N
Outside packed head	Tipus P
Split-ring floating head	Tipus S/W
Pull-through floating head	Tipus T

En la figura 11.2.2.1 solo tenemos los valores para $D_b < 1.2$, y en nuestro caso, $D_b = 1.726$. Así pues, como se trata de rectas lineales, alargaremos la recta del tipo de coraza escogido. Esta se muestra en la figura 11.2.2.2:

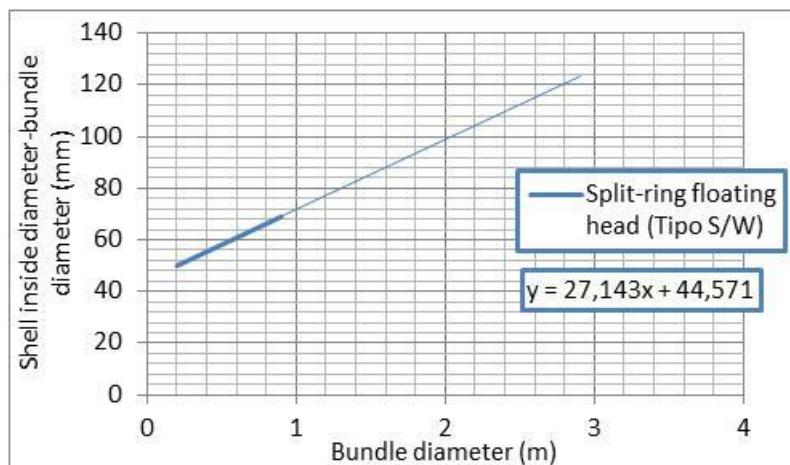


Figura 11.2.2.2. Relación entre el diámetro del haz de tubos y el diámetro interior de la coraza para coraza tipo S/W

Para este tipo de coraza, y con el diámetro del haz de tubos calculado anteriormente, se obtiene una diferencia entre el diámetro interior de la coraza y el diámetro del haz de tubos de 91.42 mm.

El diámetro interior de la coraza es $D_s = 1.82$ m.

El siguiente paso es comprobar que el cociente entre la longitud de los tubos y el diámetro de la coraza esté comprendido entre 4 y 6. En nuestro caso, la relación se encuentra a 4.95, por lo tanto, se puede continuar con el diseño.

11.2.2.5.3 CÁLCULO DE LA VELOCIDAD DEL FLUIDO POR TUBOS

A continuación, se calcula la velocidad de paso del fluido por tubos mediante la ecuación 11.2.2.8:

$$v_t = \frac{m_t}{\rho_t \cdot A_{pas1tub} \cdot N_{tp}} \quad (\text{Ecuación 11.2.2.8})$$

Donde,

- m_t : Flujo másico del fluido que circula por tubos
- ρ_t : Densidad del fluido que circula por tubos
- $A_{pas1tub}$: Área de paso del fluido por un solo tubo
- N_{tp} : Número de tubos por paso

En la siguiente tabla se presentan los valores de los parámetros de la ecuación:

Tabla 11.2.2.11. Valores a introducir en la ecuación 11.2.2.8

m_t (kg/h)	2802,95
m_t (kg/s)	0,779
ρ_t (kg/m³)	3,687
$A_{pas1tub}$ (m²)	0,00145
N_{tp}	607,553

Sustituyendo en la ecuación 11.2.2.8 se obtiene un valor de $v_t=0.24$ m/s.

Esta velocidad se debe comparar con valores bibliográficos de velocidad típicos. Para ello calcularemos el Reynolds de partícula (ecuación 11.2.2.9), ya que se conoce que para gases, este toma valores en torno a 100.

$$Re_p = \frac{\rho_t \cdot D_p \cdot v_t}{\mu_G} \quad (\text{Ecuación 11.2.2.9})$$

Donde,

- D_p : Diámetro de la partícula de catalizador, en nuestro caso, del soporte
- μ_G : Viscosidad del fluido que circula por tubos

Los valores a introducir en la ecuación 11.2.2.9, se exponen en la tabla 11.2.2.12:

Tabla 11.2.2.12. Valores a introducir en la ecuación 11.2.2.9

ρ_t (kg/m ³)	3,687
D_p (m)	0,002
v_t (m/s)	0,239
μ_G (kg/m·s)	1,72E-05

El Re_P calculado es de 102.55. Éste valor se encuentra dentro del rango típico, es por eso que la velocidad es correcta y se sigue con el diseño.

11.2.2.5.4 CÁLCULO DEL NÚMERO DE PANTALLAS DEFLECTORAS Y LA SEPARACIÓN ENTRE ELLAS

Hay dos parámetros que determinan las características geométricas de estas pantallas:

1. Baffle cut: es el espacio que queda entre la pantalla y la coraza, por donde pasará el fluido del lado de la coraza. Se expresa como un porcentaje del diámetro de la coraza.
2. l_B : es el espaciado entre pantallas.

Así, los deflectores se colocan segmentados al 25%, con un espaciado de $0.4 \cdot D_s$, diseño típico para garantizar una buena transferencia de calor.

El número de pantallas deflectoras se calcula como: $\left(\frac{L}{l_B}\right) - 1$

En la tabla que sigue se presentan estos valores:

Tabla 11.2.2.13 Características de las pantallas deflectoras

Baffle cut (m)	0,454
l_B (m)	0,727
Pantallas deflectoras	12

11.2.2.5.5 CÁLCULO DE LA CANTIDAD DE ACEITE TÉRMICO NECESARIO

Queda por calcular la cantidad de fluido externo a utilizar. Se hace en función del calor transferido, que ya está determinado anteriormente. Es posible hacer el balance de energía para calcular la cantidad de aceite térmico DOWTHERM A a 50°C necesario para mantener la reacción a 130°C.

La potencia en el caso del aceite es sensible, por lo que a la entrada se considera su temperatura a 50°C i a la salida de 60°C, es decir, un salto térmico de 10°C. Su calor específico es de 1.75 kJ/kg. Así,

$$m = \frac{Q}{Cp \cdot (T_s - T_E)} = \frac{240.22 \text{ kJ/s}}{1.75 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \cdot (60 - 50)} = 13.75 \frac{\text{kg}}{\text{s}} = 52.5 \text{ m}^3/\text{h}$$

11.2.2.5.6 CÁLCULO DE LA VELOCIDAD DEL FLUIDO POR CORAZA

Una vez conocido el caudal de agua necesario, se debe comprobar la velocidad de circulación de éste por coraza (v_s).

$$v_s = \frac{M_s}{A_{ST} \cdot \rho_s} \quad (\text{Ecuación 11.2.2.10})$$

Donde,

ρ_s : Densidad del fluido que circula por coraza. Para el aceite 942.65 kg/m³

$$A_{ST} = \frac{l_B \cdot D_S \cdot (pitch - D_E)}{pitch \cdot n_{PS}} = 0.264 \text{ m}^2$$

Donde

- n_{PS} : número de pasos por coraza. En nuestro caso es 1.

Sustituyendo en la ecuación 11.2.2.10, se obtiene una $v_s = 0.055 \text{ m/s}$

Esta velocidad se debe comparar con valores bibliográficos de velocidad típicos. Para ello calcularemos el Reynolds de coraza (ecuación 11.2.2.11), ya que se conoce que para líquidos, este toma valores en torno a 1000.

$$Re_s = \frac{\rho_s \cdot D_{eq} \cdot v_s}{\mu_s} \quad (\text{Ecuación 11.2.2.11})$$

Donde,

$$- D_{eq} = \frac{1.10}{D_E} \cdot (pitch^2 - 0.917 \cdot D_E^2) = 0.036 \text{ m}$$

- μ_s : Viscosidad del fluido que circula por coraza. Para el aceite 0.002045 kg/s·m

El Re_s calculado es de 917.59. Éste valor se encuentra dentro del rango típico, es por eso que la velocidad es correcta.

11.2.2.6 MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN

Para el diseño del reactor, el material de construcción elegido es el acero inoxidable AISI 304, ya que su precio no es muy elevado y ofrece los requisitos mínimos para el diseño del equipo. No se va a revestir el equipo con ningún tipo de material, ya que los productos que se manipulan en su interior no son corrosivos.

- **Composición AISI 304**

18Cr-8Ni
Spec No: SA-240

11.2.2.7 DISEÑO MECÁNICO

El diseño mecánico tiene como objetivo determinar el grosor de los reactores para garantizar que aguantarán las condiciones de operación. Para realizar este diseño se ha seguido la directiva 97/23/CE y se ha calculado según el código ASME (American Society of Mechanical Engineers), sección VII división I. Para aplicar la normativa ASME se debe definir el material de construcción del reactor, en este caso los reactores son de AISI 304.

11.2.2.7.1 TEMPERATURA DE DISEÑO

La temperatura de operación, T_{op} , es la temperatura más elevada a la que se puede encontrar cualquier zona del reactor durante la operación. La temperatura del reactor se mantiene a 130°C mediante el sistema de control del intercambiador de tubos que hay en el reactor. Para la temperatura de diseño T_d se ha considerado una temperatura 10°C superior a la de operación, por lo tanto ésta es de 140°C.

11.2.2.7.2 PRESIÓN DE DISEÑO

La presión de operación, P_{op} del reactor es de 1 atm. Para estimar la presión de diseño, es necesario calcular la pérdida de carga que experimentará este. La expresión más empleada para calcular la caída de presión en un lecho empacado de tipo poroso es la ecuación de Ergun. Esta se calcula para un tubo, ya que en todos se va a tener el mismo comportamiento.

$$\frac{dP}{dz} = -\frac{G}{\rho g_c D_p} \left(\frac{1-\phi}{\phi^3} \right) \left[\frac{150(1-\phi)\mu}{D_p} + 1.75G \right] \quad (\text{Ecuación 11.2.2.12})$$

Dónde,

- P: Presión (Pa)
- Z: Longitud del lecho empacado (m)
- G: Densidad de flujo másico del gas = $\rho \cdot U$ ($\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$)
- U: Velocidad superficial de paso del gas = Q/A (m/s)
- Q: Flujo volumétrico (m^3/h)
- A: Área superficial de paso del gas (m^2)
- ρ : Densidad del gas (kg/m^3)
- g_c : 1.0 (SI)
- D_p : Diámetro de las partículas del lecho (m)
- ϕ : Porosidad, fracción de lecho
- μ : Viscosidad del gas que pasa por el lecho ($\text{kg}/\text{m} \cdot \text{s}$)

El primer término que se encuentra entre paréntesis cuadrados, hace referencia a un dominio del flujo laminar, y el segundo término, a flujo turbulento.

En la tabla 11.2.2.14 se muestran los valores para el cálculo de ésta presión de diseño:

Tabla 11.2.2.14. Valores para la ecuación de Ergun

z (m)	9
Q (Kg/h)	2802,67
Q (m³/h)	760,36
Q (m³/s)	0,2112
Numero de tubos	608
D interno (m)	0,0430
A (m²)	0,0015
G (kg/m²·s)	0,8824
U (m/s)	0,2394
ρ (kg/m³)	3,6860
gc	1
D_p (m)	0,002
Porosidad	0,45
μ (kg/m·s)	1.75E-05
Flujo laminar	0,5808
Flujo turbulento	1,5442

Aplicando la ecuación 11.2.2.12 se tiene una pérdida de carga de $\Delta P = -14655,9 \text{ Pa}$ = 0.15 atm. Entonces, la presión de diseño es de 1.15 atm, un 15% de la presión de operación.

11.2.2.7.3 FACTOR DE SOLDADURA Y LÍMITE ELÁSTICO

Una vez determinados T_d y P_d , se debe estimar el factor de soldadura (E) y el límite elástico del material elegido para la construcción del equipo (S). El parámetro se halla tabulado y es función de la temperatura de diseño. La tabla 11.2.2.15 muestra los valores de S en función de la temperatura.

Tabla 11.2.2.15. Límite de elasticidad para el acero inoxidable en función de la temperatura (Cód. Asme)

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

Para el reactor el cual se diseña a 140°C (284 F) el límite elástico es de 16.600 psi. El factor de soldadura sirve para corregir las imperfecciones durante la soldadura y depende del tipo de radiografiado al que se va a someter el equipo. Para este caso el valor de E es 0,85, debido a que se supone que se hace un radiografiado parcial y los puntos de soldadura son dobles.

11.2.2.8 CÁLCULO DE ESPESORES

Para calcular el espesor del reactor (t), éste se divide en diferentes zonas las cuales se trataran por separado.

Para todas las zonas se ha determinado que el factor de sobre espesor (C_1) es de 2 mm y que el factor de tolerancia de fabricación (C_2) es del 10% del grosor.

A continuación se muestran las ecuaciones usadas en cada una de las zonas:

- Para determinar el grosor del cabezal toriesférico se han usado las ecuaciones 11.2.2.13 y 11.2.2.14:

$$t_{cabezal} = \frac{P_d \cdot M \cdot L}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot P_d} \quad (\text{Ecuación 11.2.2.13})$$

$$t_{tot,cabezal} = t_{cabezal} + C_1 + C_2 \quad (\text{Ecuación 11.2.2.14})$$

Donde es necesario conocer la relación d_a/r (Figura 11.2.2.3), a la cual se le asigna el valor M según la tabla 11.2.2.16:

■ TORISPHERICAL HEADS ACC. TO DIN 28011

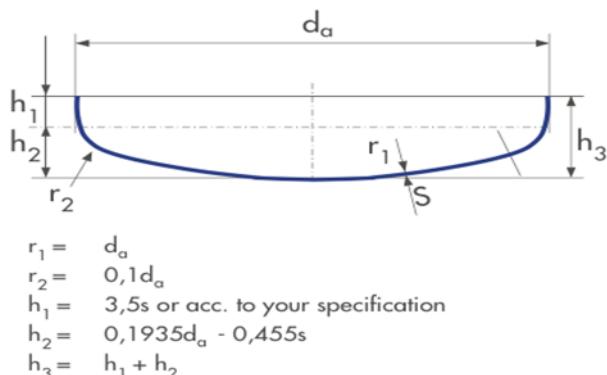


Figura 11.2.2.3. Dimensiones de los cabezales torisféricos (extraída del programa de producción de la empresa SLAWINSKI)

Tabla 11.2.2.16 Valores del factor M en función de la relación d_a/r

VALORES DEL 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	5.50	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	16.3	*
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	

* LA MAXIMA RAZON PERMITIDA ES: $L = D + 2l$ (véase la nota 2 de la página opuesta)

Así,

$$r_1 = d_a = L = 1.82 \text{ m}$$

$$r_2 = 0.1 \cdot d_a = 0.182 \text{ m}$$

$$L/r = 10 \rightarrow M = 1.54$$

$$t_{cabezal} = \frac{16.9 \cdot 1.54 \cdot 71.65}{2 \cdot 16600 \cdot 0.85 - 0.2 \cdot 16.9} = 0.066" = 1.68 \text{ mm}$$

$$t_{tot,cabezal} = 1.68 + 2 + 0.168 = 3.848 \text{ mm}$$

- Para el cuerpo cilíndrico:

$$t_{cilindro} = \frac{P_d \cdot r_{int}}{S \cdot E - 0.6 \cdot P_d} = \frac{16.9 \cdot 71.65}{16600 \cdot 0.85 - 0.6 \cdot 16.9} = 0.086" = 2.18 \text{ mm}$$

$$t_{tot,cilindro} = t_{cilindro} + C_1 + C_2 = 4.398 \text{ mm}$$

Debido a la poca diferencia que hay entre los espesores en las diferentes partes del reactor, se ha decidido hacer todo el equipo del mismo grosor, 4.4 mm. Como los valores estándar son de 4 o 5 mm, se cogerá un valor de espesor de 5mm.

11.2.2.9 VOLUMEN DEL REACTOR

Una vez calculadas, y confirmadas, todas las variables de diseño se calcula el volumen del reactor como:

- Volumen del cuerpo cilíndrico de la coraza:

$$V_C = \frac{\pi}{4} \cdot D_S^2 \cdot L = 23.35 \text{ m}^3$$

- Volumen del cuerpo torisférico de la coraza:

$$V_t = 0.513 \cdot h \cdot D_i^2 \quad \text{Ecuacion 11.2.2.15}$$

Donde, h = altura del cabezal torisférico y se calcula mediante las ecuaciones que muestra la figura 11.2.2.3:

$$\begin{aligned} r_1 &= d_a = L = 1.82 \text{ m} \\ r_2 &= 0.1 \cdot d_a = 0.182 \text{ m} \\ h_1 &= 3.5 \cdot t = 0.0154 \text{ m} \\ h_2 &= 0.1935 \cdot L - 0.455 \cdot t = 0.35 \text{ m} \\ h &= h_3 = h_1 + h_2 = 0.37 \text{ m} \\ V_t &= 0.513 \cdot 0.37 \cdot 1.82^2 = 0.63 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

- Volumen del reactor:

$$V = V_C + 2 \cdot V_t = 24.6 \text{ m}^3$$

11.2.2.10 PESO DEL REACTOR

11.2.2.10.1 PESO DEL EQUIPO

Para calcular el peso del equipo, se divide éste entre las dos partes que lo componen.

- Por un lado se calcula el peso de los tubos:

$$\begin{aligned} P_{tubos} &= (V_{ext,1tubo} - V_{int,1tubo}) \cdot \rho_{AISI\ 304} \cdot \text{número de tubos} = \\ &= (0.00235 \text{ m}^3 - 0.001207 \text{ m}^3) \cdot 7930 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 608 \text{ tubos} = 5515 \text{ kg} \end{aligned}$$

- Por otro lado, se calcula el peso de la coraza, que se divide a su vez en dos partes, el cuerpo cilíndrico, y el cabezal torisférico:

$$P_{\text{cilindro,coraza}} = (V_{\text{ext}} - V_{\text{int}}) \cdot \rho_{\text{AISI 304}} = (23.55 \text{ m}^3 - 23.35 \text{ m}^3) \cdot 7930 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$P_{\text{cilindro,coraza}} = 1634 \text{ kg}$$

$$P_{\text{cabeza,coraza}} = (V_{\text{ext}} - V_{\text{int}}) \cdot \rho_{\text{AISI 304}} = (0.632 \text{ m}^3 - 0.629 \text{ m}^3) \cdot 7930 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 22 \text{ kg}$$

$$P_{\text{coraza}} = P_{\text{cilindro,coraza}} + 2 \cdot P_{\text{cabeza,coraza}} = 1678 \text{ kg}$$

La suma del peso de los tubos y el peso de la coraza, va a dar el peso del reactor:

$$P = P_{\text{tubos}} + P_{\text{coraza}} = 7193 \text{ kg}$$

11.2.2.10.2 PESO DEL EQUIPO EN OPERACIÓN

Ahora se calcula el peso del equipo en operación. Para ello, al igual que para el apartado de peso del equipo, se divide el cálculo entre las dos partes que componen el reactor.

- Por un lado el peso en operación de los tubos:

$$P_{\text{op,tubos}} = P_{\text{tubos}} + V_{\text{mezcla}} \cdot \rho_{\text{mezcla}} + V_{\text{catalizador}} \cdot \rho_{\text{catalizador}}$$

$$P_{\text{op,tubos}} = 5515 \text{ kg} + 4.36 \text{ m}^3 \cdot 3.687 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} + 3.58 \text{ m}^3 \cdot 2210 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 13443 \text{ kg}$$

- Por otro lado, se calcula el peso en operación de la coraza:

$$P_{\text{op,coraza}} = P_{\text{coraza}} + V_{\text{aceite}} \cdot \rho_{\text{aceite}} = 1678 \text{ kg} + 0.059 \text{ m}^3 \cdot 942.65 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 1733 \text{ kg}$$

El del peso en operación de los tubos más el peso en operación de la coraza va a dar el peso en operación del reactor:

$$P_{\text{op}} = P_{\text{op,tubos}} + P_{\text{op,coraza}} = 13443 \text{ kg} + 1733 \text{ kg} = 15176 \text{ kg}$$

11.2.2.11 RESISTENCIA AL TERRENO

Por último se calcula la resistencia al terreno, ya que ésta no puede superar los 2 kg/cm².

$$R = \frac{P_{\text{op}}}{A_{\text{eq}}} = \frac{15176 \text{ kg}}{51.63 \text{ m}^2} = 293.94 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2} = 0.03 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

11.3. COLUMNAS DE DESTILACIÓN

Para la separación de las mezclas obtenidas en las salidas de los dos reactores, se han utilizado columnas de destilación, ya que la fuerza impulsora para la separación de los diferentes componentes de la mezcla es la diferencia de temperaturas de ebullición y, con los componentes que se trabaja son significativamente diferentes, por lo tanto la separación vapor-líquido será efectiva.

11.3.1 INTRODUCCIÓN TEÓRICA

Las cuatro columnas de destilación que aparecen en el proceso, se han diseñado, tanto funcional como internamente, mediante el simulador de procesos ASPEN HYSYS®. A continuación se describen los métodos teóricos con los que el simulador resuelve los balances y por lo tanto el diseño de la columna.

Para comenzar con el diseño, antes de aplicar el método riguroso de cálculo, se utiliza el método short-cut, que son una serie de simplificaciones y obtener de manera rápida valores aproximados de número de platos, plato de alimento, reflujo mínimo, temperaturas de cabeza y fondos y caudal de destilado; con los que empezar a iterar el método riguroso y reducir el número de iteraciones para que el programa converja.

11.3.1.1 MÉTODO SHORT-CUT

El método short-cut está basado siempre en la separación de dos componentes, la clave ligera (lo que se quiere destilar) y la clave pesada (lo que se va por fondos) y todos los demás componentes, si son más volátiles que la clave ligera se irán por el destilado y los que sean menos volátiles que la clave pesada se irán por fondos. El método short-cut está basado en 4 pasos:

1. Cálculo del número de platos mínimos
2. Cálculo de la relación de reflujo mínimo
3. Cálculo del número de platos reales
4. Cálculo de la ubicación del plato de alimentación

11.3.1.1.1. NÚMERO DE PLATOS MÍNIMO

Fenske (1932) dedujo una solución rigorosa para destilación binaria y de varios componentes para relación de reflujo total, en la deducción se asume que todas las etapas son de equilibrio. Es el número de platos que se necesita para realizar una separación a reflujo total.

Una de las formas de la ecuación de Fenske y la que se utiliza es:

$$N_{\min} = \frac{\ln \left(\left(\frac{x_A}{x_B} \right)_{\text{dest}} / \left(\frac{x_A}{x_B} \right)_R \right)}{\ln(\alpha_{AB})} \quad (\text{Ecuación 11.3.1})$$

Donde:

- N_{\min} : es el número de platos mínimo
- $\left(\frac{x_A}{x_B} \right)_{\text{dest}}$: es la relación de las composiciones en el líquido de los dos componentes clave en el destilado.
- $\left(\frac{x_A}{x_B} \right)_R$: es la relación de las composiciones en el líquido de los dos componentes clave en fondos.

α_{AB} : es la volatilidad relativa media entre los dos componentes clave.

Como las relaciones de los componentes en el destilado y en los fondos se fija y la volatilidad media de los dos componentes es conocida, solo queda un grado de libertad y se puede obtener el valor de N_{\min} .

11.3.1.1.2. RELACIÓN DE REFLUJO MÍNIMO

Para calcular la relación de reflujo mínimo se utilizan las ecuaciones de Underwood donde se supone que V e L son constantes en cada sector de la columna y que las volatilidades relativas de los componentes son constantes. La ecuación de Underwood viene representada por:

$$V_{\min} = \sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i \cdot (D \cdot x_{i,\text{dest}})}{\alpha_i - \Phi} \quad (\text{Ecuación 11.3.2})$$

$$\Phi = \frac{L_{\min}}{V_{\min} \cdot K_{ref}} \quad (\text{Ecuación 11.3.3})$$

Donde:

- α_i : es la volatilidad relativa del componente i
- D : el caudal de destilado (kg/h)
- $x_{i,\text{dest}}$: es la composición mássica del líquido de i en el destilado
- V_{\min} : es el caudal del vapor mínimo (kg/h)
- L_{\min} : es el caudal de líquido mínimo (kg/h)
- K_{ref} : es la constante de equilibrio V-L del componente de referencia

Como no se conoce Φ , se tiene que resolver iterativamente, y una vez calculado el caudal de vapor mínimo, como por balance de materia $L_{\min} = V_{\min} + D$ se calcula el caudal de líquido mínimo y se obtiene la relación de reflujo mínima, $(L/D)_{\min}$.

11.3.1.1.3. NÚMERO DE PLATOS REALES

Para determinar una aproximación al número real de platos a relación de reflujo finita se utiliza la correlación de Gilliland. Gilliland observó que se pueden relacionar empíricamente la cantidad de etapas N a relación de reflujo L/D finita, con la cantidad mínima de etapas, N_{\min} y con la relación mínima de reflujo $(L/D)_{\min}$. La correlación de Gilliland viene representada en la figura 11.3.1:

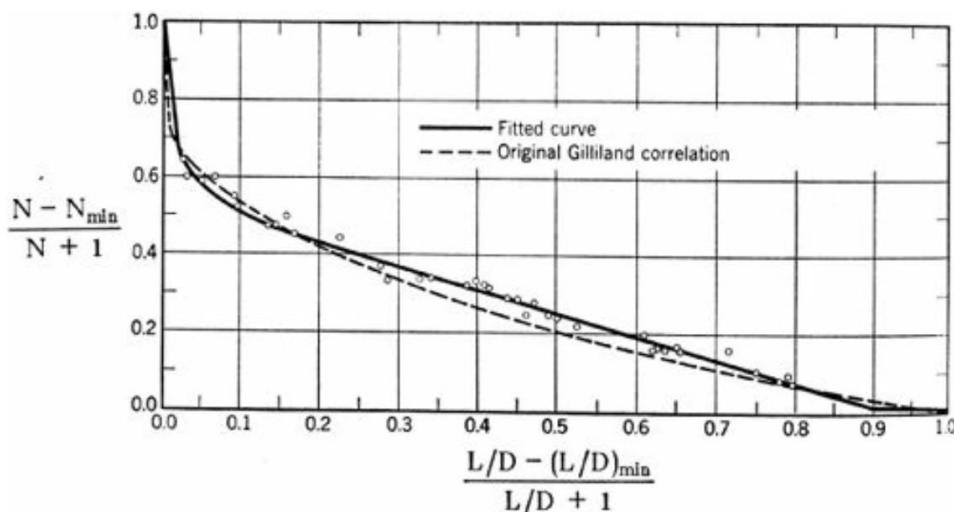


Figura 11.3.1. Correlación de Gilliland (extraído del Wankat, pág. 206).

Para determinar la cantidad real de etapas N, se tiene que calcular una relación de reflujo finita, que para las cuatro columnas calculadas en esta memoria ha sido 1.5 veces la relación mínima, es decir:

$$\frac{L}{D} = 1.5 \cdot \left(\frac{L}{D}\right)_{\min} \quad (\text{Ecuación 11.3.4})$$

Seguidamente, se calcula la abscisa, se lee el valor de la ordenada y se despeja para obtener el valor de N.

11.3.1.1.4. PLATO DE ALIMENTACIÓN

Para el cálculo de la ubicación óptima para el plato del alimento, primero se usa la ecuación de Fenske para estimar la etapa de alimentación a reflujo total, $N_{F,\min}$, que se hace determinando la cantidad de etapas para pasar de las concentraciones de alimentación a las concentraciones en el destilado, para los dos componentes clave, es decir:

$$N_{F,\min} = \frac{\ln \left(\left(\frac{x_A}{x_B} \right)_{\text{dest}} / \left(\frac{z_A}{z_B} \right) \right)}{\ln(\alpha_{AB})} \quad (\text{Ecuación 11.3.5})$$

Donde:

- $\left(\frac{z_A}{z_B} \right)$: es la relación de composiciones en el líquido en la condiciones de alimentación.

Una vez obtenido $N_{F,\min}$, suponiendo que la ubicación relativa de la alimentación es constante y se cambia la relación de reflujo total a un valor finito:

$$\frac{N_{F,\min}}{N_{\min}} = \frac{N_F}{N} \quad \text{Ecuación (11.3.6)}$$

Y se obtiene el valor de N_F .

11.3.1.2. MÉTODO RIGUROSO

Una vez realizado el cálculo aproximado de la columna de destilación, ya se han obtenido los datos que se necesitan para que el simulador empiece el cálculo riguroso, que se trata de resolver para cada componente y para cada plato de la columna, los balances de materia y de energía de toda la columna de destilación.

Se presenta el diagrama de flujo que utiliza el simulador para resolver los balances de materia y energía de forma matricial ya que la explicación teórica es muy larga y compleja.

Para el dimensionamiento de la columna también se ha hecho con el simulador de procesos ASPEN HYSYS®, una vez obtenidos los flujos de materia y energía, con la opción de “*tray syzing*” determinando para cada columna el tipo de columna a utilizar, si de platos o de relleno, que depende directamente del diámetro calculado por el simulador.

El diseño mecánico se calcula mediante el manual ASME y está explicado en cada columna de destilación.

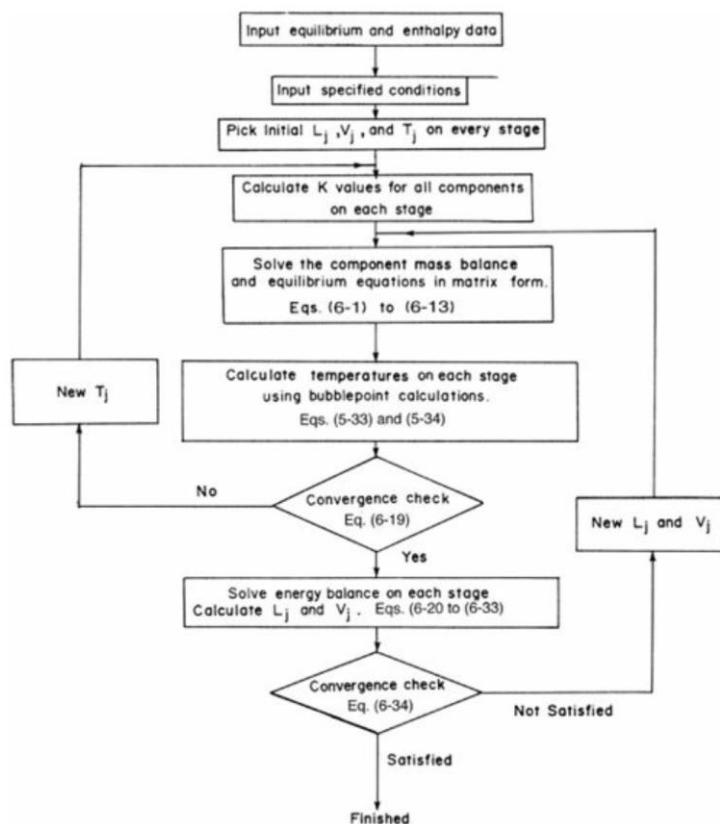


Figura 11.3.1. Diagrama de flujo para el cálculo riguroso de una columna de destilación multicomponente (figura extraída del Wankat p.177)

11.3.2. COLUMNA DE DESTILACIÓN CD-201

11.3.2.1. FUNCIÓN DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN

La función de la columna de destilación CD-201 es la de separar la mezcla de salida del primer reactor del proceso. El diseño de la columna se hace de tal manera que por destilados se obtenga ácido clorhídrico y refrigerante 12 para posteriormente separar el ácido, y poder comercializarlo, del refrigerante, el cual reaccionará en el segundo reactor para obtener el producto final del proceso, el R-13. Por fondos se desea que salgan todos los reactivos que han salido del primer reactor sin reaccionar: refrigerante 11, ácido fluorhídrico, tetracloruro de metano y el catalizador (tetracloruro de antimonio), y así recircular toda la corriente de fondos al primer reactor y reciclar la corriente.

El refrigerante 11 se recircula también para que en el segundo reactor solo llegue R-12, ya que así se conoce la conversión de la reacción; forzando en el primer reactor a que reaccione la mayor parte posible de R-11 para formar R-12

11.3.2.2. CRITERIOS DE DISEÑO

La variable de diseño de la columna de destilación ha sido la presión, ajustándola de tal modo que la temperatura del condensador sea lo más alta posible (punto de ebullición del destilado muy bajo) y sin que la temperatura de fondos supere los 106 °C, temperatura a la cual el catalizador del primer reactor ($SbCl_5$) se desactiva. La presión óptima encontrada haciendo pruebas con el método Short-Cut utilizando el simulador ASPEN HYSYS®, ha sido de 7atm.

Para obtener la separación fijada, observando la tabla 11.3.1, del valor de las K (equilibrio vapor-líquido) del corriente de alimentación, se fija como componente clave ligero el R-12 y como componente clave pesado el R-11.

Tabla 11.3.1. Valor de las K del corriente de alimentación de la columna.

Componente	K	volatilidad
HCl	2,696	+
R-12	4,492E-01	
R-11	6,441E-02	
HF	6,066E-02	
CCl4	8,773E-03	
SbCl5	3,071E-04	-

11.3.2.3. SHORT-CUT

Para obtener N , N_F , R_{\min} y el caudal de destilado para la separación deseada de la columna de destilación CD-201 se fija en el simulador de procesos, que la composición molar del componente clave pesado en el destilado (R-11) sea de 0.0001 y la composición molar del componente clave ligero en los fondos (R-12) igual, de 0.0001. Para ver si es posible llevar a cabo tal separación sin obtener un número de platos muy elevado. La presión como se ha dicho antes se ha fijado en el condensador y el reboiler de 7atm.

Los resultados obtenidos al realizar el método Short-cut se recogen en la tabla 11.3.2:

Tabla 11.3.2. Resultados del Short-Cut

N_{\min}	N	N_F	R_{\min}	D (kmol/h)	T_{cond} (°C)	T_{reb} (°C)
12.41	26	16	0.191	61.45	-27.95	103.45

11.3.2.4. MÉTODO RIGUROSO

Usando los datos obtenidos al resolver la columna mediante el método aproximado short-cut, se ingresan en la interfaz de “Distillation Column” de ASPEN HYSYS® para resolver la columna con el método riguroso. La columna incorpora un condensador total en cabezas de columna, por lo que el destilado es un corriente líquido y un evaporador parcial en fondos.

Los resultados obtenidos de diseño de la columna y operación obtenidos mediante la interfaz de “Distillation Column” de HYSYS®, se reflejan en la tabla 11.3.3:

Tabla 11.3.3. Resultados del diseño riguroso de la columna CD-201.

N	26
N_F	16
R	0.29
D (kmol/h)	61.45
P_{reb} (atm)	7
P_{cond} (atm)	7
T_{reb} (°C)	103.45
T_{cond} (°C)	-27.95
Q_{reb} (kJ/h)	26830000
Q_{cond} (kJ/h)	-1339000

- Balances de materia.

En toda columna de destilación se cumplen los siguientes balances de materia:

$$F = D + B \quad (\text{Ecuación 11.3.6})$$

$$F \cdot x_{F,i} = D \cdot x_{D,i} + B \cdot x_{B,i} \quad (\text{Ecuación 11.3.7})$$

Donde

- F: caudal de alimento en kg/h o kmol/h.
- D: caudal de destilado en kg/h o kmol /h.
- B: caudal de fondos en kg/h o kmol/h.
- $x_{Z,i}$: composición molar del componente i en el alimento, destilado o fondos.

Los resultados que se han obtenido para la columna de destilación CD-201 se presentan en las tablas 11.3.4, 11.3.5, 11.3.6 y 11.3.7:

Tabla 11.3.4. Balance de materia (molar) de los corrientes de CD-201.

	Caudal molar (kmol/h)		
	F _i	D _i	B _i
HCl	40,790	40,790	0,000
R-12	20,680	20,660	0,020
R-11	26,950	0,000	26,950
HF	29,030	0,000	29,025
CCl₄	1,034	0,000	1,034
SbCl₅	4,306	0,000	4,306
cabal total:	122,790	61,450	61,336

Tabla 11.3.5. Fracciones molares de los corrientes de CD-201.

	Fracción molar		
	X _F	X _D	X _B
HCl	0,3322	0,6638	0,0000
R-12	0,1684	0,3362	0,0003
R-11	0,2195	0,0000	0,4394
HF	0,2364	0,0000	0,4732
CCl₄	0,0084	0,0000	0,0169
SbCl₅	0,0351	0,0000	0,0702
Σx:	1,0000	1,0000	1,0000

Tabla 11.3.6 Balance de materia (másico) de los corrientes de CD-201.

	Caudal másico (kg/h)		
	F_i	D_i	B_i
HCl	1487,24	1487,24	0,00
R-12	2500,00	2498,05	2,45
R-11	3702,00	0,00	3702,08
HF	580,70	0,00	580,68
CCl₄	159,10	0,00	159,12
SbCl₅	1288,00	0,00	1287,52
cabal total:	9717,04	3985,29	5731,84

Tabla 11.3.7. Fracciones másicas de los corrientes de CD-201.

	Fracción másica		
	X_F	X_D	X_B
HCl	0,1531	0,3732	0,0000
R-12	0,2573	0,6268	0,0004
R-11	0,3810	0,0000	0,6459
HF	0,0597	0,0000	0,1013
CCl₄	0,0164	0,0000	0,0278
SbCl₅	0,1325	0,0000	0,2246
$\Sigma x:$	1,0000	1,0000	1,0000

Si se realizan los balances de materia totales (tanto en molar como másico) se comprueba que se cumple el balance:

$$F - D - B = 0;$$

$$122,790 - 61,450 - 61,336 = 0; \text{ (molar)}$$

$$9717,04 - 3985,29 - 5731,84 \approx 0 \text{ (másico)}$$

- **Balances de energía.**

Para toda columna de destilación se tiene que cumplir el balance de energía global:

$$F \cdot h_F + Q_{reb} = D \cdot h_D + B \cdot h_b + Q_{cond} \quad (\text{Ecuación 11.3.8})$$

Donde:

- Q_{reb} : El flujo de calor aportado en el reboiler.
- Q_{cond} : El flujo de calor que se obtiene en el condensador.
- h_z : La entalpía del líquido de alimento, destilado o residuo.

Los valores de las variables para realizar el balance de energía del HYSYS, quedan recogidos en la tabla 11.3.8:

Tabla 11.3.8. Valores de flujos de energía obtenidos de CD-201.

Q_{reb} (kJ/h)	2,683E+07
Q_{cond} (kJ/h)	1,339E+06
h_F (kJ/kmol)	-2,922E+05
h_D (kJ/kmol)	-2,468E+05
h_B (kJ/kmol)	7,974E+04

Y se comprueba que se cumple el balance energético global:

$$\begin{aligned}
 F \cdot h_F + Q_{reb} - D \cdot h_D - B \cdot h_B - Q_{cond} &= 0 \\
 122,786 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} * (-2,922 \cdot 10^5) \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} + 2,683 \cdot 10^7 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} - 61,45 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \\
 \cdot (-2,468 \cdot 10^5) \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} - 61,336 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \cdot 7,974 \cdot 10^4 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \\
 - (1,339 \cdot 10^6) \frac{\text{kJ}}{\text{h}} &\approx 0
 \end{aligned}$$

11.3.2.5. DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA.

Como se ha comentado anteriormente, el diseño dimensional de ésta columna y de todas se ha hecho con el simulador de procesos ASPEN HYSYS®. El simulador funciona primero suponiendo que la columna es de platos y calcula el diámetro de ésta, si el diámetro calculado es muy pequeño (menor a un pie, 0.305 metros) entonces el programa no la puede resolver e impone que sea una columna empacada.

La columna CD-201 (y las otras tres del proceso) ha resultado ser una columna empacada. Los rellenos pueden ser de dos tipos, ordenados y aleatorios. Para decidir el tipo de relleno que mejor se ajusta a cada columna se deben considerar

aspectos cómo maximizar el área de contacto entre fluidos, minimizar la resistencia al flujo de gas, tener una distribución uniforme del líquido sin caminos preferenciales a través de la columna. Las características de los dos tipos de relleno son:

- Empacados uniformes: son útiles para velocidades de gas elevadas como por ejemplo torres de refrigeración, ya que tienen presentan poca pérdida de carga. Son buena elección si el diámetro de la columna es mayor a 0.7m ya que se construyen con el diámetro preestablecido y su coste relativo disminuye.
- Empacados aleatorios: son los más usados en la industria, debido a que a pesar de que presentan pérdidas de carga superiores, ofrecen mayores coeficientes de transferencia de materia. Además, el precio de empaques aleatorios es menor que para empaques estructurados.



Figura 11.3.2. Tipos de empaque: A,B y C aleatorios. D y E estructurados. (Imagen extraída del Wankat, p. 330)

Para las columnas empacadas, se relaciona la altura total de la columna con las etapas de equilibrio obtenidas mediante el HETP (height equivalent to a theoretical plate), altura equivalente a un plato teórico:

$$HETP = \frac{\text{altura del empaque}}{\text{núm. de etapas de equilibrio}} \quad (\text{Ecuación 11.3.9})$$

y éste depende del tipo y tamaño del empaque utilizado y de más factores como el reflujo y la velocidad del gas a través de la columna. Por lo tanto interesa escoger un empaque que presente una HETP pequeña, para que la columna sea lo menos alta posible.

Se ha escogido empacar la columna con un empaque aleatorio formado de pall-rings de plástico de 3" de la empresa Koch-Glitsch, para obtener coeficientes de transferencia altos y precios menores que si el empaque es estructurado, a pesar de que se obtendrá más perdida de carga a través de la columna.



Figura 11.3.3. Imagen de Pall-rings de la empresa Koch-Glitsch.

El diseño de la columna se ha hecho en dos secciones, la sección de arriba pertenece a la zona de enriquecimiento, es decir desde la primera etapa de equilibrio después del condensador hasta la etapa de equilibrio que se situa justo encima de la entrada de alimento; y la segunda sección desde la etapa de equilibrio donde entra el alimento hasta el reboiler. Se ha procedido de ésta manera porque los diámetros de las dos secciones serán distintos debido a que el flujo de líquido en la sección de agotamiento es considerablemente mayor al de enriquecimiento, por lo tanto la sección de abajo se diseña según la pérdida de presión. En cambio, la parte superior de la columna se diseña según la inundación de la columna, ya que en ésta sección hay más gas que líquido y se pretende que la velocidad del gas no sea lo suficiente grande como para que la columna se inunde.

Los resultados obtenidos al realizar el “tray syzing” con el simulador quedan recogidos en la tabla 11.3.9:

Tabla 11.3.9 Resultados del dimensionamiento de la columna de destilación.

	Sección 1	Sección 2
Plato inicio	1	12
Plato final	11	24
Tipo empaque	Pall Rings (Plástico) 3"	
HETP (m)	0,4491	0,4658
Est. # piezas de empaque	40634	360379
Est. Masa de empaque (kg)	71,4	633,0
Geometría columna		
Diámetro sección (m)	0,4572	1,230
Área seccional (m²)	0,1642	1,1882
Altura sección (m)	4,94	6,056
Altura total (m)	10,996	
Resultados Hidráulicos		
Máx. inundación (%)	55,18	61,54
ΔP sección (kPa)	1,364	1,707
ΔP por longitud (kPa/m)	0,276	0,2819
Velocidad gas (m/s)	0,7075	0,6068

Como se observa, el diámetro de las dos secciones varia significativamente. La altura total que se presenta no es la altura total de la columna, ya que en el diseño mecánico de la columna de destilación se sumará una altura al tener en cuenta que se tienen que poner componentes interiores de la columna como rociadores, los tubos de entrada de alimento de la columna, una altura para efectuar el cambio de diámetros y también, se sobredimensionará como factor de seguridad o por posibles ampliaciones posteriores de la planta.

11.3.2.6. DISEÑO MECÁNICO DE LA COLUMNA CD-201.

Para hacer el diseño mecánico de la columna, previamente es necesaria conocer la presión y temperatura de diseño (P_D y T_D), diámetro interno (D_i), factor de soldadura (E) y factor de estrés (S).

El material escogido para la carcasa de la columna de destilación CD-201 ha sido el acero inoxidable 304, para prevenir la corrosión de la parte externa de la columna, ya que como se ha comentado anteriormente, todos los equipos por los que circula mezcla de ácido fluorhídrico con cloruro de hidrógeno y el catalizador, pentacloruro de antimonio, se recubren por el interior con teflón, y así evitar la corrosión.

La temperatura de operación de la columna es de 103.45°C (la temperatura más elevada y la presión de operación es de 7atm. Con esto, mirando las tablas ASME se obtiene un valor de factor de estrés de $S=17581.5 \text{ psi}$ (1212.2 bar)).

El valor del factor de soldadura E , es 0.85, ya que se trata de soldadura a tope con cordón preparado en X con radiografiado en los puntos de soldadura (X-ray spot).

11.3.2.6.1. CÁLCULO DEL ESPESOR DE LA PARED DE LA COLUMNA.

- Sección superior.**

Para el cálculo del espesor, ya se ha comentado que se tienen que conocer previamente parámetros como presión y temperatura de diseño, factor de estrés máximo, factor de soldadura y el diámetro interno. La presión y temperatura de diseño se calculan cómo:

$$P_D = 1.1 \cdot P_{operación} \quad (\text{Ecuación 11.3.10})$$

$$T_D = T_{operación} + 20^{\circ}\text{C} \quad (\text{Ecuación 11.3.11})$$

Siendo la temperatura de operación 103.45°C y la presión de operación de 7atm, Por lo tanto ya se conocen todos los parámetros para calcular el espesor y se recogen en la tabla 11.3.10:

Tabla 11.3.10 Parámetros para el cálculo del espesor.

D _i (m)	0,4572 (18")
P _D (atm)	7,7 (113,11psi)
T _D (°C)	123,45 (218,21°F)
E	0,85
S (atm)	1212,2 (17574,38psi)

Con esto, se puede calcular el espesor de la pared de la columna de cuerpo cilíndrico mediante la siguiente fórmula extraída del manual ASME:

$$t = \frac{P_D \cdot D_i}{2 \cdot S \cdot E - 1.2 \cdot P_D} \quad (\text{Ecuación 11.3.12})$$

Y se obtiene un valor de espesor de t=1.74mm para la pared del cuerpo superior de la columna de destilación.

Por seguridad, se sobredimensiona un 15% el espesor obtenido. No se le suma margen de corrosión debido a que la zona interior ya se cubre con una capa de teflón® de 0.1mm de grosor. Se usa la ecuación 11.3.13:

$$t = 1.15 \cdot t \quad (\text{Ecuación 11.3.13})$$

$$t = 2.00 \text{ mm} \rightarrow \text{espesor de la pared cilíndrica sup.} = 2 \text{ mm}$$

- **Sección inferior.**

Para el cálculo del espesor de la sección inferior de la columna, se utilizan los mismos parámetros que en el cálculo de la sección superior, exceptuando el diámetro interno, que para este caso es de D_i=1.23m (48.43").

Usando la ecuación 11.3.12 Se obtiene una valor inicial del espesor de la pared de la sección inferior:

$$t = 4.68 \text{ mm}$$

Usando la ecuación 11.3.13, para hallar el espesor con el sobredimensionamiento, y el espesor por corrosión, se obtiene un valor final del espesor de:

$$t = 5.382 \text{ mm} \rightarrow \text{espesor de la pared cilíndrica inf.} = 6 \text{ mm}$$

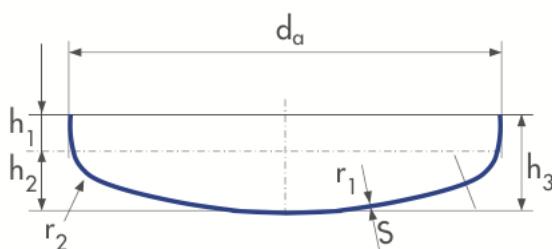
- **Espesor del cabezal de la columna.**

Tanto el cabezal como el fondo de la columna se han diseñado de forma torisférica o cabeza ASME bridada y alabeada.

El material usado para el cabezal también es el acero inoxidable 304, y las condiciones de presión y temperatura son iguales, así como el factor de estrés S y el factor de soldadura E.

Para el cálculo del espesor del cabezal torisférico, el manual ASME presenta dos fórmulas diferentes, dependiendo de la relación entre los dos radios del cabezal, por lo tanto es necesario antes obtener las dimensiones del torisférico para calcular el espesor.

■ TORISPHERICAL HEADS ACC. TO DIN 28011



$$\begin{aligned}
 r_1 &= d_a \\
 r_2 &= 0,1d_a \\
 h_1 &= 3,5s \text{ or acc. to your specification} \\
 h_2 &= 0,1935d_a - 0,455s \\
 h_3 &= h_1 + h_2
 \end{aligned}$$

Figura 11.3.4 Dimensiones de los cabezales torisféricos (extraída del programa de producción de la empresa SLAWINSKI)

A partir de la figura 11.3.4 se obtiene que:

Tabla 2.3.11. Dimensiones del cabezal torisférico para determinar el espesor.

r₁ (m)	0,4612 (18,16")
r₂ (m)	0,0461 (1,816")
r₁/r₂	10
M	1,54

Con la relación de r_1/r_2 obtenida, se asigna el valor de la constante $M=1.54$ y la fórmula del espesor que determina el manual ASME es la siguiente:

$$t = \frac{P_D \cdot D_i \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot P} \quad (\text{Ecuación 11.3.14})$$

Obteniendo un valor inicial de espesor de

$$t = 2,64 \text{ mm}$$

Aplicando el mismo procedimiento de sobredimensionamiento (ecuación 11.3.13) se obtiene un espesor del cabezal torisférico final de:

$$t = 3,04 \text{ mm} \rightarrow \text{espesor cabezal torisférico} = 3\text{mm}$$

Y calculando la altura total del cabezal (h_3) siguiendo las fórmulas que aparecen en la figura 11.3.4, se obtiene:

Tabla 11.3.12 Alturas del cabezal torisférico.

h_1 (mm)	10,50
h_2 (mm)	87,88
h_3 (mm)	98,38

- **Espesor del fondo de la columna.**

Para calcular el espesor en el fondo torisférico de la columna se procede igual que para el cabezal, pero primero se tiene que calcular la presión en el fondo de la columna:

$$P_{D,fondo} = P_D + \rho \cdot g \cdot h \quad (\text{Ecuación 11.3.15})$$

Donde:

- ρ : es la densidad del líquido a través de la columna.
- g : es la aceleración gravitatoria ($9,81 \text{ m/s}^2$).
- h : es la altura del cuerpo cilíndrico de la columna.

Obteniendo un valor de presión de

$$P_{D,fondo} = 9,11 \text{ atm}$$

Usando la ecuación 11.3.14 para el cálculo del espesor del cabezal del fondo, se obtiene un valor inicial de:

$$t = 8,49 \text{ mm}$$

Sobredimensionando el espesor y aplicando el factor de corrosión se obtiene un espesor final de:

$$t = 9,77 \text{ mm} \rightarrow \text{espesor fondo torisférico} = 10\text{mm}$$

y calculando la altura total del fondo torisférico para cálculos posteriores, usando la figura 11.3.4, se obtiene:

Tabla 11.3.13. Alturas del fondo torisférico

h_1 (mm)	35,00
h_2 (mm)	233,46
h_3 (mm)	268,46

- **ESPESOR DE LA SECCIÓN CÓNICA DE LA COLUMNA.**

La sección cónica de la columna es la parte donde cambian los diámetros, entre la sección superior y la inferior.

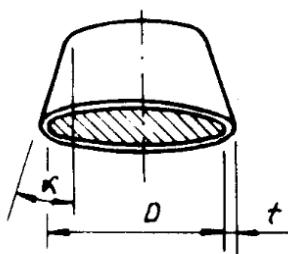


Figura 11.3.5 Ilustración de la sección cónica.

El manual ASME presenta la siguiente ecuación para el cálculo del espesor:

$$t = \frac{P_D \cdot D_i}{2 \cdot \cos(\alpha) \cdot (S \cdot E - 0.6 \cdot P_D)} \quad (\text{Ecuación 11.3.16})$$

Usando un ángulo de 30° , que aconseja el manual ASME y con los valores de presión de diseño, diámetro, factor de estrés y factor de soldadura utilizados anteriormente, se obtiene un valor inicial de espesor de:

$$t = 5,38\text{mm}$$

Aplicando el sobredimensionamiento y el margen por corrosión, se obtiene un espesor final de la sección cónica de:

$$t = 6,18\text{mm} \rightarrow \text{espesor sección cónica} = 7\text{mm}$$

La altura de la sección cónica se obtiene mediante trigonometría, se usa la ecuación 11.3.17:

$$h = \frac{D_2 - D_1}{2 \cdot \operatorname{tg}(\alpha)} \quad (\text{Ecuación 11.3.17})$$

Donde D_2 es el diámetro inferior y D_1 el diámetro superior. Se obtiene una altura de sección cónica de

$$h = 0,67\text{m}$$

11.3.2.6.2. CÁLCULO DE LA ALTURA TOTAL DE LA COLUMNA

La altura total de la columna será la suma de todas las partes de la columna, las secciones cilíndricas, el cabezal, el fondo y la sección cónica. Por factor de seguridad o posibles ampliaciones futuras de la empresa, se sobredimensionan las alturas útiles de la columna, es decir las partes cilíndricas, un 10%.

Además, se le suma 1 metro a la distancia total obtenida para tener en cuenta los equipos internos de la columna, los conductos para introducir los fluidos y un espacio para poder introducir el relleno de la columna o hacer la limpieza. Por lo tanto la altura total se ha calculado mediante la siguiente ecuación:

$$h_{total} = 1.1 \cdot (h_{s.sup} + h_{s.inf}) + h_{fondo} + h_{cabezal} + h_{s.cónica} + 1$$

Obteniendo una altura total de la columna de:

$$h_{total} = 14.13m$$

11.3.2.6.3. CÁLCULO DEL PESO DE LA COLUMNA

Para calcular el peso de la columna es necesario sumar el peso de la columna vacía, el peso del relleno y el peso del líquido cuando la columna está en operación.

- Peso de la estructura de la columna.**

El peso de la estructura de la columna, es el peso de las chapas de todos los componentes de la columna, el cuerpo cilíndrico, el cabezal y el fondo y la sección cónica. Se parte de la cantidad necesaria de material, que se conoce a partir del volumen y de la densidad del material de cada parte o, de igual forma a partir del área, del grosor y de la densidad de cada parte, se usan las siguientes ecuaciones:

$$V_{cilindro} = \pi D_{ext} \cdot L \cdot t \quad (\text{Ecuación 11.3.18})$$

$$V_{torisférico} = 0,513 \cdot h \cdot D_{ext}^2 \quad (\text{Ecuación 11.3.19})^9$$

$$V_{s.cónica} = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot h}{12} \quad (\text{Ecuación 11.3.20})$$

Para el cálculo del volumen de los cabezales torisféricos y para la sección cónica se tiene que restar el volumen exterior del interior, es decir, se calculan los volúmenes con los dos diámetros distintos (el externo teniendo en cuenta el espesor y el interior sin tenerlo en cuenta) ya que se calcula el volumen total de la estructura, no de la columna.

⁹ Ecuación extraída de “Perry’s Chemical Handbook” p.1022

$$V = V_{ext} - V_{int}$$

Además, para la sección cónica se tiene que restar el volumen que del cono que se forma desde el diámetro menor hasta cerrar completamente el cono.

Los resultados obtenidos se recogen en la tabla 11.3.14:

Tabla 11.3.14. Volúmenes de cada parte de AISI 304.

V cabezal (m³)	0,0006
V cilindro sup. (m³)	0,0157
V s. cónica (m³)	0,0084
V cilindro inf. (m³)	0,1560
V fondo (m³)	0,0150
V total (m³)	0,1957

El peso de la estructura de la columna se obtiene multiplicando el volumen por la densidad del material, el material usado como ya se ha comentado es el AISI 304 y presenta una densidad de 7900kg/m³. Obteniendo un peso total de (sin contar el relleno), después se sobredimensiona un 10% para tener en cuenta el peso de los elementos internos de la columna:

$$\text{Peso columna vacía} = V_{AISI304} \cdot \rho_{AISI304} = 1551.96\text{kg}$$

$$\text{Peso columna vacía (sobredimensionada)} = 1707.16\text{kg}$$

El peso total de la columna vacía será la suma del peso de la estructura más el peso del empaque, éste último lo proporciona el simulador al hacer la opción “tray sizing”, obteniendo un total de 704.40kg. Por lo tanto el peso total de la columna vacía, es decir sin estar en operación es de:

$$\text{Peso columna vacía} = 2411.56\text{kg}$$

- Peso de la columna en operación.**

Para calcular el peso total de la columna, primero se tiene que calcular el volumen total de la columna, sumando los volúmenes internos de cada parte de la columna:

$$\begin{aligned} V_{col} &= V_{cab} + V_{cil1} + V_{scónica} + V_{cil2} + V_{fondo} \\ V_{col} &= 0,513 \cdot h_{3,1} \cdot D_{icab}^2 + \frac{\pi}{4} \cdot D_{i1}^2 \cdot L_1 + \frac{\pi}{12} \cdot [D_{i2}^2 \cdot h_1 - D_{i1}^2 \cdot h_2] + \frac{\pi}{4} \cdot D_{i2}^2 \cdot L_2 \\ &\quad + 0,513 \cdot h_{3,2} \cdot D_{ifond}^2 \end{aligned}$$

Los volúmenes obtenidos se recogen en la tabla 11.3.15:

Tabla 11.3.15. Volumen interior de la columna.

$V_{cab} (m^3)$	0,011
$V_{cil1} (m^3)$	0,892
$V_{s.con}(m^3)$	0,449
$V_{cil2} (m^3)$	7,916
$V_{fond} (m^3)$	0,213
$V_{columna} (m^3)$	9,481

El peso del líquido de la columna se calcula haciendo la suposición de que el líquido ocupa la mitad del volumen total, y posteriormente se multiplica por la densidad del líquido, que en este caso es de 1327.34kg/m³, por tanto se calcula con la ecuación 11.3.21 y se obtiene:

$$Peso\ líquido = \frac{V_{columna}}{2} \cdot \rho_{líq} \quad (Ecuación\ 11.3.21)$$

$$Peso\ líquido = 6292.45\text{kg}$$

Se obtiene un peso tan alto debido a que el catalizador usado, pentacloruro de antimonio, tiene un peso molecular muy elevado. El peso total de la columna en operación se calcula como la suma del peso de la columna vacía más el peso de líquido, obteniendo:

$$Peso\ total = peso\ columna\ vacía + peso\ líquido \quad (Ecuación\ 11.3.22)$$

$$\textbf{Peso columna en operación = 8704. 01kg}$$

- **Cálculo del grosor del aislamiento.**

Para el cálculo del grosor del aislamiento se ha usado el programa “Insulan”, proporcionado por la empresa CALORCOL SA. El programa proporcionándole la temperatura interior de la columna (se escogerá la temperatura de la columna que presente una mayor diferencia con la exterior), la temperatura de la superficie del aislante, la temperatura ambiente (que se calcula para la temperatura más desfavorable) y la temperatura del viento; a partir del aislante con el que se trabaja, el programa calcula el grosor necesario del aislante.

Para todos los casos se decide trabajar con lana mineral de roca de densidad 80kg/m³.

Las características introducidas al programa y el resultado obtenido han estado:

- Temperatura interior: 103.5 °C.

- Temperatura superficie aislante: 40 °C (mayor que la T^a ambiente máxima).
- Temperatura ambiente: -3.2 (T^a ambiente mínima).
- Velocidad aire: 7.56 km/h (velocidad del viento media)
- Superficie exterior aislamiento: Acero inoxidable usado (Emisividad=0.3).
- Superficie desnuda: Acero inoxidable (emisividad=0.3).

El resultado obtenido es de **12.7mm** de grosor de aislamiento, con una eficiencia del aislamiento del 82.43%.

Utilizando las mismas ecuaciones que anteriormente, para calcular el volumen y posteriormente el peso del aislante, con el grosor obtenido, se obtiene:

$$\text{peso aislante} = 38.0\text{kg}$$

- **Cálculo del peso de teflón.**

Como se ha comentado, para prevenir la corrosión, ya que la mezcla de cloruro de hidrógeno o fluoruro de hidrógeno con el catalizador, pentacloruro de antimonio, es muy corrosiva; se recubre la zona interior de la columna de destilación con una capa de 0.1mm de teflón®, el volumen de la capa total se calcula con las mismas ecuaciones que para el volumen de las placas de acero de la columna, ecuaciones 11.3.18, 11.3.19 y 11.3.20 y para calcular el peso se multiplica por la densidad del material, que es de 2180kg/m³. Se obtiene un peso total de:

$$\text{peso teflón} = 7.94\text{kg}$$

Así se puede calcular el peso total de la columna, sumándole el peso del recubrimiento de teflón y el del aislante, obteniendo:

$$\text{peso total columna en operación} = \mathbf{8749.95\text{kg}}$$

- **Sujeción de la columna**

Todos los recipientes tienen que estar sujetados o apoyados, es decir, su carga tiene que ser transmitida al suelo o a alguna estructura que la transmita a tierra, esta misión la cumplen los dispositivos de sujeción o soporte. Para recipientes verticales los sistemas de soporte más comunes son los faldones cilíndricos.

Para ésta columna se pone un faldón cilíndrico de igual diámetro a la sección cilíndrica inferior.

Es necesario calcular la presión que ejercerá toda la columna de destilación al faldón y el faldón al suelo, ya que el suelo no puede soportar una presión mayor a 2kg/cm². Para calcular la presión que se obtendrá, se sobredimensiona el peso total de la columna un 5%, para tener en cuenta el peso del faldón y se divide entre

el área del faldón, usando la ecuación 11.3.23, para éste caso se obtiene una presión total que ejerce el sistema de la columna de destilación al suelo de:

$$P = \frac{1.05 \cdot (\text{peso columna en operación})}{A_{\text{faldón}}} \quad (\text{Ecuación 11.3.23})$$

$$P = 0.758 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} < 2 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Con lo que el suelo aguantará perfectamente el peso total de la columna de destilación.

11.3.2.7. EQUIPOS INTERNOS DE LA COLUMNA.

Además de las secciones del relleno, donde obtiene la separación de la mezcla, se necesitan diferentes equipos para por ejemplo, distribuir el reflujo, la alimentación y el vapor que vuelve a la columna del reboiler; separadores de vapor y líquido. Distribuidores de líquido para el correcto funcionamiento de la columna.

Se ha seguido el catálogo de la empresa Koch-Glitsch®, “Intalox, Packed tower design, packed tower internals” y recomendaciones que hace el autor Wankat, en su libro “Wankat, Ingeniería de operaciones de separación”.

El empaque utilizado ya se ha explicado anteriormente, y se hace para cada columna, mientras que los equipos internos serán iguales para todas las columnas . Se hace un resumen de los elementos más importantes que tiene que presentar la columna empacada:

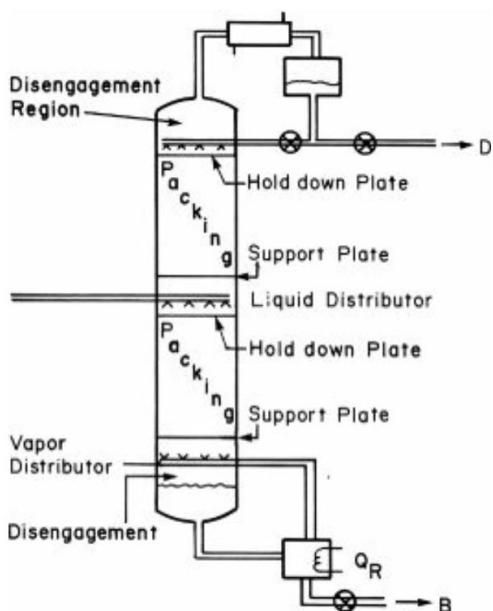


Figura 11.3.6. Ejemplo de los elementos de una torre empacada (Imagen extraída del Wankat, p. 331)

- **Distribuidor de líquido.**

Los distribuidores de líquido se usan por encima de cada lecho de empaquetadura en una columna de relleno para proporcionar una distribución uniforme del líquido. El distribuidor, en función de sus características de diseño, generalmente se encuentran entre 150 a 200 mm por encima de la empaquetadura¹⁰. El tipo de distribuidor determina el espaciado vertical antes de que el vapor pase a través del distribuidor de gas.

Un distribuidor ideal tiene las siguientes características:

- Distribución del líquido uniforme.
- Resistencia al taponamiento y ensuciamiento.
- Rango de operación amplia.
- Baja caída de presión.
- Uso mínimo de altura de depósito.

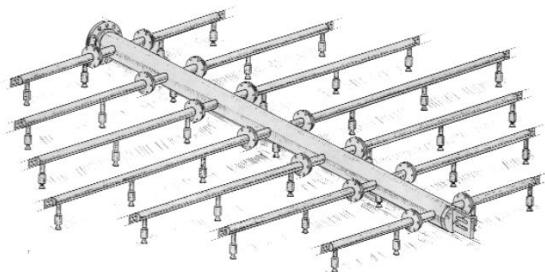


Figura 11.3.7. Ilustración de distribuidor de líquido de la empresa Koch-Glitsch.

- **Colector y redistribuidor de líquido**

Es necesario separar un solo lecho de relleno en dos lechos de relleno y redistribuir el líquido por los siguientes motivos.

- Introducción de la alimentación.
- Extracción lateral de producto.
- Mala distribución de líquido.
- Peso físico del lecho relleno.

Y se puede lograr mediante de los siguientes métodos:

¹⁰ Koch-Glitsch®, “Intalox, Packed tower design, packed tower internals”

- Uso de una placa colectora de líquido por debajo de la cama superior para alimentar a un distribuidor de líquido que se encuentra por encima del lecho inferior.
- El uso de un redistribuidor de líquido entre las camas que combina la recogida y distribución en un solo dispositivo.

En todas las columnas se ha optado por la segunda opción, la de incorporar un dispositivo que actúe como colector y como redistribuidor, para así evitar más altura de columna.



Figura 11.3.8. Imagen de colector-redistribuidor de la empresa SULZER.

- RETENCIÓN DE EMPAQUE

Cuando existe la posibilidad de que el potencial de la carga de vapor sea suficiente grande como para fluidificar la parte superior de un lecho de empaque en condiciones anormales o de inundación, se introduce un dispositivo de retención del empaque, tal como una barra limitadora de lecho o anti-movimiento, para evitar que se fluidifique el lecho empacado. El dispositivo de retención tiene dos propósitos:

- Para evitar que el relleno sea levantado hacia el distribuidor de líquido, lo que reduciría su rendimiento.
- Para mantener el nivel de lecho, y así evitar la mala distribución de vapor y puede causar el arrastre de líquido si el nivel de embalaje se acerca al distribuidor.

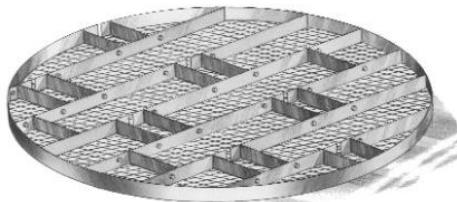


Figura 11.3.9. Ilustración de un dispositivo de retención de lecho empacado de Koch-Glitsch.

- SOPORTES DE RELLENO

Cada lecho de relleno necesita una placa de soporte que:

- Retenga físicamente y apoye el lecho empacado, incluyendo el relleno, retención de líquido y los sólidos atrapados durante condiciones de funcionamiento.
- Tiene un alto porcentaje de área abierta para permitir el flujo contracorriente sin restricciones de líquido y vapor.

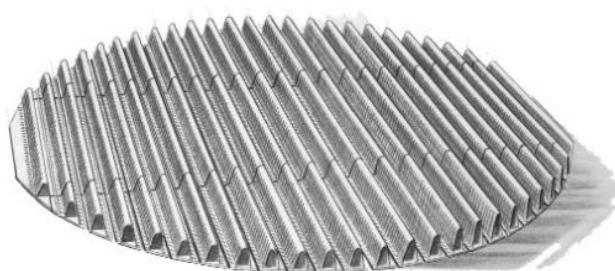


Figura 11.3.10. Ilustración de una placa de soporte de rellena de Koch-Glitsch.

- ENTRADA DE GAS

Se tienen que tener en cuenta dos factores al elegir el dispositivo adecuado para el retorno del gas del reboiler:

- La energía cinética del vapor de entrada debe ser considerado en relación con la caída de presión en el lecho empacado, disposición de la boquilla de alimentación y los requisitos de separación de la torre.
- Si hay desajuste en la composición y/o temperatura entre la corriente de vapor de entrada y el flujo de vapor, la mezcla de los dos vapores optimiza el rendimiento del empaque arriba.

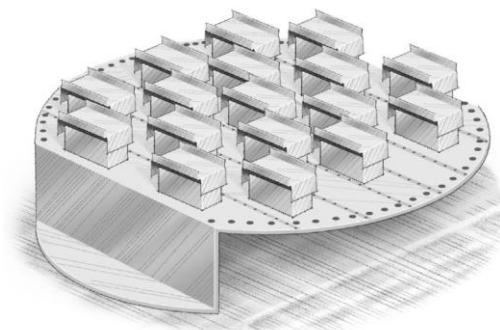


Figura 11.3.11. Ilustración de un alimentador de gas de Koch-Glitsch.

11.3.3. COLUMNAS DE DESTILACIÓN CD-301

11.3.5.1. FUNCIÓN DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN.

La función de la columna de destilación CD-301 es la de separar la mezcla de componentes que se obtiene en la salida de destilado de la columna CD-201. El corriente de alimentación a separar está compuesto por ácido clorhídrico y refrigerante R-12, por tanto el diseño de la columna se hace de tal manera que por destilados se obtenga ácido clorhídrico con la máxima pureza que se pueda obtener y, por fondos el refrigerante R-12, el cual posteriormente se introducirá al segundo reactor del proceso para obtener el producto deseado, el R-13.

El ácido clorhídrico casi puro que se obtendrá por destilados se enviará a la columna de absorción CA-301, para diluirlo con agua y así obtener como subproducto del proceso, ácido clorhídrico comercial.

11.3.5.2. CRITERIOS DE DISEÑO.

La variable de diseño de la columna de destilación CD-201, ha vuelto a ser la presión de ésta, debido a que como se ha comentado anteriormente, el punto de ebullición del destilado es muy bajo; por lo tanto se trabajará a una presión más alta que la atmosférica para obtener un punto de ebullición del destilado lo más bajo posible, sin que, en la contra, el grosor de la columna no sea muy elevado al trabajar con presiones elevadas.

La presión a la que se operará, se ha fijado en 7 atm haciendo diferentes pruebas con el simulador y por dos motivos principales: el destilado se obtiene a una temperatura a la que se puede llegar a refrigerar con el aceite escogido y porque el corriente de alimentación ya proviene a la misma presión, ya que la presión de operación de la columna anterior, columna CD-201.

Cómo componente clave ligero se ha impuesto el HCl y el componente pesado se ha fijado el R-12, hecho que se corrobora con la tabla 11.3.16 observando los valores de las constantes de equilibrio vapor-líquido, K:

Tabla 11.3.16. Valores de las K en el corriente de alimentación.

Componente	K	α
HCl	1.422	+
R-12	0.160	-

Para finalizar, como criterio de diseño se ha impuesto que el destilado salga en fase vapor, ya que así éste corriente puede ir directo a la columna de absorción CA-301 y no tiene que pasar a través de un evaporador para evaporar el líquido.

11.3.5.3. SHORT CUT

Para obtener N, N_F , R_{min} y el caudal de destilado para la separación deseada de la columna de destilación CD-301 se fija en el simulador de procesos, que la composición molar del componente clave pesado en el destilado (R-12) sea de 0.0001 y la composición molar del componente clave ligero en los fondos (HCl) igual, de 0.0001. Para ver si es posible llevar a cabo tal separación sin obtener un número de platos muy elevado. La presión como se ha dicho antes se ha fijado en el condensador y el reboiler de 7atm. Posteriormente en el método riguroso, se

modificaran, si es posible, las variables como destilado o reflujo para evitar que se obtenga ácido clorhídrico en el corriente de fondos. Se comenta que el paquete de fluidos utilizado ha sido el método UNIQUAC con modelo de vapor Peng-Robinson, ya que para las condiciones de operación y para los componentes presente es válida.

Los resultados obtenidos al realizar el método Short-cut se recogen en la tabla 11.3.17:

Tabla 11.3.17. Resultados del Short-Cut de la columna CD-301

N _{min}	N	N _F	R _{mín}	D (kmol/h)	T _{cond} (°C)	T _{reb} (°C)
12.35	26	10	0.213	40.79	-41.96	28.20

11.3.5.4. MÉTODO RIGUROSO

Usando los datos obtenidos al resolver la columna mediante el método aproximado short-cut, se ingresan en la interfaz de “Distillation Column” de ASPEN HYSYS® para resolver la columna con el método riguroso. La columna incorpora un condensador que solo condensa el caudal necesario para el reflujo, y el resto se obtiene en vapor, en cabezas de columna, por lo que el destilado es un corriente de vapor y un evaporador parcial en fondos.

Los resultados obtenidos de diseño de la columna y operación obtenidos mediante la interfaz de “Distillation Column” de HYSYS®, se reflejan en la tabla 11.3.18:

Tabla 11.3.18. Resultados del diseño riguroso de la columna CD-301.

N	26
N_F	10
R	0.32
D (kmol/h)	40.79
P_{reb} (atm)	7
P_{cond} (atm)	7
T_{reb} (°C)	28.20
T_{cond} (°C)	-41.96
Q_{reb} (kJ/h)	861900
Q_{cond} (kJ/h)	-1860000

- BALANCES DE MATERIA.

En toda columna de destilación, como ya se ha explicado anteriormente, se cumplen los siguientes balances de materia:

$$F = D + B \quad (\text{Ecuación 11.3.6})$$

$$F \cdot x_{F,i} = D \cdot x_{D,i} + B \cdot x_{B,i} \quad (\text{Ecuación 11.3.7})$$

Donde:

- F: caudal de alimento en kg/h o kmol/h.
- D: caudal de destilado en kg/h o kmol /h.
- B: caudal de fondos en kg/h o kmol/h.
- x_{Z,i}: composición molar del componente i en el alimento, destilado o fondos.

Los resultados que se han obtenido para la columna de destilación CD-301 se presentan en las tablas 11.3.19, 11.3.20, 11.3.21 y 11.3.22:

Tabla 11.3.19. Balance de materia (molar) de los corrientes de CD-301.

	Caudal molar (kmol/h)		
	F _i	D _i	B _i
HCl	40,7900	40,7900	0,0001
R-12	20,6598	0,0000	20,6598
Caudal total:	61,4498	40,7900	20,6599

Tabla 11.3.20 Fracciones molares de los corrientes de CD-301.

	Fracción molar		
	X _F	X _D	X _B
HCl	0,6638	1,0000	0,0000
R-12	0,3362	0,0000	1,0000
Σx_i:	1,0000	1,0000	1,0000

Tabla 11.3.21. Balance de materia (másico) de los corrientes de CD-301.

	Caudal másico (kg/h)		
	F _i	D _i	B _i
HCl	1487,24	1487,24	0,0047
R-12	2498,04	0,0010	2498,04
Caudal total:	3985,280	1487,241	2498,046

Tabla 11.2.22. Fracciones másicas de los corrientes de CD-301.

	Fracción másica		
	X _F	X _D	X _B
HCl	0,3732	1,0000	0,0000
R-12	0,6268	0,0000	1,0000
Σx_i:	1,0000	1,0000	1,0000

Solo se han incluido los componentes principales a separar, no se han incluido las trazas de los otros componentes, debido a que solo en el caso de los caudales, se obtienen valores entre 10^{-6} y 10^{-29} , por lo que se han simplificado a 0.

Si se realizan los balances de materia totales (tanto en molar como másico) se comprueba que se cumple el balance:

$$F - D - B = 0;$$

$$61,4498 - 40,7901 - 20,6599 = 0; \text{ (molar)}$$

$$2985,280 - 1487,241 - 2498,046 = 0 \text{ (másico)}$$

- Balances de energía.

Para toda columna de destilación se tiene que cumplir el balance de energía global:

$$F \cdot h_F + Q_{reb} = D \cdot h_D + B \cdot h_b + Q_{cond} \quad (\text{Ecuación 11.3.8})$$

Donde:

- Q_{reb} : El flujo de calor aportado en el reboiler.
- Q_{cond} : El flujo de calor que se obtiene en el condensador.
- h_z : La entalpía del líquido de alimento, destilado o residuo.

Los valores de las variables para realizar el balance de energía del HYSYS, quedan recogidos en la tabla 11.3.22:

Tabla 11.3.22. Valores de flujos de energía obtenidos de CD-201

Q_{reb} (kJ/h)	861900
Q_{cond} (kJ/h)	-186000
h_F (kJ/kmol)	-246800
h_D (kJ/kmol)	-94790
h_B (kJ/kmol)	-514100

Y se comprueba que se cumple el balance energético global:

$$\begin{aligned}
 F \cdot h_F + Q_{reb} - D \cdot h_D - B \cdot h_b - Q_{cond} &= 0 \\
 61,45 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} * (-2,468 \cdot 10^5) \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} + 8,6190 \cdot 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} - 40,79 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \\
 \cdot (-9,479 \cdot 10^4) \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} - 20,66 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \cdot (-5,141 \cdot 10^5) \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \\
 - (1,860 \cdot 10^5) \frac{\text{kJ}}{\text{h}} &\approx 0
 \end{aligned}$$

11.3.5.5. DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA

Como se ha comentado anteriormente, el diseño dimensional de ésta columna y de todas se ha hecho con el simulador de procesos ASPEN HYSYS®. El simulador funciona primero suponiendo que la columna es de platos y calcula el diámetro de ésta, si el diámetro calculado es muy pequeño (menor a un pie, 0.305 metros) entonces el programa no la puede resolver e impone que sea una columna empacada.

Ésta columna, CD-301, como las otras también se han obtenido que tienen que ser empacadas, ya que al calcular el diámetro de una columna de platos se obtiene que el diámetro es menor de un pie. Se ha escogido un empacado aleatorio, como en el caso anterior, y por las características ya explicadas, que presentan mayores coeficientes de transferencia de materia aunque mayor pérdida de carga, y porque el precio es significativamente menor que los empaques estructurados.

En éste caso se ha escogido llenar la columna con Pall Rings de 1".

El diseño de la columna se ha hecho en dos secciones, la sección de arriba pertenece a la zona de enriquecimiento, es decir desde la primera etapa de equilibrio después del condensador hasta la etapa de equilibrio que se sitúa justo encima de la entrada de alimento; y la segunda sección desde la etapa de equilibrio donde entra el alimento hasta el reboiler. Se ha procedido de ésta manera, como en el caso anterior debido a que la parte superior se desea que se diseñe según la perdida de presión que presentará el gas y la parte inferior según la velocidad de inundación.

Los resultados obtenidos al realizar el "tray sizing" con el simulador quedan recogidos en la tabla 11.3.23:

Tabla 11.3.23. Dimensionamiento de la columna CD-301.

	Sección 1	Sección 2
Plato inicio	1	10
Plato final	9	26
Tipo empaque	Pall Rings (Plástico) 1"	
HETP (m)	0,4230	0,4458
Est. # piezas de empaque	31310	62337
Est. Masa de empaque (kg)	55,0	109,5
Geometría columna		
Diámetro sección (m)	0,4572	0,4572
Área seccional (m²)	0,1642	0,1642
Altura sección (m)	3,807	7,579
Altura total (m)	11,386	
Resultados Hidráulicos		
Máx. inundación (%)	56,07	71,93
ΔP sección (kPa)	0,7496	3,015
ΔP por longitud (kPa/m)	0,1969	0,3978
Velocidad gas (m/s)	0,8637	0,3609

Como se observa, en este caso se obtiene el mismo diámetro en las dos secciones. La altura total que se presenta no es la altura total de la columna, ya que en el diseño mecánico de la columna de destilación se sumará una altura al tener en cuenta que se tienen que poner componentes interiores de la columna como rociadores, los tubos de entrada de alimento de la columna y también, se sobredimensionará como factor de seguridad o por posibles ampliaciones posteriores de la planta.

11.3.5.6. DISEÑO MECÁNICO DE LA COLUMNA.

Para poder hacer el diseño mecánico de la columna, previamente es necesario conocer la presión y temperatura de diseño (P_D y T_D), diámetro interno (D_i), factor de soldadura (E) y factor de estrés (S), como ya se ha comentado.

El material escogido para la carcasa de la columna de destilación CD-301 ha sido el acero inoxidable 304, igual que para la columna CD-201, para prevenir la corrosión de la columna.

La temperatura de operación de la columna es de 28.20°C (la temperatura más elevada y la presión de operación es de 7atm. Con esto, mirando las tablas ASME se obtiene un valor de factor de estrés de $S=17800 \text{ psi}$ ($1211,22 \text{ atm}$).

El valor del factor de soldadura E , es 0.85, ya que se trata de soldadura a tope con cordón preparado en X con radiografiado en los puntos de soldadura (X-ray spot).

Por lo tanto para el cálculo de los espesores, se usan los siguientes datos:

Tabla 11.3.24. Datos necesarios para el cálculo de los espesores.

P_D (atm)	7,7 (113,11psi)
T_D ($^{\circ}\text{C}$)	48,20 ($118,76^{\circ}\text{F}$)
E	0,85
S (atm)	1211,22 (17800 $^{\circ}$ psi)

11.3.3.6.1. CÁLCULO DEL ESPESOR DE LA PARED DE LA COLUMNA

- Espesor del cuerpo cilíndrico.

En éste caso se puede calcular el espesor del cuerpo cilíndrico como si fuera de una sola sección, dado que los diámetros de las dos secciones son iguales. Usando los datos de la tabla 11.3.24 y la ecuación 11.3.12, se obtiene un valor inicial de espesor de:

$$t = 1,72 \text{ mm}$$

Aplicando un factor del 10% de sobredimensionamiento y sumando 2mm por margen de corrosión, dado que no se recubre con teflón, y redondeando a la alza, se obtiene un valor de espesor total de:

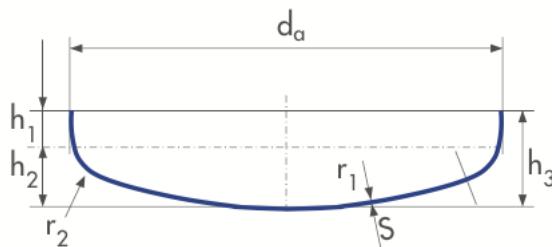
$$t = 1.10 \cdot t + 2\text{mm} \quad (\text{ecuación 11.3.24})$$

$$t = 3.88\text{mm} \rightarrow \text{espesor cuerpo cilíndrico} = 4\text{mm}$$

- **Espesor del cabezal de la columna.**

Tanto el cabezal como el fondo de la columna se han diseñado de forma torisférica o cabeza ASME bridada y alabeada.

■ TORISPHERICAL HEADS ACC. TO DIN 28011



$$\begin{aligned}r_1 &= d_a \\r_2 &= 0,1d_a \\h_1 &= 3,5s \text{ or acc. to your specification} \\h_2 &= 0,1935d_a - 0,455s \\h_3 &= h_1 + h_2\end{aligned}$$

Figura 11.3.4. Dimensiones de los cabezales torisféricos (extraída del programa de producción de la empresa SLAWINSKI)

A partir de la figura 11.3.4. se obtiene que:

Tabla 11.3.25. Dimensiones del cabezal torisférico para determinar el espesor.

r_1 (m)	0,4652 (18,32")
r_2 (m)	0,0465 (1,83")
r_1/r_2	10
M	1,54

Obteniendo el mismo valor de la constante M, por lo tanto, el espesor se calcula con la misma ecuación que para la columna CD-201, ecuación 11.3.14.

Obteniendo un valor inicial de espesor de

$$t = 2,62 \text{ mm}$$

Aplicando el mismo procedimiento de sobredimensionamiento y factor de corrosión (ecuación 11.3.24) se obtiene un espesor del cabezal torisférico final de:

$$t = 4.92 \text{ mm} \rightarrow \text{espesor cabezal torisférico} = 5 \text{ mm}$$

Y calculando la altura total del cabezal (h_3) siguiendo las fórmulas que aparecen en la figura 11.3.4, se obtiene:

Tabla 11.3.26 Alturas del cabezal torisférico.

h_1 (mm)	17,50
h_2 (mm)	87,74
h_3 (mm)	105,24

- **Espesor del fondo de la columna.**

Para calcular el espesor en el fondo torisférico de la columna se procede igual que para el cabezal, pero primero se tiene que calcular la presión en el fondo de la columna, con la ecuación 11.3.15, siendo la densidad del líquido de 1242,3kg/m³.

$$P_{D,fondo} = 9,07 \text{ atm}$$

Usando la ecuación 11.3.14, para el cálculo del espesor del cabezal del fondo, se obtiene un valor inicial de:

$$t = 3,16 \text{ mm}$$

Sobredimensionando el espesor y aplicando el factor de corrosión se obtiene un espesor final de:

$$t = 5,47 \text{ mm} \rightarrow \text{espesor fondo torisférico} = 6 \text{ mm}$$

y calculando la altura total del fondo torisférico para cálculos posteriores, usando la figura 11.3.4, se obtiene:

Tabla 11.3.27. Alturas del fondo torisférico

h_1 (mm)	21,00
h_2 (mm)	87,29
h_3 (mm)	108,29

11.3.3.6.2. CÁLCULO DE LA ALTURA TOTAL DE LA COLUMNA.

La altura total de la columna es la suma de todas las partes de la columna, las secciones cilíndricas, el cabezal y el fondo. Por factor de seguridad o posibles ampliaciones futuras de la empresa, se sobredimensionan las alturas útiles de la columna, es decir las partes cilíndricas, un 10%.

Además, se le suma 1 metro a la distancia total obtenida para tener en cuenta los equipos internos de la columna, los conductos para introducir los fluidos y un

espacio para poder introducir el relleno de la columna o hacer la limpieza. Por lo tanto la altura total se ha calculado mediante la siguiente ecuación:

$$h_{total} = 1.1 \cdot (h_{s.sup} + h_{s.inf}) + h_{fondo} + h_{cabezal} + 1$$

Obteniendo una altura total de la columna de:

$$h_{total} = 13,74m$$

11.3.3.6.3. CÁLCULO DEL PESO DE LA COLUMNA.

Para calcular el peso de la columna es necesario sumar el peso de la columna vacía, el peso del relleno y el peso del líquido cuando la columna está en operación.

- **PESO DE LA ESTRUCTURA DE LA COLUMNA.**

El peso de la estructura de la columna, es el peso de las chapas de todos los componentes de la columna, el cuerpo cilíndrico, el cabezal y el fondo. Se parte de la cantidad necesaria de material, que se conoce a partir del volumen y de la densidad del material de cada se usan las mismas ecuaciones que para la columna CD-201, ecuaciones 11.3.18, 11.3.19 y 11.3.20.

Los resultados obtenidos se recogen en la tabla 11.3.28:

Tabla 11.3.28 Volumenes de cada parte de AISI 304.

V cabezal (m³)	0,0011
V cilindro (m³)	0,0790
V fondo (m³)	0,0013
V total (m³)	0,0814

El peso de la estructura de la columna se obtiene multiplicando el volumen por la densidad del material, el material usado como ya se ha comentado es el AISI 304 y presenta una densidad de 7930kg/m³. Obteniendo un peso total (sin contar el relleno), después se sobredimensiona un 10% para tener en cuenta el peso de los elementos internos de la columna:

$$\text{Peso columna vacía} = V_{AISI304} \cdot \rho_{AISI304} = 645.31kg$$

$$\text{Peso columna vacía (sobredimensionada)} = 709.84kg$$

El peso total de la columna vacía será la suma del peso de la estructura más el peso del empaque, éste último lo proporciona el simulador al hacer la opción “tray sizing”, obteniendo un total de 164,5kg. Por lo tanto el peso total de la columna vacía, es decir sin estar en operación es de:

$$\text{Peso columna vacía} = 874.34\text{kg}$$

- PESO DE LA COLUMNA EN OPERACIÓN.

Para calcular el peso total de la columna, primero se calcula el volumen total de la columna, sumando los volúmenes internos de cada parte de la columna, con las mismas ecuaciones que para la columna CD-201 (sin tener en cuenta la sección cónica), ecuaciones 11.3.21 y 11.3.22:

Los volúmenes obtenidos se recogen en la tabla 11.3.29:

Tabla 11.3.29. Volumen interior de la columna.

$V_{cab} (\text{m}^3)$	0,011
$V_{cilindro} (\text{m}^3)$	2,219
$V_{fond} (\text{m}^3)$	0,012
$V_{columna} (\text{m}^3)$	2,242

El peso del líquido de la columna se calcula haciendo la suposición de que el líquido ocupa la mitad del volumen total, y posteriormente se multiplica por la densidad del líquido, que en este caso es de 1242,28kg/m³, por tanto se calcula con la ecuación 11.3.21 y se obtiene:

$$\text{Peso líquido} = 1392.68\text{kg}$$

El peso total de la columna en operación se calcula como la suma del peso de la columna vacía más el peso de líquido, obteniendo:

$$\text{Peso columna en operación} = 2267.02\text{kg}$$

- CÁLCULO DEL GROSOR DEL AISLAMIENTO.

Para el cálculo del grosor del aislamiento se ha usado el programa "Insulan", proporcionado por la empresa CALORCOL SA. Para todos los casos se decide trabajar con lana mineral de roca de densidad 80kg/m³.

Las características introducidas al programa y el resultado obtenido han estado:

- Temperatura interior: -42 °C.
- Temperatura superficie aislante: 20 °C .
- Temperatura ambiente: 36.7 (T^a ambiente máxima).
- Velocidad aire: 7.56 km/h (velocidad del viento media)
- Superficie exterior aislamiento: Acero inoxidable usado (Emisividad=0.3).
- Superficie desnuda: Acero inoxidable (emisividad=0.3).

El resultado obtenido es de **12.7mm** de grosor de aislamiento, con una eficiencia del aislamiento del 82.43%.

Utilizando las mismas ecuaciones que anteriormente, para calcular el volumen y posteriormente el peso del aislante, con el grosor obtenido, se obtiene:

$$\text{peso aislante} = 3.80\text{kg}$$

Así el peso de la columna en operación total:

$$\text{peso total columna en operación} = 2270.82\text{kg}$$

- SUJECIÓN DE LA COLUMNA

Para ésta columna se pone un faldón cilíndrico de igual diámetro a la sección cilíndrica de la columna.

Es necesario calcular la presión que ejercerá toda la columna de destilación al faldón y el faldón al suelo, ya que el suelo no puede soportar una presión mayor a 2kg/cm². Para calcular la presión que ejercerá todo el sistema al suelo, se sobredimensiona el peso total de la columna un 5%, para tener en cuenta el peso del faldón. Usando la ecuación 11.3.23, se obtiene una presión de:

$$P = 1.403 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} < 2 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Con lo que el suelo aguantará perfectamente el peso total de la columna de destilación.

11.3.5.7. EQUIPOS INTERNOS DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN.

Además de las secciones del relleno, donde se obtiene la separación de la mezcla, se necesitan diferentes equipos para por ejemplo, distribuir el reflujo, la alimentación y el vapor que vuelve a la columna del reboiler; separadores de vapor y líquido. Distribuidores de líquido para el correcto funcionamiento de la columna. Se ha seguido el catálogo de la empresa Koch-Glitsch®, “Intalox, Packed tower design, packed tower internals” y recomendaciones que hace el autor Wankat, en su libro “Wankat, Ingeniería de operaciones de separación”.

Los equipos internos que presentará la columna de destilación CD-301, serán distribuidores de líquido, redistribuidores y colectores de líquido, soportes de relleno, limitadores del lecho de empaque dispositivos para la entrada del gas. Equipos que ya se han descrito en el apartado 11.3.2.7 de la columna CD-201 y que serán iguales para la columna CD-301 y las demás.

11.3.6. COLUMNA DE DESTILACIÓN CD-501.

11.3.6.1. FUNCIÓN DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN

La función de la columna de destilación CD-501 es la de separar la mezcla de salida del segundo reactor del proceso, R-401. El diseño de la columna se hace de tal manera que por destilados se obtenga refrigerante R-13, el producto final del proceso, y por fondos se obtenga todo el refrigerante R-12 que no ha reaccionado y el subproducto de la reacción, tetracloruro de metano, para posteriormente separarlos y poder recircularlos nuevamente al proceso.

11.3.6.2. CRITERIOS DE DISEÑO

La variable de diseño de la columna de destilación ha sido la presión, ajustándola de tal modo que la temperatura del condensador sea lo más alta posible (punto de ebullición del destilado muy bajo) sin tener que poner un grueso de placa de pared de la columna excesivo.

La presión óptima encontrada haciendo pruebas con el método Short-Cut utilizando el simulador ASPEN HYSYS®, ha sido de 7atm, todo y que la temperatura del destilado sea baja, con el refrigerante usado se puede llegar a la temperatura sin problemas.

Para obtener la separación fijada, observando la tabla 11.3.30, del valor de las K (equilibrio vapor-líquido) del corriente de alimentación, se fija como componente clave ligero el R-13 y como componente clave pesado el R-12.

Tabla 11.3.30 Valor de las K del corriente de alimentación de la columna.

Componente	K	volatilidad
R-13	1.628	+
R-12	0.3001	
CCl ₄	0.0037	-

11.3.6.3. SHORT-CUT

Para obtener N , N_F , R_{\min} y el caudal de destilado para la separación deseada de la columna de destilación CD-501 se fija en el simulador de procesos, que la composición molar del componente clave pesado en el destilado ($R-12$) sea de 0.0001 y la composición molar del componente clave ligero en los fondos ($R-13$) igual, de 0.0001. Para ver si es posible llevar a cabo tal separación sin obtener un número de platos muy elevado. La presión como se ha dicho antes se ha fijado en el condensador y el reboiler de 7atm. Posteriormente cuando se resuelva por el método riguroso se varían las variables y se observa si se puede mejorar la separación o al revés, si no se puede separar tan bien como ha dado el resultado del método aproximado short-cut.

Los resultados obtenidos al realizar el método Short-cut se recogen en la tabla 11.3.31:

Tabla 11.3.31. Resultados del Short-Cut

N_{\min}	N	N_F	R_{\min}	D (kmol/h)	T_{cond} (°C)	T_{reb} (°C)
10	25	11	0.380	13.60	-34.95	48.57

11.3.6.4. MÉTODO RIGUROSO

Usando los datos obtenidos al resolver la columna mediante el método aproximado short-cut, se ingresan en la interfaz de “Distillation Column” de ASPEN HYSYS® para resolver la columna con el método riguroso. La columna incorpora un condensador total en cabezas de columna, por lo que el destilado es un corriente líquida y un evaporador parcial en fondos.

Los resultados obtenidos de diseño de la columna y operación obtenidos mediante la interfaz de “Distillation Column” de HYSYS®, se reflejan en la tabla 11.3.32:

Tabla 11.3.32 Resultados del diseño riguroso de la columna CD-501.

N	25
N_F	11
R	0.570
D (kmol/h)	13.60
P_{reb} (atm)	7
P_{cond} (atm)	7
T_{reb} (°C)	97.57
T_{cond} (°C)	-34.95
Q_{reb} (kJ/h)	380670
Q_{cond} (kJ/h)	-272000

- Balances de materia.

En toda columna de destilación se cumplen los siguientes balances de materia:

$$F = D + B \quad (\text{Ecuación 11.3.6})$$

$$F \cdot x_{F,i} = D \cdot x_{D,i} + B \cdot x_{B,i} \quad (\text{Ecuación 11.3.7})$$

Donde:

- F: caudal de alimento en kg/h o kmol/h.
- D: caudal de destilado en kg/h o kmol /h.
- B: caudal de fondos en kg/h o kmol/h.
- x_{Z,i}: composición mísica o molar del componente “i” en el alimento, destilado o fondos.

Los resultados que se han obtenido para la columna de destilación CD-501 se presentan en las tablas 11.3.33, 11.3.34, 11.3.35 y 11.3.36:

Tabla 11.3.33. Balance de materia (molar) de los corrientes de CD-501.

	Caudal molar (kmol/h)		
	F_i	D_i	B_i
R-13	13,760	13,600	0,1587
R-12	2,5211	0,0000	2,5211
CCl₄	6,8950	0,0000	6,8954
cabal total:	23,170	13,600	9,575

Tabla 11.3.34 Fracciones molares de los corrientes de CD-501.

	Fracción molar		
	x_F	x_D	x_B
R-13	0,5937	1,0000	0,0166
R-12	0,1088	0,0000	0,2633
CCl₄	0,2975	0,0000	0,7201
Σx:	1,0000	1,0000	1,0000

Tabla 11.3.35. Balance de materia (molar) de los corrientes de CD-501.

	Caudal másico (kg/h)		
	F_i	D_i	B_i
R-13	1437,0	1420,7	16,578
R-12	304,8	0,0052	304,834
CCl₄	1061,0	0,0000	1061,0
cabal total:	2802,8	1420,7	1382,4

Tabla 11.3.36. Fracciones molares de los corrientes de CD-501.

	Fracción másica		
	x_F	x_D	x_B
R-13	0,5128	1,0000	0,0120
R-12	0,1088	0,0000	0,2206
CCl₄	0,3784	0,0000	0,7674
Σx:	1,0000	1,0000	1,0000

Solo se han incluido los componentes principales a separar, no se han incluido las trazas de los otros componentes, debido a que solo en el caso de los caudales, se obtienen valores entre 10^{-5} y 10^{-29} , por lo que se han simplificado a 0.

Si se realizan los balances de materia totales (tanto en molar como másico) se comprueba que se cumple el balance:

$$F - D - B = 0;$$

$$23,170 - 13,600 - 9,575 = 0; \text{ (molar)}$$

$$2802,8 - 1420,7 - 1382,4 = 0 \text{ (másico)}$$

- Balances de energía.

Para toda columna de destilación se tiene que cumplir el balance de energía global:

$$F \cdot h_F + Q_{reb} = D \cdot h_D + B \cdot h_B + Q_{cond} \quad (\text{Ecuación 11.3.7})$$

Donde:

- Q_{reb} : El flujo de calor aportado en el reboiler.
- Q_{cond} : El flujo de calor que se obtiene en el condensador.
- h_z : La entalpía del líquido de alimento, destilado o residuo.

Los valores de las variables para realizar el balance de energía del HYSYS, quedan recogidos en la tabla 11.3.37:

Tabla 11.3.38. Valores de flujos de energía obtenidos de CD-201

Q_{reb} (kJ/h)	380670
Q_{cond} (kJ/h)	-272000
h_F (kJ/kmol)	-519000
h_D (kJ/kmol)	-712300
h_B (kJ/kmol)	-2232000

Y se comprueba que se cumple el balance energético global:

$$F \cdot h_F + Q_{reb} - D \cdot h_D - B \cdot h_B - Q_{cond} = 0$$

11.3.6.5. DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA

Como se ha comentado anteriormente, el diseño dimensional de ésta columna y de todas se ha hecho con el simulador de procesos ASPEN HYSYS®. El simulador funciona primero suponiendo que la columna es de platos y calcula el diámetro de ésta, si el diámetro calculado es muy pequeño (menor a un pie, 0.305 metros) entonces el programa no la puede resolver e impone que sea una columna empacada.

Ésta columna, CD-501, como las otras, también se han obtenido que tienen que ser empacadas, ya que al calcular el diámetro de una columna de platos se obtiene que el diámetro es menor de un pie. Se ha escogido un empacado aleatorio, como en los casos anteriores, y por los hechos ya explicados, que presentan mayores coeficientes de transferencia de materia aunque mayor pérdida de carga, y porque el precio es significativamente menor que los empaques estructurados.

En éste caso también se ha escogido llenar la columna con Pall Rings de 1".

El diseño de la columna se ha hecho en dos secciones, la sección de arriba pertenece a la zona de enriquecimiento, es decir desde la primera etapa de equilibrio después del condensador hasta la etapa de equilibrio que se sitúa justo encima de la entrada de alimento; y la segunda sección desde la etapa de equilibrio donde entra el alimento hasta el reboiler. Se ha procedido de ésta manera, como en el caso anterior debido a que la parte superior se desea que se diseñe según la perdida de presión que presentará el gas y la parte inferior según la velocidad de inundación.

Los resultados obtenidos al realizar el "tray sizing" con el simulador quedan recogidos en la tabla 11.3.39:

Tabla 11.3.39. Dimensionamiento de la columna CD-501.

	Sección 1	Sección 2
Plato inicio	1	11
Plato final	10	25
Tipo empaque	Pall Rings (Plástico) 1"	
HETP (m)	0,4512	0,4512
Est. # piezas de empaque	16495	25125
Est. Masa de empaque (kg)	29,0	44,1
Geometría columna		
Diámetro sección (m)	0,3048	0,3048
Área seccional (m²)	0,07297	0,07297
Altura sección (m)	4,512	6,783
Altura total (m)	11,295	
Resultados Hidráulicos		
Máx. inundación (%)	49,29	63,66
ΔP sección (kPa)	0,4725	0,9980
ΔP por longitud (kPa/m)	0,1047	0,1452
Velocidad gas (m/s)	0,4889	0,3610

Como se observa, en este caso se obtiene el mismo diámetro en las dos secciones. La altura total que se presenta no es la altura total de la columna, ya que en el diseño mecánico de la columna de destilación se sumará una altura para tener en cuenta que se tienen que poner componentes interiores de la columna como rociadores, los tubos de entrada de alimento de la columna y también, se sobredimensionará como factor de seguridad o por posibles ampliaciones posteriores de la planta.

11.3.6.6. DISEÑO MECÁNICO DE LA COLUMNA.

Para poder hacer el diseño mecánico de la columna, previamente es necesario conocer la presión y temperatura de diseño (P_D y T_D), diámetro interno (D_i), factor de soldadura (E) y factor de estrés (S), como ya se ha comentado.

El material escogido para la carcasa de la columna de destilación CD-301 ha sido el acero inoxidable 304, igual que para las columnas CD-201 y CD-301, para prevenir la corrosión de la columna.

La temperatura de operación de la columna es de $97,57^{\circ}\text{C}$ (la temperatura más elevada y la presión de operación es de 7atm. Con esto, mirando las tablas ASME se obtiene un valor de factor de estrés de $S=17276,4 \text{ psi}$ ($1176,1 \text{ atm}$).

El valor del factor de soldadura E , es 0.85, ya que se trata de soldadura a tope con cordón preparado en X con radiografiado en los puntos de soldadura (X-ray spot).

Por lo tanto para el cálculo de los espesores, se usan los siguientes datos:

Tabla 11.3.40. Datos necesarios para el cálculo de los espesores.

P_D (atm)	7,7 (113,11psi)
T_D ($^{\circ}\text{C}$)	117,57 ($243,63^{\circ}\text{F}$)
E	0,85
S (atm)	1205,1 (17710 psi)

11.3.6.6.1. CÁLCULO DEL ESPESOR DE LA PARED DE LA COLUMNA

- Espesor del cuerpo cilíndrico.

En éste caso se puede calcular el espesor del cuerpo cilíndrico como si fuera de una sola sección, dado que los diámetros de las dos secciones son iguales. Usando los datos de la tabla 11.3.40 y la ecuación 11.3.12, se obtiene un valor inicial de espesor de:

$$t = 1.18 \text{ mm}$$

Aplicando un factor del 10% de sobredimensionamiento y sumando 2mm por margen de corrosión, dado que no se recubre con teflón, y redondeando a la alza, se obtiene un valor de espesor total de:

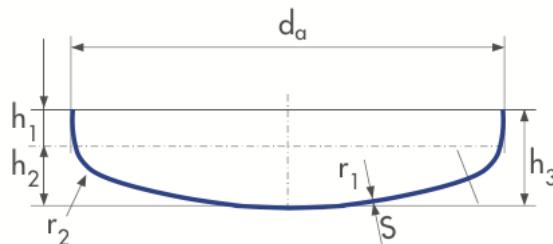
$$t = 1.10 \cdot t + 2\text{mm} \quad (\text{ecuación 11.3.24})$$

$$t = 3.30\text{mm} \rightarrow \text{espesor cuerpo cilíndrico} = 4\text{mm}$$

- **Espesor del cabezal de la columna.**

Tanto el cabezal como el fondo de la columna se han diseñado de forma torisférica o cabeza ASME bridada y alabeada.

■ **TORISpherical HEADS ACC. TO DIN 28011**



$$\begin{aligned}
 r_1 &= \frac{d_a}{2} \\
 r_2 &= 0,1d_a \\
 h_1 &= 3,5s \text{ or acc. to your specification} \\
 h_2 &= 0,1935d_a - 0,455s \\
 h_3 &= h_1 + h_2
 \end{aligned}$$

Figura 11.3.4. Dimensiones de los cabezales torisféricos (extraída del programa de producción de la empresa SLAWINSKI)

A partir de la figura 11.3.4 se obtiene que:

Tabla 11.3.41. Dimensiones del cabezal torisférico para determinar el espesor.

r₁ (m)	0.3128 (12.31")
r₂ (m)	0.0313 (0.123")
r₁/r₂	10
M	1.54

Obteniendo el mismo valor de la constante M, por lo tanto, el espesor se calcula con la misma ecuación que para la columna CD-201, ecuación 11.3.14.

Obteniendo un valor inicial de espesor de

$$t = 1.84 \text{ mm}$$

Aplicando el mismo procedimiento de sobredimensionamiento y factor de corrosión (ecuación 11.3.24) se obtiene un espesor del cabezal torisférico final de:

$$t = 4,02 \text{ mm} \rightarrow \text{espesor cabezal torisférico} = 4\text{mm}$$

Y calculando la altura total del cabezal (h_3) siguiendo las fórmulas que aparecen en la figura 11.3.4, se obtiene:

Tabla 11.3.42. Alturas del cabezal torisférico.

h_1 (mm)	14,00
h_2 (mm)	58,71
h_3 (mm)	72,71

- ESPESOR DEL FONDO DE LA COLUMNA.

Para calcular el espesor en el fondo torisférico de la columna se procede igual que para el cabezal, pero primero se tiene que calcular la presión en el fondo de la columna, con la ecuación 11.3.15, siendo la densidad del líquido de 1398.07kg/m³.

$$P_{D,fondo} = 9,23 \text{ atm}$$

Usando la ecuación 11.3.14, para el cálculo del espesor del cabezal del fondo, se obtiene un valor inicial de:

$$t = 2,225 \text{ mm}$$

Sobredimensionando el espesor y aplicando el factor de corrosión se obtiene un espesor final de:

$$t = 4,45 \text{ mm} \rightarrow \text{espesor fondo torisférico} = 5 \text{ mm}$$

y calculando la altura total del fondo torisférico para cálculos posteriores, usando la figura 11.3.4, se obtiene:

Tabla 11.3.43 Alturas del fondo torisférico

h_1 (mm)	17,50
h_2 (mm)	58,25
h_3 (mm)	75,75

11.3.4.6.2. CÁLCULO DE LA ALTURA TOTAL DE LA COLUMNA

La altura total de la columna es la suma de todas las partes de la columna, las secciones cilíndricas, el cabezal y el fondo. Por factor de seguridad o posibles ampliaciones futuras de la empresa, se sobredimensionan las alturas útiles de la columna, es decir las partes cilíndricas, un 10%.

Además, se le suma 1 metro a la distancia total obtenida para tener en cuenta los equipos internos de la columna, los conductos para introducir los fluidos y un

espacio para poder introducir el relleno de la columna o hacer la limpieza. Por lo tanto la altura total se ha calculado mediante la siguiente ecuación:

$$h_{total} = 1.1 \cdot (h_{s.sup} + h_{s.inf}) + h_{fondo} + h_{cabezal} + 1$$

Obteniendo una altura total de la columna de:

$$h_{total} = 13,57m$$

11.3.4.6.3. CÁLCULO DEL PESO DE LA COLUMNA

Para calcular el peso de la columna es necesario sumar el peso de la columna vacía, el peso del relleno y el peso del líquido cuando la columna está en operación.

- **Peso de la estructura de la columna.**

El peso de la estructura de la columna, es el peso de las chapas de todos los componentes de la columna, el cuerpo cilíndrico, el cabezal y el fondo. Se parte de la cantidad necesaria de material, que se conoce a partir del volumen y de la densidad del material de cada parte, se usan las mismas ecuaciones que para la columna CD-201, ecuaciones 11.3.21 y 11.3.22. Los resultados obtenidos se recogen en la tabla 11.3.44:

Tabla 11.3.44. Volúmenes de cada parte de AISI 304.

V cabezal (m³)	0,0004
V cilindro (m³)	0,0483
V fondo (m³)	0,0005
V total (m³)	0,0492

El peso de la estructura de la columna se obtiene multiplicando el volumen por la densidad del material, el material usado como ya se ha comentado es el AISI 304 y presenta una densidad de 7930kg/m³. Obteniendo un peso total (sin contar el relleno), después se sobredimensiona un 10% para tener en cuenta el peso de los elementos internos de la columna:

$$\text{Peso columna vacía} = V_{AISI304} \cdot \rho_{AISI304} = 390.23kg$$

$$\text{Peso columna vacía (sobredimensionada)} = 429.25kg$$

El peso total de la columna vacía será la suma del peso de la estructura más el peso del empaque, éste último lo proporciona el simulador al hacer la opción “tray sizing”, obteniendo un total de 73.1kg. Por lo tanto el peso total de la columna vacía, es decir sin estar en operación es de:

$$\text{Peso columna vacía} = 502.35\text{kg}$$

- **Peso de la columna en operación.**

Para calcular el peso total de la columna, primero se calcula el volumen total de la columna, sumando los volúmenes internos de cada parte de la columna, con las mismas ecuaciones que para la columna CD-201 (sin tener en cuenta la sección cónica), ecuaciones 11.3.21 y 11.3.22

Los volúmenes obtenidos se recogen en la tabla 11.3.45:

Tabla 11.3.45. Volumen interior de la columna.

$V_{cab} (\text{m}^3)$	0,003
$V_{cilindro} (\text{m}^3)$	0,897
$V_{fond} (\text{m}^3)$	0,004
$V_{columna} (\text{m}^3)$	0,904

El peso del líquido de la columna se calcula haciendo la suposición de que el líquido ocupa la mitad del volumen total, y posteriormente se multiplica por la densidad del líquido, que en este caso es de 1398.07kg/m³, por tanto se calcula con la ecuación 11.3.21 y se obtiene:

$$\text{Peso líquido} = 632,06\text{kg}$$

El peso total de la columna en operación se calcula como la suma del peso de la columna vacía más el peso de líquido, obteniendo:

$$\text{Peso columna en operación} = 1134.41\text{kg}$$

- **Cálculo del grosor del aislamiento.**

Para el cálculo del grosor del aislamiento se ha usado el programa “Insulan”, proporcionado por la empresa CALORCOL SA. Para todos los casos se decide trabajar con lana mineral de roca de densidad 80kg/m³.

Las características introducidas al programa y el resultado obtenido han estado:

- Temperatura interior: 97.57 °C.
- Temperatura superficie aislante: 20 °C .
- Temperatura ambiente: -3.2 (T^a ambiente mínima).
- Velocidad aire: 7.56 km/h (velocidad del viento media)
- Superficie exterior aislamiento: Acero inoxidable usado (Emisividad=0.3).
- Superficie desnuda: Acero inoxidable (emisividad=0.3).

El resultado obtenido es de **25.4mm** de grosor de aislamiento, con una eficiencia del aislamiento del 93.15%.

Utilizando las mismas ecuaciones que anteriormente para calcular el volumen y posteriormente el peso del aislante, con el grosor obtenido, se obtiene:

$$\text{peso aislante} = 28,2\text{kg}$$

Así el peso de la columna en operación total:

$$\text{peso total columna en operación} = \mathbf{1162.61\text{kg}}$$

• **Sujeción de la columna**

Para ésta columna se pone un faldón cilíndrico de igual diámetro a la sección cilíndrica de la columna.

Es necesario calcular la presión que ejercerá toda la columna de destilación al faldón y el faldón al suelo, ya que el suelo no puede soportar una presión mayor a 2kg/cm². Para calcular la presión que ejercerá todo el sistema al suelo, se sobredimensiona el peso total de la columna un 5%, para tener en cuenta el peso del faldón. Usando la ecuación 11.3.24, se obtiene una presión de:

$$P = 1.589 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} < 2 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Con lo que el suelo aguantará perfectamente el peso total de la columna de destilación.

11.3.6.7. EQUIPOS INTERNOS DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN.

Además de las secciones del relleno, donde se obtiene la separación de la mezcla, se necesitan diferentes equipos para por ejemplo, distribuir el reflujo, la alimentación y el vapor que vuelve a la columna del reboiler; separadores de vapor y líquido. Distribuidores de líquido para el correcto funcionamiento de la columna.

Se ha seguido el catálogo de la empresa Koch-Glitsch®, “Intalox, Packed tower design, packed tower internals” y recomendaciones que hace el autor Wankat, en su libro “Wankat, Ingeniería de operaciones de separación”.

Los equipos internos que presentará la columna de destilación CD-501, serán distribuidores de líquido, redistribuidores y colectores de líquido, soportes de relleno, limitadores del lecho de empaque y dispositivos para la entrada del gas. Equipos que ya se han descrito en el apartado 11.3.2.7 de la columna CD-201 y que serán iguales para la columna CD-301 y las demás.

11.3.7. COLUMNAS DE DESTILACIÓN CD-502.

11.3.7.1. FUNCIÓN DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN

La función de la columna de destilación CD-502 es la de separar la mezcla que proviene de los fondos de la columna de destilación CD-501, mezcla que contiene refrigerante R-12 y tetracloruro de carbono. El diseño de la columna se hace de tal manera que por destilados se obtenga refrigerante R-12, reactivo del reactor R-401 que no ha reaccionado, así que se enviará de nuevo al reactor, y por fondos obtener tetracloruro de carbono, que es un reactivo del reactor R-201 y por lo tanto se recirculará aprovechando el corriente.

11.3.7.2. 11.3.6.2. CRITERIOS DE DISEÑO

La variable de diseño de la columna de destilación ha sido la presión, ajustándola de tal modo que la temperatura del condensador sea debido a que el corriente de destilados se recircula directamente al reactor R-401 y éste opera a una temperatura elevada, 130°C, así por tanto mientras mayor presión, el intercambiador IC-505 no va a tener que hacer un salto de temperatura muy elevado.

Por lo tanto, se ha aprovechado la presión de la corriente de alimentación, de 7 atm y se ha operado a la misma presión.

Para obtener la separación fijada, observando la tabla 11.3.46 del valor de las K (equilibrio vapor-líquido) del corriente de alimentación, se fija como componente clave ligero el R-12 y como componente clave pesado el CCl₄.

Se incluye en la tabla también el refrigerante R-13 debido a que hay suficiente como para no considerarlo traza, y es debido a que en la columna CD-501 no se ha podido separar completamente.

Tabla 11.3.46. Valor de las K del corriente de alimentación de la columna.

Componente	K	volatilidad
R-13	5.095	+
R-12	2.682	
CCl ₄	0.2922	-

11.3.7.3. SHORT-CUT

Para obtener N , N_F , R_{\min} y el caudal de destilado para la separación deseada de la columna de destilación CD-502 se fija en el simulador de procesos, que la composición molar del componente clave pesado en el destilado (CCl_4) sea de 0.0001 y la composición molar del componente clave ligero en los fondos ($R-12$) igual, de 0.0001. Para ver si es posible llevar a cabo tal separación sin obtener un número de platos muy elevado. La presión como se ha dicho antes se ha fijado en el condensador y el reboiler de 7atm. Posteriormente cuando se resuelva por el método riguroso se varían las variables y se observa si se puede mejorar la separación o al revés, si no se puede separar tan bien como ha dado el resultado del método aproximado short-cut.

Los resultados obtenidos al realizar el método Short-cut se recogen en la tabla 11.3.47:

Tabla 11.3.47. Resultados del Short-Cut

N_{\min}	N	N_F	R_{\min}	D (kmol/h)	T_{cond} (°C)	T_{reb} (°C)
7	18	11	0.412	2.516	23.72	152.4

11.3.7.4. MÉTODO RIGUROSO

Usando los datos obtenidos al resolver la columna mediante el método aproximado short-cut, se ingresan en la interfaz de “Distillation Column” de ASPEN HYSYS® para resolver la columna con el método riguroso. La columna incorpora un condensador total en cabezas de columna, por lo que el destilado es un corriente líquida y un evaporador parcial en fondos.

Los resultados obtenidos de diseño de la columna y operación obtenidos mediante la interfaz de “Distillation Column” de HYSYS®, se reflejan en la tabla 11.3.48:

Tabla 11.3.48. Resultados del diseño riguroso de la columna CD-502.

N	18
N_F	11
R	0.6180
D (kmol/h)	2.516
P_{reb} (atm)	7
P_{cond} (atm)	7
T_{reb} (°C)	152.4
T_{cond} (°C)	23.73
Q_{reb} (kJ/h)	106700
Q_{cond} (kJ/h)	-80390

- Balances de materia.

En toda columna de destilación se cumplen los siguientes balances de materia:

$$F = D + B \quad (\text{Ecuación 11.3.6})$$

$$F \cdot x_{F,i} = D \cdot x_{D,i} + B \cdot x_{B,i} \quad (\text{Ecuación 11.3.7})$$

Donde:

- F: caudal de alimento en kg/h o kmol/h.
- D: caudal de destilado en kg/h o kmol /h.
- B: caudal de fondos en kg/h o kmol/h.
- x_{Z,i}: composición mísica o molar del componente “i” en el alimento, destilado o fondos.

Los resultados que se han obtenido para la columna de destilación CD-501 se presentan en las tablas 11.3.49, 11.3.50, 11.3.51 y 11.3.52:

Tabla 11.3.49. Balance de materia (molar) de los corrientes de CD-502.

	Caudal molar (kmol/h)		
	F _i	D _i	B _i
R-13	0,1569	0,1567	0,0002
R-12	2,521	2,2627	0,2586
CCl₄	6,897	0,0976	6,7998
cabal total:	9,5763	2,5171	7,0586

Tabla 11.3.50. Fracciones molares de los corrientes de CD-502.

	Fracción molar		
	X _F	X _D	X _B
R-13	0,0164	0,0622	0,0000
R-12	0,2633	0,8990	0,0366
CCl₄	0,7203	0,0388	0,9633
Σx:	1,0000	1,0000	1,0000

Tabla 11.3.51. Balance de materia (molar) de los corrientes de CD-502.

	Caudal másico (kg/h)		
	F _i	D _i	B _i
R-13	16,39	16,37	0,02
R-12	304,9	273,60	31,27
CCl₄	1061,0	15,0	1046,0
cabal total:	1382	305	1077

Tabla 11.3.52. Fracciones molares de los corrientes de CD-502.

	Fracción másica		
	X _F	X _D	X _B
R-13	0,0119	0,0537	0,0000
R-12	0,2206	0,8971	0,0290
CCl₄	0,7676	0,0492	0,9710
Σx:	1,0000	1,0000	1,0000

Solo se han incluido los componentes principales a separar y el refrigerante R-13 que no se ha podido separar completamente y los caudales obtenidos se tienen que tener en cuenta, no se han incluido las trazas de los otros componentes, debido a que solo en el caso de los caudales, se obtienen valores entre 10^{-5} y 10^{-29} , por lo que se han simplificado a 0.

Si se realizan los balances de materia totales (tanto en molar como másico) se comprueba que se cumple el balance:

$$F - D - B = 0;$$

$$9,5763 - 2,1571 - 7,0586 = 0; \text{ (molar)}$$

$$1382 - 305 - 1077 = 0 \text{ (másico)}$$

- **Balances de energía.**

Para toda columna de destilación se tiene que cumplir el balance de energía global:

$$F \cdot h_F + Q_{reb} = D \cdot h_D + B \cdot h_B + Q_{cond} \quad (\text{Ecuación 11.3.8})$$

Donde:

- Q_{reb} : El flujo de calor aportado en el reboiler.
- Q_{cond} : El flujo de calor que se obtiene en el condensador.
- h_z : La entalpía del líquido de alimento, destilado o residuo.

Los valores de las variables para realizar el balance de energía del HYSYS, quedan recogidos en la tabla 11.3.53:

Tabla 11.3.53. Valores de flujos de energía obtenidos de CD-502.

Q_{reb} (kJ/h)	106700
Q_{cond} (kJ/h)	-80390
h_F (kJ/kmol)	-232900
h_D (kJ/kmol)	-511700
h_B (kJ/kmol)	-129800

Y se comprueba que se cumple el balance energético global:

$$F \cdot h_F + Q_{reb} - D \cdot h_D - B \cdot h_B - Q_{cond} = 0$$

11.3.7.5. DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA

Ésta columna, CD-502, como las otras, también se han obtenido que tienen que ser empacadas, ya que al calcular el diámetro de una columna de platos se obtiene que el diámetro es menor de un pie. Se ha escogido un empacado aleatorio, como en los casos anteriores, y por los hechos ya explicados, que presentan mayores coeficientes de transferencia de materia aunque mayor pérdida de carga, y porque el precio es significativamente menor que los empaques estructurados.

En éste caso también se ha escogido llenar la columna con Pall Rings de 1".

El diseño de la columna se ha hecho en dos secciones, la sección de arriba pertenece a la zona de enriquecimiento, es decir desde la primera etapa de equilibrio después del condensador hasta la etapa de equilibrio que se sitúa justo encima de la entrada de alimento; y la segunda sección desde la etapa de equilibrio donde entra el alimento hasta el reboiler. Se ha procedido de ésta manera, como en el caso anterior debido a que la parte superior se desea que se diseñe según la perdida de presión que presentará el gas y la parte inferior según la velocidad de inundación.

Los resultados obtenidos al realizar el "tray sizing" con el simulador quedan recogidos en la tabla 11.3.54:

Tabla 11.3.54. Dimensionamiento de la columna CD-502.

	Sección 1	Sección 2
Plato inicio	1	11
Plato final	10	18
Tipo empaque	Pall Rings (Plástico) 1"	
HETP (m)	0,4524	0,4511
Est. # piezas de empaque	16539	13192
Est. Masa de empaque (kg)	29,1	23,2
Geometría columna		
Diámetro sección (m)	0,3048	0,3048
Área seccional (m²)	0,07297	0,07297
Altura sección (m)	4,524	3,609
Altura total (m)	8,133	
Resultados Hidráulicos		
Máx. Inundación (%)	49,31	57,10
ΔP sección (kPa)	0,5725	0,7830
ΔP por longitud (kPa/m)	0,1265	0,2169
Velocidad gas (m/s)	0,6173	0,3036

Como se observa, en este caso se obtiene el mismo diámetro en las dos secciones. La altura total que se presenta no es la altura total de la columna, ya que en el diseño mecánico de la columna de destilación se sumará una altura para tener en cuenta que se tienen que poner componentes interiores de la columna como rociadores, los tubos de entrada de alimento de la columna y también, se sobredimensionará como factor de seguridad o por posibles ampliaciones posteriores de la planta.

11.3.7.6. DISEÑO MECÁNICO DE LA COLUMNA.

Para poder hacer el diseño mecánico de la columna, previamente es necesario conocer la presión y temperatura de diseño (P_D y T_D), diámetro interno (D_i), factor de soldadura (E) y factor de estrés (S), como ya se ha comentado.

El material escogido para la carcasa de la columna de destilación CD-301 ha sido el acero inoxidable 304, igual que para las demás columnas, para prevenir la corrosión de la columna.

La temperatura de operación de la columna es de 152,4°C (la temperatura más elevada y la presión de operación es de 7atm. Con esto, mirando las tablas ASME se obtiene un valor de factor de estrés de S=17630 psi (1199,6 atm).

El valor del factor de soldadura E, es 0.85, ya que se trata de soldadura a tope con cordón preparado en X con radiografiado en los puntos de soldadura (X-ray spot).

Por lo tanto para el cálculo de los espesores, se usan los siguientes datos:

Tabla 11.3.55. Datos necesarios para el cálculo de los espesores.

P _D (atm)	7,7 (113,11psi)
T _D (°C)	172,4 (342,32°F)
E	0,85
S (atm)	1199,6 (17630 psi)

11.3.7.6.1. CÁLCULO DEL ESPESOR DE LA PARED DE LA COLUMNA

- **ESPESOR DEL CUERPO CILÍNDRICO.**

En éste caso se puede calcular el espesor del cuerpo cilíndrico como si fuera de una sola sección, dado que los diámetros de las dos secciones son iguales. Usando los datos de la tabla 11.3.55 y la ecuación 11.3.12, se obtiene un valor inicial de espesor de:

$$t = 1.15 \text{ mm}$$

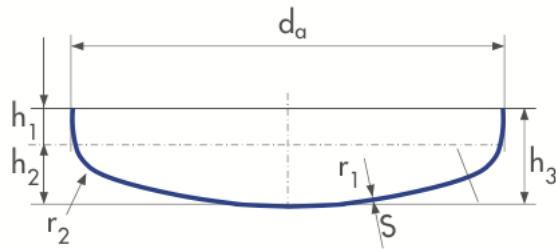
Aplicando un factor del 10% de sobredimensionamiento y sumando 2mm por margen de corrosión, dado que no se recubre con teflón, y redondeando a la alza, se obtiene un valor de espesor total de:

$$t = 3.27 \text{ mm} \rightarrow \text{espesor cuerpo cilíndrico} = 4 \text{ mm}$$

- **ESPESOR DEL CABEZAL DE LA COLUMNA.**

Tanto el cabezal como el fondo de la columna se han diseñado de forma torisférica o cabeza ASME bridada y alabeada.

■ TORISPHERICAL HEADS ACC. TO DIN 28011



$$\begin{aligned}
 r_1 &= d_a \\
 r_2 &= 0,1d_a \\
 h_1 &= 3,5s \text{ or acc. to your specification} \\
 h_2 &= 0,1935d_a - 0,455s \\
 h_3 &= h_1 + h_2
 \end{aligned}$$

Figura 11.3.4. Dimensiones de los cabezales torisféricos (extraída del programa de producción de la empresa SLAWINSKI)

A partir de la figura 11.3.4 se obtiene que:

Tabla 11.3.56. Dimensiones del cabezal torisférico para determinar el espesor.

r_1 (m)	0.3128 (12.31")
r_2 (m)	0.0313 (0.123")
r_1/r_2	10
M	1.54

Obteniendo el mismo valor de la constante M, por lo tanto, el espesor se calcula con la misma ecuación que para la columna CD-201, ecuación 11.3.11.

Obteniendo un valor inicial de espesor de

$$t = 1,80 \text{ mm}$$

Aplicando el mismo procedimiento de sobredimensionamiento y factor de corrosión se obtiene un espesor del cabezal torisférico final de:

$$t = 3,98 \text{ mm} \rightarrow \text{espesor cabezal torisférico} = 4\text{mm}$$

Y calculando la altura total del cabezal (h_3) siguiendo las fórmulas que aparecen en la figura 11.3.4, se obtiene:

Tabla 11.3.57. Alturas del cabezal torisférico.

h_1 (mm)	14,00
h_2 (mm)	58,71
h_3 (mm)	72,71

- **Espesor del fondo de la columna.**

Para calcular el espesor en el fondo torisférico de la columna se procede igual que para el cabezal, pero primero se tiene que calcular la presión en el fondo de la columna, con la ecuación 11.3.15, siendo la densidad del líquido de 1352.34kg/m³.

$$P_{D,fondo} = 8,76atm$$

Usando la ecuación 11.3.14, para el cálculo del espesor del cabezal del fondo, se obtiene un valor inicial de:

$$t = 2,07mm$$

Sobredimensionando el espesor y aplicando el factor de corrosión se obtiene un espesor final de:

$$t = 4,28mm \rightarrow \text{espesor fondo torisférico} = 5mm$$

y calculando la altura total del fondo torisférico para cálculos posteriores, usando la figura 11.3.4, se obtiene:

Tabla 11.3.58. Alturas del fondo torisférico

h_1 (mm)	17,50
h_2 (mm)	58,25
h_3 (mm)	75,75

11.3.6.6.2. CÁLCULO DE LA ALTURA TOTAL DE LA COLUMNA

La altura total de la columna es la suma de todas las partes de la columna, las secciones cilíndricas, el cabezal y el fondo. Por factor de seguridad o posibles ampliaciones futuras de la empresa, se sobredimensionan las alturas útiles de la columna, es decir las partes cilíndricas, un 10%.

Además, se le suma 1 metro a la distancia total obtenida para tener en cuenta los equipos internos de la columna, los conductos para introducir los fluidos y un

espacio para poder introducir el relleno de la columna o hacer la limpieza. Por lo tanto la altura total se ha calculado mediante la siguiente ecuación:

$$h_{total} = 1.1 \cdot (h_{s.sup} + h_{s.inf}) + h_{fondo} + h_{cabezal} + 1$$

Obteniendo una altura total de la columna de:

$$h_{total} = 10,09m$$

11.3.6.6.3. CÁLCULO DEL PESO DE LA COLUMNA

Para calcular el peso de la columna es necesario sumar el peso de la columna vacía, el peso del relleno y el peso del líquido cuando la columna está en operación.

- **Peso de la estructura de la columna.**

El peso de la estructura de la columna, es el peso de las chapas de todos los componentes de la columna, el cuerpo cilíndrico, el cabezal y el fondo. Se parte de la cantidad necesaria de material, que se conoce a partir del volumen y de la densidad del material de cada parte, se usan las mismas ecuaciones que para la columna CD-201, ecuaciones 11.3.21 y 11.3.22.

Los resultados obtenidos se recogen en la tabla 11.3.59:

Tabla 11.3.59. Volúmenes de cada parte de AISI 304.

V cabezal (m³)	0,0004
V cilindro (m³)	0,0359
V fondo (m³)	0,0005
V total (m³)	0,0368

El peso de la estructura de la columna se obtiene multiplicando el volumen por la densidad del material, el material usado como ya se ha comentado es el AISI 304 y presenta una densidad de 7930kg/m³. Obteniendo un peso total (sin contar el relleno), después se sobredimensiona un 10% para tener en cuenta el peso de los elementos internos de la columna:

$$\text{Peso columna vacía} = V_{AISI304} \cdot \rho_{AISI304} = 291.66kg$$

$$\text{Peso columna vacía (sobredimensionada)} = 320.83kg$$

El peso total de la columna vacía será la suma del peso de la estructura más el peso del empaque, éste último lo proporciona el simulador al hacer la opción "tray

sizing”, obteniendo un total de 52.3kg. Por lo tanto el peso total de la columna vacía, es decir sin estar en operación es de:

$$\text{Peso columna vacía} = 373.13\text{kg}$$

- **Peso de la columna en operación.**

Para calcular el peso total de la columna, primero se calcula el volumen total de la columna, sumando los volúmenes internos de cada parte de la columna, con las mismas ecuaciones que para la columna CD-201 (sin tener en cuenta la sección cónica), ecuaciones 11.3.18 y 11.3.19

Los volúmenes obtenidos se recogen en la tabla 11.3.60:

Tabla 11.3.60. Volumen interior de la columna.

$V_{cab} (\text{m}^3)$	0,003
$V_{cilindro} (\text{m}^3)$	0,666
$V_{fond} (\text{m}^3)$	0,004
$V_{columna} (\text{m}^3)$	0,673

El peso del líquido de la columna se calcula haciendo la suposición de que el líquido ocupa la mitad del volumen total, y posteriormente se multiplica por la densidad del líquido, que en este caso es de 1352.34/m³, por tanto se calcula con la ecuación 11.3.21 y se obtiene:

$$\text{Peso líquido} = 455.38\text{kg}$$

El peso total de la columna en operación se calcula como la suma del peso de la columna vacía más el peso de líquido, obteniendo:

$$\text{Peso columna en operación} = 828.51\text{kg}$$

- **Cálculo del grosor del aislamiento.**

Para el cálculo del grosor del aislamiento se ha usado el programa “Insulan”, proporcionado por la empresa CALORCOL SA. Para todos los casos se decide trabajar con lana mineral de roca de densidad 80kg/m³.

Las características introducidas al programa y el resultado obtenido han estado:

- Temperatura interior: 152.4 °C.
- Temperatura superficie aislante: 20 °C .
- Temperatura ambiente: -3.2 (T^a ambiente mínima).
- Velocidad aire: 7.56 km/h (velocidad del viento media)
- Superficie exterior aislamiento: Acero inoxidable usado (Emisividad=0.3).
- Superficie desnuda: Acero inoxidable (emisividad=0.3).

El resultado obtenido es de **43.69mm** de grosor de aislamiento, con una eficiencia del aislamiento del 95.93%.

Utilizando las mismas ecuaciones que anteriormente, para calcular el volumen y posteriormente el peso del aislante, con el grosor obtenido, se obtiene:

$$\text{peso aislante} = 53.46\text{kg}$$

Así el peso de la columna en operación total:

$$\text{peso total columna en operación} = 881.97\text{kg}$$

• **Sujeción de la columna**

Para ésta columna se pone un faldón cilíndrico de igual diámetro a la sección cilíndrica de la columna.

Es necesario calcular la presión que ejercerá toda la columna de destilación al faldón y el faldón al suelo, ya que el suelo no puede soportar una presión mayor a 2kg/cm². Para calcular la presión que ejercerá todo el sistema al suelo, se sobredimensiona el peso total de la columna un 5%, para tener en cuenta el peso del faldón. Usando la ecuación 11.3.24, se obtiene una presión de:

$$P = 1.205 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} < 2 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Con lo que el suelo aguantará perfectamente el peso total de la columna de destilación.

11.3.7.7. EQUIPOS INTERNOS DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN

Además de las secciones del relleno, donde se obtiene la separación de la mezcla, se necesitan diferentes equipos para por ejemplo, distribuir el reflujo, la alimentación y el vapor que vuelve a la columna del reboiler; separadores de vapor y líquido. Distribuidores de líquido para el correcto funcionamiento de la columna. Se ha seguido el catálogo de la empresa Koch-Glitsch®, “Intalox, Packed tower design, packed tower internals” y recomendaciones que hace el autor Wankat, en su libro “Wankat, Ingeniería de operaciones de separación”.

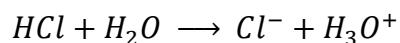
Los equipos internos que presentará la columna de destilación CD-502, serán distribuidores de líquido, redistribuidores y colectores de líquido, soportes de relleno, limitadores del lecho de empaque y dispositivos para la entrada del gas. Equipos que ya se han descrito en el apartado 11.3.2.7 de la columna CD-201 y que serán iguales para la columna CD-502 y las demás.

11.4. COLUMNA ABSORCIÓN CA-301

11.4.1. FUNCIÓN DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN.

La función de la columna de absorción CA-301 es la de absorber el cloruro de hidrógeno puro que se obtiene en la columna de destilación CD-301, en agua para así formar ácido clorhídrico en fase acuosa y obtener un subproducto del proceso principal.

Cuando el cloruro de hidrógeno anhidro se pone en contacto con agua en fase líquida se produce una reacción altamente exotérmica y espontánea, la reacción que se lleva a termo es:



Para contrarrestar el calor de reacción se ha decidido juntar el corriente de cloruro de hidrógeno con aire inerte, así todo el corriente vapor que entra en la columna contiene un volumen de inerte que no se absorbe en el agua y permite que las temperaturas dentro de la columna de absorción no sean muy elevadas y además, como el aire no se absorbe el corriente vapor que saldrá de la columna será inerte, formado exclusivamente por agua y aire, con lo que no se tendrá que tratar el gas para lanzarlo a la atmósfera.

El diseño funcional y el dimensionamiento de la columna de absorción se ha hecho mediante el simulador de procesos ASPEN HYSYS®, mediante la interfaz "absorption column". Para poder llevar a cabo una buena simulación se ha escogido un paquete de fluidos que tenga en cuenta la no idealidad en fase líquida de sistemas electrolitos acuosos y de mezcla de disolventes, por eso se ha decidido usar el modelo, electrolito NRTL añadiendo la reacción que se lleva a termo.

11.4.2. CRITERIOS DE DISEÑO.

Para diseñar la columna de absorción se han tenido que definir todos los grados de libertad del sistema, se ha decidido operar a presión atmosférica por varios motivos: minimizar el consumo del compresor de aire, la temperatura que se obtiene al descomprimir el cloruro de hidrógeno de 7atm a 1 era suficiente baja para compensar el calor que se produce y el ácido clorhídrico que se obtiene ya se puede almacenar directamente sin tener que descomprimir.

Se ha fijado que la mezcla vapor que entra a la columna esté compuesta por un 40% de aire, de inerte, en masa porque así al hacer la simulación de la columna con hysys se observa que las temperaturas que se obtienen dentro de la columna no son excesivas.

Se ha decidido que el ácido clorhídrico que se obtenga tenga una composición en masa del 35%.

Se ha decidido instalar un condensador parcial en la parte superior de la columna para tal de condensar el máximo de agua que se obtiene en la corriente vapor de la columna para así aprovecharla y volver a entrarla en el mismo piso que en el alimento de líquido. El caudal de agua que se alimenta se obtiene mediante método prueba y error, debido a que una parte de agua no se recupera y se pierde con el aire.

11.4.3. DISEÑO FUNCIONAL DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN.

Los resultados obtenidos al simular la columna de absorción CA-301 utilizando el simulador ASPEN HYSYS®, se reflejan a continuación.

Los datos termodinámicos más importantes y de composición de las corrientes involucradas en el balance global del sistema se presentan en las tablas 11.4.1 11.4.2 y 11.4.3

Tabla 11.4.1. Datos de las corrientes obtenidas en la CA-301.

Corriente	16	18	23	25	21
fracción vapor	1,0000	1,0000	0,0000	0,0000	1,0000
T (ºC)	-54,8	25,0	25,0	51,8	35,0
P (atm)	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
Caudal molar (kmol/h)	40,79	34,24	155,1	194	36,23
Caudal másico (kg/h)	1487,0	991,3	2795,0	4247,3	1027,7
Entalpía molar (kJ/kmol)	-9,47E+04	-6,788	-2,86E+05	-2,57E+05	-1,33E+04
Caudal calorífico (kJ/h)	-3,86E+06	-232,4	-4,43E+07	-4,98E+07	-4,80E+05

Tabla 11.4.2. Composiciones m醩icas de las corrientes de la CA-301.

Composición fracción m醩ica					
Corriente	16	18	23	25	21
HCl	1,0000	0,0000	0,0000	0,3502	0,0000
H ₂ O	0,0000	0,0000	1,0000	0,6496	0,0355
Aire	0,0000	1,0000	0,0000	0,0003	0,9635

Tabla 11.4.3. Caudales m醩icos de las corrientes de la CA-301.

Caudal m醩ico componente (kg/h)					
Corriente	16	18	23	25	21
HCl	1487,0	0,0	0,0	1487,0	0,0
H ₂ O	0,0	0,0	2795,0	2758,9	36,5
Aire	0,0	991,3	0,0	1,2	990,2

- BALANCE DE MATERIA.

Para toda columna de absorción se tiene que cumplir el balance de materia, que en éste caso, viene definido por la ecuación 11.4.1 y 11.4.2.:

$$\sum_{i=1}^3 E_i = \sum_{i=1}^2 S_i \quad (\text{Ecuación 11.4.1})$$

$$\sum_{i=1}^3 E_i \cdot y_i = \sum_{i=1}^2 S_i \cdot y_i \quad (\text{Ecuación 11.4.2})$$

Dónde:

- E_i es cada corriente de entrada de la columna.
- S_i es cada corriente de salida de la columna.
- $E_i \cdot y_i$ es el caudal de entrada del componente “i”.
- $S_i \cdot y_i$ es el caudal de salida del componente “i”.

Haciendo la comprobación del balance de materia global se comprueba que se cumple:

$$1487,0 + 991,3 + 2795,0 - 4247,3 - 1027,7 \cong 0 \frac{kg}{h}$$

$$HCl: 1487,0 - 1487,0 = 0 \frac{kg}{h}$$

$$H_2O: 2795,0 - 2758,9 - 36,5 \cong 0 \frac{kg}{h}$$

$$Aire: 991,3 - 1,2 - 990,2 \cong 0 \frac{kg}{h}$$

Los signos de igualdad de aproximación es debido a que el resultado no es exactamente nulo, debido a los redondeos de los decimales.

- **Balance de energía.**

También se tiene que cumplir el balance de energía para la columna de absorción, para calcularlo se usa la ecuación 11.4.1 adecuándola para caudales energéticos de entrada y salida, teniendo en cuenta también la energía que se obtiene en el condensador de la columna, se efectúa el balance para comprobar que se cumple:

$$-3,86 \cdot 10^6 - 232,4 - 4,43 \cdot 10^7 - (-4,98 \cdot 10^7 - 4,80 \cdot 10^5 - 2,12 \cdot 10^6) \cong 0 \frac{kJ}{h}$$

11.4.4. DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA.

Como en el caso de las columnas de destilación, el diseño dimensional de la columna de absorción también se ha efectuado con el simulador de procesos ASPEN HYSYS®. El simulador funciona primero suponiendo que la columna es de platos y calcula el diámetro de ésta, si el diámetro calculado es muy pequeño (menor a un pie, 0.305 metros) entonces el programa no la puede resolver e impone que sea una columna empacada.

Para ésta columna, CA-301, se ha obtenido que tiene que ser empacada, ya que al calcular el diámetro de una columna de platos se obtiene que el diámetro es menor de un pie. Se ha escogido un empacado aleatorio, como en el caso anterior, y por las características ya explicadas en el apartado de columnas de destilación, presentan mayores coeficientes de transferencia de materia aunque mayor pérdida de carga, y porque el precio es significativamente menor que los empaques estructurados.

En éste caso se ha decidido llenar la columna con Intalox Saddles de cerámica y de 3" de tamaño, ya que el diámetro obtenido es mayor a 0,5metros. Se decide que el material sea de cerámica debido a que el ácido clorhídrico, con la presencia de agua, es muy corrosivo, y la cerámica aguanta el ataque químico del ácido.



Figura 11.4.1. Intalox Saddles de cerámica, proporcionadas por la empresa Koch-Glitsch

El diseño de la columna se ha hecho en una sección solamente, ya que en ésta columna no hay entradas en zonas intermedias, sólo en los dos extremos. Los resultados obtenidos al realizar el “tray syzing” con el simulador quedan recogidos en la tabla 11.4.3:

Tabla 11.4.3. Resultados del dimensionamiento de la columna CA-301.

Plato inicio	1
Plato final	13
Tipo empaque	Intalox Saddles (cerámica) 3"
HETP (m)	0,431
Est. # piezas	3058
Est. Masa de empaque (kg)	964,8
Geometría columna	
Diámetro sección (m)	0,6096
Área Sección-X (m²)	0,2919
Altura Sección (m)	5,603
Resultados Hidráulicos	
Max. Inundación (%)	58,37
ΔP sección (kPa)	1,011
ΔP por longitud (kPa)	0,1804
Velocidad gas (m/s)	4,939

La altura total que se presenta no es la altura total de la columna, ya que en el diseño mecánico de la columna de absorción se sumará una altura al tener en cuenta que se tienen que poner componentes internos de la columna como

rociadores, los tubos de entrada de alimento de la columna y también, se sobredimensionará como factor de seguridad o por posibles ampliaciones posteriores de la planta.

11.4.5. DISEÑO MECÁNICO DE LA COLUMNA.

Para hacer el diseño mecánico de la columna, previamente es necesario conocer la presión y temperatura de diseño (P_D y T_D), diámetro interno (D_i), factor de soldadura (E) y factor de estrés (S), como ya se ha comentado en otras secciones de la memoria.

El material escogido para la carcasa de la columna de absorción CA-301, ha sido el acero inoxidable 304, para prevenir la corrosión de la parte externa de la columna, ya que como se ha comentado anteriormente, para prevenir la corrosión de la parte interna se recubre la zona interior de la columna de absorción con una capa de 0.1mm de teflón® ya que el ácido clorhídrico acuoso es muy corrosivo. La temperatura de operación de la columna es de 97°C (la temperatura más elevada y la presión de operación es de 1atm. Con esto, mirando las tablas ASME se obtiene un valor de factor de estrés de $S=17289\text{psi}$ (1192 bar).

El valor del factor de soldadura E , es 0.85, ya que se trata de soldadura a tope con cordón preparado en X con radiografiado en los puntos de soldadura (X-ray spot).

Por lo tanto para el cálculo de los espesores, se usan los siguientes datos:

Tabla 11.4.4. Datos necesarios para el cálculo de los espesores.

P_D (atm)	1,1 (16,159 psi)
T_D (°C)	97,0 (242,6°F)
E	0,85
S (atm)	1176,9 (17289°psi)

11.4.5.1. CÁLCULO DEL ESPESOR DE LA PARED DE LA COLUMNA.

- **Cuerpo cilíndrico.**

Teniendo todo el cuerpo cilíndrico el mismo diámetro, usando los datos de la tabla 11.4.4 y la ecuación 11.3.12 de la sección del manual de cálculo de las columnas de destilación, se obtiene un valor inicial de espesor de:

$$t = 1 \text{ mm}$$

Aplicando un factor del 10% de sobredimensionamiento y sumando 2mm por margen de corrosión, , aunque la parte interna se recubra con una fina capa de teflón, por precaución de alguna posible zona que se haya deteriorada ésta capa; y redondeando a la alza, se obtiene un valor de espesor total de:

$$t = 2,37 \text{ mm} \rightarrow \text{espesor cuerpo cilíndrico} = 3 \text{ mm}$$

- ESPESOR DEL CABEZAL DE LA COLUMNA.

Tanto el cabezal como el fondo de la columna se han diseñado de forma torisférica o cabeza ASME bridada y alabeada.

■ TORISpherical HEADS ACC. TO DIN 28011

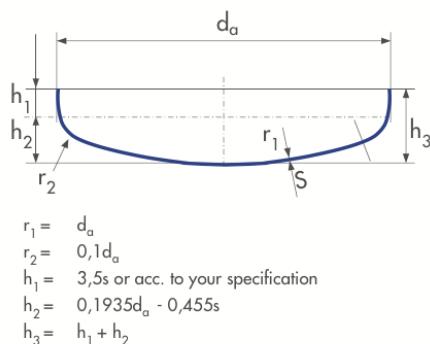


Figura 11.4.2. Dimensiones de los cabezales torisféricos (extraída del programa de producción de la empresa SLAWINSKI)

Apartir de la figura 11.4.2 se obtiene que:

Tabla 11.4.5. Dimensiones del cabezal torisférico para determinar el espesor.

$r_1 (\text{m})$	0,6096 (24,00")
$r_2 (\text{m})$	0,061 (0,240")
r_1/r_2	10
M	1,54

Obteniendo el mismo valor de la constante M, por lo tanto, el espesor se calcula con la misma ecuación que para la columna CD-201, ecuación 11.3.14.

Obteniendo un valor inicial de espesor de

$$t = 0,521 \text{ mm}$$

Aplicando el mismo procedimiento de sobredimensionamiento y factor de corrosión se obtiene un espesor del cabezal torisférico final de:

$$t = 2,57 \text{ mm} \rightarrow \text{espesor cabezal torisférico} = 3\text{mm}$$

Y calculando la altura total del cabezal (h_3) siguiendo las fórmulas que aparecen en la figura 11.4.2, se obtiene:

Tabla 11.4.6. Alturas del cabezal torisférico.

h_1 (mm)	10,50
h_2 (mm)	117,75
h_3 (mm)	128,25

- **Espesor del fondo de la columna.**

Para calcular el espesor en el fondo torisférico de la columna se procede igual que para el cabezal, pero primero se tiene que calcular la presión en el fondo de la columna, con la ecuación 11.3.15, siendo la densidad del líquido de 1050,9kg/m³.

$$P_{D,fondo} = 1,167 \text{ atm}$$

Usando la ecuación 11.3.14, para el cálculo del espesor del cabezal del fondo, se obtiene un valor inicial de:

$$t = 0,791\text{mm}$$

Sobredimensionando el espesor y aplicando el factor de corrosión se obtiene un espesor final de:

$$t = 2,87\text{mm} \rightarrow \text{espesor fondo torisférico} = 3\text{mm}$$

y calculando la altura total del fondo torisférico para cálculos posteriores, usando la figura 11.4.2, se obtiene:

Tabla 11.4.7. Alturas del fondo torisférico

h_1 (mm)	10,50
h_2 (mm)	117,75
h_3 (mm)	128,25

11.4.5.2. CÁLCULO DE LA ALTURA TOTAL DE LA COLUMNA.

La altura total de la columna es la suma de todas las partes de la columna, la sección cilíndrica, el cabezal y el fondo. Por factor de seguridad o posibles

ampliaciones futuras de la empresa, se sobredimensionan las alturas útiles de la columna, es decir la parte cilíndrica, un 10%.

Además, se le suma 1 metro a la distancia total obtenida para tener en cuenta los equipos internos de la columna, los conductos para introducir los fluidos y un espacio para poder introducir el relleno de la columna o hacer la limpieza. Por lo tanto la altura total se ha calculado mediante la siguiente ecuación:

$$h_{total} = 1.1 \cdot h_{cil} + h_{fondo} + h_{cabezal} + 1$$

Obteniendo una altura total de la columna de:

$$h_{total} = 7,42m$$

11.4.5.3. CÁLCULO DEL PESO DE LA COLUMNA.

Para calcular el peso de la columna es necesario sumar el peso de la columna vacía, el peso del relleno y el peso del líquido cuando la columna está en operación.

- **Peso de la estructura de la columna.**

El peso de la estructura de la columna, es el peso de las chapas de todos los componentes de la columna, el cuerpo cilíndrico, el cabezal y el fondo. Se parte de la cantidad necesaria de material, que se conoce a partir del volumen y de la densidad del material, se usan las mismas ecuaciones que para la columna CD-201, ecuaciones 11.3.18 y 11.3.19.

Los resultados obtenidos se recogen en la tabla 11.4.8:

Tabla 11.4.8. Volúmenes de cada parte de AISI 304.

V cabezal (m³)	0,0011
V cilindro (m³)	0,0414
V fondo (m³)	0,0011
V total (m³)	0,0435

El peso de la estructura de la columna se obtiene multiplicando el volumen por la densidad del material, el material usado como ya se ha comentado es el AISI 304 y presenta una densidad de 7930kg/m³. Obteniendo un peso total (sin contar el relleno), después se sobredimensiona un 10% para tener en cuenta el peso de los elementos internos de la columna:

$$\text{Peso columna vacía} = V_{AISI304} \cdot \rho_{AISI304} = 344,9kg$$

$$\text{Peso columna vacía (sobredimensionada)} = 379,4\text{kg}$$

El peso total de la columna vacía será la suma del peso de la estructura más el peso del empaque y del teflón, el peso del empaque se obtiene con el simulador y aparece en la tabla 11.4.1 el valor es de 964,8kg. El peso del teflón se calcula de igual forma que el peso de la estructura de acero inoxidable, pero teniendo en cuenta que el grosor es de 0,1mm y que la densidad del PTFE es 2180kg/m³; con lo que se obtiene un peso de 3,1kg. Por lo tanto el peso total de la columna vacía, es decir sin estar en operación es de:

$$\text{Peso columna vacía} = 1347,3\text{kg}$$

- **Peso de la columna en operación.**

Para calcular el peso total de la columna, primero se calcula el volumen total de la columna, sumando los volúmenes internos de cada parte de la columna, con las mismas ecuaciones que para la columna CD-201 (sin tener en cuenta la sección cónica), ecuaciones 11.3.21 y 11.3.22.

Los volúmenes obtenidos se recogen en la tabla 11.4.9:

Tabla 11.4.9. Volumen interior de la columna.

$V_{cab} (\text{m}^3)$	0,024
$V_{cilindro} (\text{m}^3)$	2,091
$V_{fond} (\text{m}^3)$	0,024
$V_{columna} (\text{m}^3)$	2,139

El peso del líquido de la columna se calcula haciendo la suposición de que el líquido ocupa la mitad del volumen total, y posteriormente se multiplica por la densidad del líquido, que en este caso es de 1050,9kg/m³, obteniendo un valor de:

$$\text{Peso líquido} = 1124,3\text{kg}$$

El peso total de la columna en operación se calcula como la suma del peso de la columna vacía más el peso de líquido, obteniendo:

$$\text{Peso columna en operación} = 2471,6\text{kg}$$

- **Cálculo del grosor del aislamiento.**

Para el cálculo del grosor del aislamiento se ha usado el programa "Insulan", proporcionado por la empresa CALORCOL SA. Para todos los casos se decide trabajar con lana mineral de roca de densidad 80kg/m³.

Las características introducidas al programa y el resultado obtenido han estado:

- Temperatura interior: 97 °C.
- Temperatura superficie aislante: 20 °C .
- Temperatura ambiente: -3,2 (T^a ambiente mínima).
- Velocidad aire: 7.56 km/h (velocidad del viento media)
- Superficie exterior aislamiento: Acero inoxidable usado (Emisividad=0.3).
- Superficie desnuda: Acero inoxidable (emisividad=0.3).

El resultado obtenido es de **25,4mm** de grosor de aislamiento, con una eficiencia del aislamiento del 91,72%.

Utilizando el mismo procedimiento para calcular el volumen de aislante y posteriormente el peso, con el grosor obtenido, se obtiene:

$$\text{peso aislante} = 30,63\text{kg}$$

Así el peso de la columna en operación total:

$$\text{peso total columna en operación} = 2502,2\text{kg}$$

- **Sujeción de la columna**

Para la columna de absorción se pone un faldón cilíndrico de igual diámetro a la sección cilíndrica de la columna.

Es necesario calcular la presión que ejercerá toda la columna de destilación al faldón y el faldón al suelo, ya que el suelo no puede soportar una presión mayor a 2kg/cm². Para calcular la presión que ejercerá todo el sistema al suelo, se sobredimensiona el peso total de la columna un 5%, para tener en cuenta el peso del faldón. Se obtiene una presión de:

$$P = 0,90 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} < 2 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Con lo que el suelo aguantará perfectamente el peso total de la columna de absorción.

11.4.6. EQUIPOS INTERNOS DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN.

Además de las secciones del relleno, donde se obtiene la absorción de la mezcla, se necesitan diferentes equipos para por ejemplo, distribuir el líquido y el vapor de entrada; separadores de vapor y líquido. Distribuidores de líquido para el correcto funcionamiento de la columna.

Se ha seguido el catálogo de la empresa Koch-Glitsch®, “Intalox, Packed tower design, packed tower internals” y recomendaciones que hace el autor Wankat, en su libro “Wankat, Ingeniería de operaciones de separación”.

Los equipos internos que presentará la columna de absorción CA-301, serán distribuidores de líquido, redistribuidores y colectores de líquido, soportes de relleno, limitadores del lecho de empaque dispositivos para la entrada del gas.

De igual modo que las columnas de destilación ya que se asemejan al ser ambas de relleno y, equipos que ya se han descrito en el apartado 11.3.2.7 de la columna CD-201 y que serán iguales para ésta columna.

11.5. TANQUES DE CONDENSADOS.

Para el correcto funcionamiento de las columnas de destilación y absorción se ha optado por instalar un tanque pulmón a la salida de cada condensador y así acumular un volumen de líquido en él para asegurar el caudal constante de reflujo a la columna y el caudal de destilado (para las columnas de destilación). En la tabla 11.5.1 se recoge para cada columna de destilación o absorción el tanque de condensados correspondiente:

Tabla 31.5.1. Columna y tanque de condensados correspondiente.

Columna	Tanque condensados
CD-201	TC-201
CA-301	TC-301
CD-301	TC-302
CD-501	TC-501
CD-502	TC-502

11.5.1. DIMENSIONAMIENTO.

Para el dimensionamiento de los tanques se ha marcado un tiempo de residencia de 5 minutos (0,0833 horas), siguiendo las recomendaciones del libro Thule's Rumb. Y se establece la relación de altura diámetro.

$$V = Q \cdot \tau \quad (\text{Ecuación 11.5.1})$$

$$h = 3 \cdot D \quad (\text{Ecuación 11.5.2})$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{3 \cdot \pi}} \quad (\text{Ecuación 11.5.3})$$

Dónde:

- V : es el volumen (m^3)
- τ : es el tiempo de residencia (h)
- Q : es el caudal volmétrico a la salida del condensador (m^3/h)
- h : es la altura (m)
- D : es el diámetro (m)

Se establece que el volumen de los tanques estén al 50 por ciento de capacidad, con tal de controlar el nivel en un punto medio de la altura del tanque. Por lo tanto, el volumen obtenido con la ecuación 11.5.1 se multiplica por dos para hacer el dimensionamiento.

En la tabla 11.5.2 se presentan los valores de las dimensiones obtenidas para cada tanque de condensados:

Tabla 11.5.2. Dimensiones de los tanques de condensados.

Tanque	V _{tot} (m ³)	D (m)	h (m)
TC-201	0,658	0,654	1,961
TC-301	0,138	0,388	1,165
TC-302	0,233	0,462	1,387
TC-501	0,280	0,492	1,475
TC-502	0,062	0,297	0,891

La altura obtenida es la altura que se obtiene si el tanque fuera un cilindro y por lo tanto variará ligeramente al hacer el diseño mecánico ya que los tanques de condensados se han decidido hacer con cabezal y fondo torisféricos.

11.5.2. DISEÑO MECÁNICO

11.5.2.1. CÁLCULO DE LOS GROSORES

El material utilizado para cada uno de los tanques es el mismo que en el caso de la columna de destilación correspondiente, recubriendo el interior del tanque con teflón si es necesario. Como anteriormente para calcular los espesores de los tanques es necesario conocer la temperatura y presión de diseño, el diámetro interno, factor de soldadura y factor de estrés y se usa el código ASME para el cálculo del grosor. Se usan las siguientes ecuaciones, ya presentadas:

$$T_D = T_{operación} + 20 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (\text{Ecuación 11.5.4})$$

$$P_D = 1,1 \cdot P_{operación} \quad (\text{Ecuación 11.5.5})$$

$$t_{cil} = \frac{P_D \cdot D_{int}}{2 \cdot S \cdot E - 1,2 \cdot P_D} \quad (\text{Ecuación 11.5.6})$$

$$t_{tor} = \frac{0,885 \cdot P_D \cdot D_{int}}{S \cdot E - 0,1 \cdot P_D} \quad (Ecuación 11.5.7)$$

Dónde la ecuación 11.5.6 es para el grosor del cuerpo cilíndrico y la ecuación 11.5.7 es para el cálculo del grosor de los extremos torisféricos. E es el factor de soldadura y es igual a 0,85.

Como anteriormente, el valor del grosor obtenido se sobredimensiona un 10% y se le aplica un margen de corrosión de 2mm. A continuación se presentan los valores de las constantes usadas y los resultados obtenidos:

Tabla 11.5.4. Valores utilizados y espesores iniciales obtenidos.

Tanque	T _D (°C)	P _D (atm)	S (atm)	t _{cilindro} (mm)	t _{cabeza} (mm)	t _{fondo} (mm)
TC-201	-8,0	7,7	1280	2,32	4,10	4,16
TC-301	55,0	1,1	1280	0,20	0,35	0,37
TC-302	-22,0	7,7	1280	1,64	2,90	2,92
TC-501	-16,4	7,7	1280	1,75	3,08	3,12
TC-502	42,7	7,7	1280	1,06	1,86	1,88

Los grosores que se presentan en la tabla 11.5.4 son los obtenidos inicialmente.

Los grosores con el sobredimensionamiento y alzados a la alza se presentan en la tabla 11.5.5:

Tabla 11.5.5 Valores finales de los grosores.

Tanque	t _{cilindro} (mm)	t _{cabeza} (mm)	t _{fondo} (mm)
TC-201	5	7	7
TC-301	2	2	2
TC-302	4	5	5
TC-501	4	5	5
TC-502	3	4	4

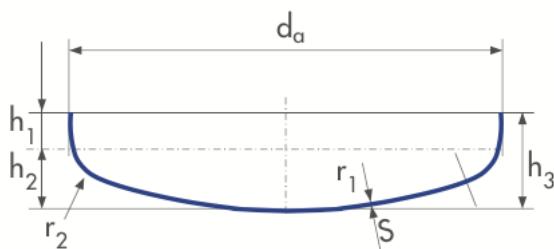
11.5.2.2. CÁLCULO DE LA ALTURA TOTAL.

El cálculo de la altura real de los tanques de condensados para mantener el volumen necesario y considerando que no todo el tanque es cilíndrico se hace primero determinando los volúmenes de cada parte del tanque, el cuerpo cilíndrico y el cuerpo y fondo torisféricos, porqué el volumen del cuerpo cilíndrico se determinará restando del volumen total de los volúmenes de los extremos. Y con el volumen obtenido y el diámetro fijado obtener la altura del cuerpo.

Para determinar las alturas de los extremos torisféricos y el volumen, se usan la figura 11.5.1 y la ecuación 11.5.8:

$$V_{torisférico} = 0,513 \cdot h \cdot D_{ext}^2 \quad (\text{Ecuación 11.5.8})$$

■ TORISPHERICAL HEADS ACC. TO DIN 28011



$$\begin{aligned} r_1 &= d_a \\ r_2 &= 0,1d_a \\ h_1 &= 3,5s \text{ or acc. to your specification} \\ h_2 &= 0,1935d_a - 0,455s \\ h_3 &= h_1 + h_2 \end{aligned}$$

Figura 11.5.1. Dimensiones de los cabezales torisféricos (extraída del programa de producción de la empresa SLAWINSKI)

El volumen del cuerpo cilíndrico y seguidamente la altura:

$$V_{cil} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot h = V_{TOT} - V_{cab} - V_{fondo} \quad (\text{Ecuación 11.5.9})$$

$$h = \frac{V_{TOT} - V_{cab} - V_{fondo}}{\frac{\pi}{4} \cdot D^2} \quad (\text{Ecuación 11.5.10})$$

Los valores, primero de volúmenes (exteriores e interiores) y de las alturas se presentan a continuación:

Tabla 11.5.6. Volúmenes externos e internos de los cuerpos de los tanques.

Tanque	$V_{cab,ext}$ (m ³)	$V_{cab,int}$ (m ³)	$V_{fondo,ext}$ (m ³)	$V_{fondo,int}$ (m ³)	$V_{cil,ext}$ (m ³)	$V_{cil,int}$ (m ³)
TC-201	0,035	0,034	0,035	0,034	0,609	0,591
TC-301	0,007	0,006	0,007	0,006	0,128	0,125
TC-302	0,012	0,012	0,012	0,012	0,216	0,209
TC-501	0,015	0,014	0,015	0,014	0,260	0,251
TC-502	0,003	0,003	0,003	0,003	0,057	0,055

Tabla 11.5.7. Alturas de los cuerpos y altura total de los tanques.

Tanque	h_{cab} (m)	h_{fond} (m)	h_{cil} (m)	h_{tot} (m)
TC-201	0,154	0,154	1,761	2,068
TC-301	0,083	0,083	1,057	1,222
TC-302	0,109	0,109	1,244	1,462
TC-501	0,115	0,115	1,325	1,554
TC-502	0,073	0,073	0,795	0,941

11.5.2.3. CÁLCULO DEL PESO DEL TANQUE

Para el cálculo del tanque vacío se multiplica el volumen total de acero por la densidad del material, en el caso del acero inoxidable 340 7930kg/m³, se usa la ecuación 11.5.11:

$$Peso\ tanque\ vacío = (V_{TOT,ext} - V_{TOT,int}) \cdot \rho_{AISI} \quad (Ecuación\ 11.5.11)$$

Para el peso del líquido, se multiplica el volumen que ocupa (el 50% del volumen interior del tanque) por la densidad del líquido:

$$Peso\ líquido = \frac{V_{TOT,int}}{2} \cdot \rho_{líq} \quad (Ecuación\ 11.5.12)$$

El peso total de cada tanque es la suma del peso del tanque vacío más el peso de líquido que ocupa cada tanque. Los resultados obtenidos se presentan en la tabla 11.5.8:

Tabla 11.5.8. Peso de cada tanque de condensados.

Tanque	peso acero (kg)	peso líquido (kg)	peso total (kg)
TC-201	167,6	429,3	596,9
TC-301	22,7	67,8	90,5
TC-302	66,1	123,9	190,0
TC-501	74,7	185,9	260,6
TC-502	20,7	41,1	61,8

11.5.3 CÁLCULO DEL AISLANTE

A continuación se realiza el cálculo del aislante para los tanques de condensados, este se realiza mediante el uso del programa “CALORCOL”, al cual hay que especificarle las temperaturas del interior tanque, la de la superficie y la del medioambiente, para esta última se considerará la pero condición según la estación del año. En la siguiente tabla se presentan las temperaturas y el espesor del aíslate a usa, este aislante es de Lana Mineral de Roca de 80 kg/m³.

Tabla 11.5.9. Peso de cada tanque de condensados.

Equipo	T interna (ºC)	T externa (ºC)	T super.(ºC)	Espesor (mm)
TC-201	-28,0	30,0	5,0	87,4
TC-301	35,0	30,0	32,0	14,5
TC-302	-42,0	30,0	5,0	112,5
TC-501	-36,4	30,0	5,0	102,4
TC-502	22,7	30,0	25,0	15,5

11.6 INTERCAMBIADORES DE CALOR

Para llevar a cabo las reacciones en el proceso es necesario que los reactivos que entran y los productos que salen de los reactores estén a una determinada temperatura, al igual el control que hay que tener sobre las temperaturas de entradas de las columnas de destilación. Para lograr en las diferentes líneas operativas estas temperaturas requeridas, es necesario el uso de intercambiadores de calor, ya que es la forma más tradicional de enfriar o calefaccionar una corriente del proceso.

Los intercambiadores de Calor operan de manera sencilla, mediante un flujo caliente que entrega calor a un fluido frío, ya sea mediante la variación de sus temperaturas o cambiando de sus estados. Lo anterior se realiza sin un contacto físico directo de estos dos fluidos.

11.6.1 INTRODUCCIÓN TEÓRICA

La calefacción o el enfriamiento de estas nueve líneas se realizará mediante intercambiadores de calor, estos se diseñaron, tanto funcional como internamente, mediante el simulador de procesos ASPEN EXCHANGER DESIGN & RATING®. A continuación se describe el método teórico con el que el simulador resuelve los intercambiadores de calor, denominado MÉTODO DE KERN.

Para realizar el intercambio de calor se dispondrá de tres niveles de flujos, el primero de estos, el frío, será el aceite térmico “Dowtherm J”, el cual se dispondrá a -50°C y 1 atm de presión. El segundo nivel, el cual se utilizará para enfriar o calefaccionar según sea necesario será con aceite térmico “Dowtherm A”, el cual se dispondrá a 50°C y 1 atm. Para el caso de la calefacción se utilizará el aceite térmico “Dowtherm A” el cual se dispondrá a 160°C y 1 atm.

A demás se diseñaron intercambiadores de calor para cuando la planta se encuentre operativamente en estado estacionario, aprovechando así el calor de las corrientes calientes que hay que enfriar, calentando las corrientes frías.

11.6.1.1 MÉTODO KERN

Para comenzar este método es necesario saber la cantidad de calor necesario a extraer (signo negativo) o suministrar (signo positivo) a las diferentes líneas del proceso.

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t \quad (\text{Ecuación 11.6.1})$$

Donde:

- Q : cantidad de calor extraída o suministrada (kw)
- m : flujo másico del fluido(kg/s)
- C_p : calor específico del fluido (kJ/kg °C)
- Δt : diferencia de temperatura (°C)

A demás hay que definir cuál fluido irá por los tubos y cuál por la carcasa. Ahora mediante un balance de energía se determinará la cantidad de aceite térmico mediante la siguiente ecuación:

$$m_{AT} = \frac{Q}{C_{pAT} \cdot \Delta T} \quad (\text{Ecuación 11.6.2})$$

Donde:

- m_{AT} : flujo másico del aceite térmico (kg/s)
- C_{pAT} : Calor específico del aceite térmico (kJ/kg)
- ΔT : Diferencia de temperatura del aceite térmico (°C)

Para el caso de los intercambiadores con corrientes del proceso, lo que se debe determinar es la temperatura a la cual sale el fluido de mayor cantidad de energía, y esto se realiza mediante la siguiente ecuación:

$$T_2 = T_1 - \frac{Q}{M \cdot C_p} \quad (\text{Ecuación 11.6.3})$$

Donde:

- T_2 : temperatura de salida del fluido (°C)
- T_1 : temperatura de entrada del fluido(°C)
- M : flujo másico del fluido (kg/s)

A continuación se debe determinar la diferencia de temperatura media logarítmica (ΔT_{ML}), para esto se debe determinar si el proceso será en paralelo o contracorriente, este último caso:

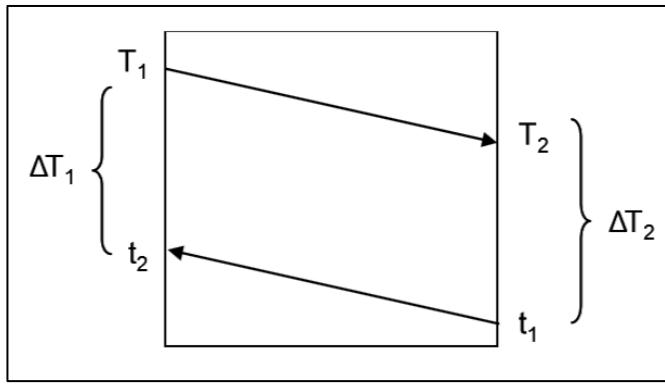


Figura 11.6.1: grafica de la variación de las temperaturas en el intercambiador de calor en contra corriente.

En la presente grafica se aprecian dos diferencias de temperaturas, las cuales se utiliza en la siguiente ecuación, para determinar la diferencia de temperatura media logarítmica para un intercambiador en contra corriente

$$\Delta T_{ML,CC} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)} \quad (Ecuación 11.6.4)$$

Donde:

- $\Delta T_{ML,CC}$: diferencia de temperatura media logarítmica en contracorriente (°C)
- ΔT_1 : variación de temperatura uno (°C)
- ΔT_2 : variación de temperatura dos (°C)

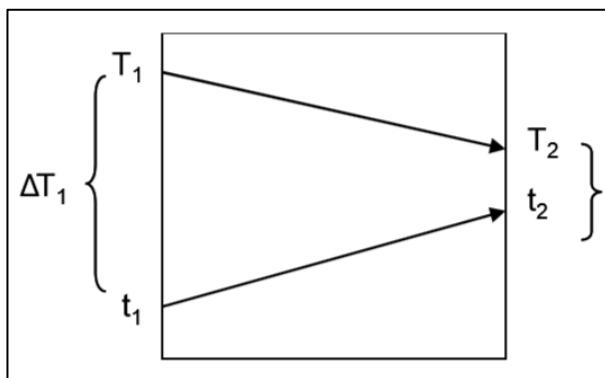


Figura 11.6.2: grafica de la variación de las temperaturas en el intercambiador de calor en paralelo.

En la presente grafica se aprecian dos diferencias de temperaturas, las cuales se utiliza en la siguiente ecuación, para determinar la diferencia de temperatura media logarítmica para un intercambiador en paralelo:

$$\Delta T_{ML,P} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (Ecuación 11.6.5)$$

Donde:

- $\Delta T_{ML,P}$: diferencia de temperatura media logarítmica en Paralelo ($^{\circ}\text{C}$)
- ΔT_1 : variación de temperatura uno ($^{\circ}\text{C}$)
- ΔT_2 : variación de temperatura dos ($^{\circ}\text{C}$)

A continuación se debe determinar el número de pasadas por la coraza del intercambiador (n_{ps}) y el numero de pasadas por los tubos (n_{pt}). Hay que tener presente que el número de pasadas por los tubos es al menos el doble del número de pasadas por la carcasa.

Luego se debe determinar el factor de corrección (f) de la diferencia de temperatura media logarítmica ya calculada. Este factor se determina de grañas, las cuales depende de las temperaturas de entrada y salida al intercambiador como también del número de pasadas por los tubos y por la carcasa.

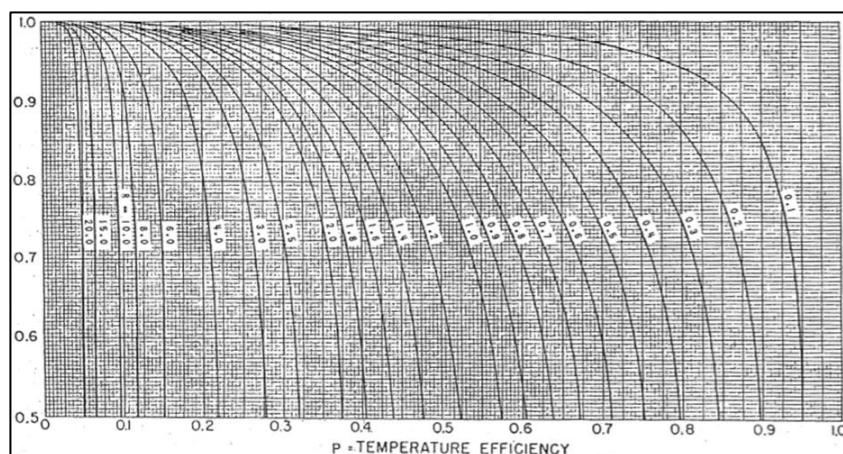


Figura 11.6.3: graficas del factor de corrección de a temperatura media logarítmica

Ahora bien si este factor es menor a 0,85, se debe recalcular, pero esta vez de debe aumentar el número de pasadas por carcasa, de lo contrario, si es mayor o igual a 0,85, la corrección de la diferencia de temperatura media logarítmica se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$(\Delta T_{ML})_C = f \cdot \Delta T_{ML} \quad (Ecuación 11.6.6)$$

Donde:

- $(\Delta T_{ML})_C$: diferencia de temperatura media logarítmica Corregida ($^{\circ}\text{C}$)
- f : factor de corrección

A continuación viene un paso muy importante dentro del método, que es la suposición del coeficiente global de transferencia de calor (U), este se obtiene de bibliografías, pero el programa como cuenta con una amplia base de datos de propiedades físicas de los diferentes compuesto lo calcula automáticamente mediante la siguiente ecuación:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{in}} + \frac{\Delta x}{k} + \frac{1}{h_{ext}} \quad (\text{Ecuación 11.6.7})$$

Donde:

- U : coeficiente global de transferencia de calor ($\text{kw}/\text{m}^2\text{C}$)
- h_{in} : coeficiente conectivo de transferencia de calor interno ($\text{kw}/\text{m}^2\text{C}$)
- Δx : espesor de los tubos (m)
- h_{in} : coeficiente conductivo de transferencia de calor ($\text{kw}/\text{m C}$)
- h_{ext} : coeficiente conectivo de transferencia de calor externo ($\text{kw}/\text{m}^2\text{C}$)

En seguida viene el cálculo del área de intercambio de calor la cual se determina con la siguiente ecuación:

$$A = \frac{Q}{U \cdot (\Delta T_{ML})_C} \quad (\text{Ecuación 11.6.8})$$

Donde:

- A : área de intercambio (m^2)

Ahora viene la definición de las características de los tubos a utilizar donde se debe definir la longitud de estos (L_t), el diámetro externo ($D_{t,ex}$), el diámetro interno ($D_{t,int}$) y el espesor (Δx). El valor del diámetro externo oscila entre 16 (mm) y 50 (mm), y la longitud de estos entre 1,83 (m) a 4,88 (m). A demás se debe escoger la distribución de los tubos, como también la distancia entre ellos, a esto se le denomina pitch, esta distancia se puede estimar como:

$$D_P = 1,25 \cdot D_{t,ext} \quad (\text{Ecuación 11.6.9})$$

Donde:

- D_P : Distancia del pitch (m)
- $D_{t,ext}$: diámetro externo del tubo (m)

Una vez definido estos datos se hace necesario el cálculo del área que posee cada tubo, mediante la siguiente ecuación:

$$A_t = \pi \cdot D_{t,ext} \cdot L_t \quad (\text{Ecuación 11.6.10})$$

Donde:

- A_t : área de intercambio de un tubo(m^2)
- L_t : largo del tubo (m)

Ahora con esta área se calcula en número de tubos necesarios:

$$N_t = \frac{A}{A_t} \quad (\text{Ecuación 11.6.11})$$

Donde:

- N_t : número de tubos

A continuación se hace necesario el cálculo del diámetro de la carcasa, un rango permisible para esta es de 150 (mm) a 1500(mm), para esto es necesario calcular el diámetro del haz de tubo, el cual se calcula de la siguiente manera:

$$D_b = D_{t,ext} \cdot \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{\frac{1}{n_1}} \quad (\text{Ecuación 11.6.12})$$

Donde:

- D_b : diámetro del haz de tubos
- K_1 : constante que depende del pitch
- n_1 : constante que depende del pitch

Ahora con este valor del diámetro del haz de tubo y la siguiente gráfica se puede determinar la diferencia entre el diámetro del haz de tubo y diámetro de la coraza (D_s)

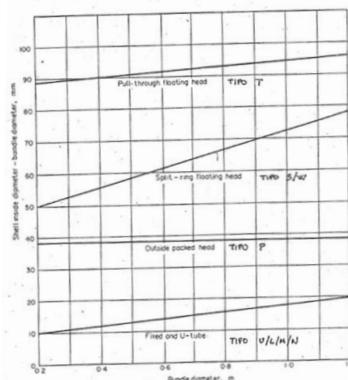


Figura 11.6.4: diferencia entre D_s y D_b en función del D_b

Ahora una vez obtenido el diámetro de la coraza, se tiene que cumplir la siguiente relación:

$$4 < \frac{L_t}{D_s} < 6 \quad (\text{Ecuación 11.6.13})$$

Donde:

- D_s : diámetro de la coraza

Una vez comprobado que el diseño del intercambiador se encuentre en ese rango es hora de comprobar las velocidades de los fluidos en el interior del equipo, para el caso de la velocidad en el interior de los tuvo se utiliza la siguiente ecuación:

$$v_t = \frac{m}{\rho \cdot A_{st} \cdot n_{tp}} \quad (\text{Ecuación 11.6.14})$$

Donde:

- v_t : velocidad del fluido por el interior de un tuvo (m/s)
- ρ : densidad del fluido (kg/m³)
- A_{st} : área de la sección transversal de un tubo (m²)
- n_{tp} : numero de tubos por pasada

En donde el área de la sección transversal de un tubo está dada por la siguiente ecuación:

$$A_{st} = \frac{\pi \cdot D_{t,in}^2}{4} \quad (\text{Ecuación 11.6.15})$$

Donde:

- $D_{t,in}$: diámetro del tubo interno (m)

Y el número de tubos por pasada se determina según la siguiente ecuación:

$$n_{tp} = \frac{N_t}{n_{pt}} \quad (\text{Ecuación 11.6.16})$$

Hay que tener presente que las velocidades para los diferentes tipos de fluidos depende de su estado y condiciones de operación, las especificaciones para cada uno de estos está en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.2: tabal de las condiciones de velocidad en el interior del intercambiador de calor

Estado		Velocidad mínima (m/s)	Velocidad Máxima (m/s)
Líquido	por los tubos	1	4
	por la coraza	0,3	1
Gas	A vacío	50	70
	Presión atmosférica	10	30
	Altas presiones	5	10

Una vez cumplidas estas velocidades en el intercambiador, viene el diseño de los bafles o pantallas deflectores. A estos últimos hay que dimensionar la altura de estos y la distancia entre ellos.

Para el caso de la altura de las pantallas deflectoras, lo que se establece son porcentajes de altura libre, que oscila entre 15% a un 45% del diámetro de la coraza, pero estando el óptimo entre un 20% y 25%.

Ahora bien para la distancia entre estas está entre un 0,2 y 1 veces el diámetro de la coraza, encontrándose el óptimo en 0,3 y 0,5 veces el diámetro de la coraza.

Ahora para saber el número de bafles que se deben poner en el intercambiador son:

$$n_B = \frac{L_t}{I_B} - 1 \quad (Ecuación 11.6.17)$$

Donde:

- n_B : número de bafles (m)
- I_B : distancia entre bafles (m)

11.6.2 INTERCAMBIADOR IC-201

11.6.2.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

La función de este intercambiador es calefaccionar la alimentación de reactivos frescos de ácido fluorhídrico y tetracloruro de carbono que ingresa a R-201. El diseño de este intercambiador se realiza para elevar la temperatura de esta línea desde 25°C hasta 95°C, mediante el uso del aceite térmico Dowtherm A, el cual se enfriá desde 170°C hasta 160°C.

11.6.2.2 CRITERIOS DE DISEÑO

La variable de diseño para escoger el intercambiador de calor adecuado por el programa ASPEN EXCHANGER DESIGN & RATING® ha sido el costo del equipo, con el objetivo de minimizar el costo de los equipos.

11.6.2.3 MÉTODO DE KERN

Para determinar la cantidad de aceite térmico, se determina mediante el uso de la ecuación 11.6.2. A continuación se determina el coeficiente global de transferencia de calor mediante la ecuación 11.6.7. Una vez obtenido estos resultados se determina el área de intercambio de calor mediante la ecuación 11.6.8. Todos estos resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.3: Resultados del balance de energía

m_{AT} (kg/h)	4172
U (W/m ² °C)	577,3
A (m ²)	1,3

Una vez obtenidos el área de intercambio de calor se determina el tipo de tubo a utilizar, y con esto, el área de cada tubo mediante el largo de estos. Los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.4: Dimensiones de los tubos

$D_{t,ext}$ (mm)	19,05
$D_{t,int}$ (mm)	15,75
L_t (mm)	750
N_t	16
n_{pt}	6

Ahora, mediante el uso de la ecuación 11.6.12 y la figura 11.6.4, se determina el diámetro de la coraza, una vez con esta se debe cumplir con el intervalo presente en la ecuación 11.6.13. Los resultados se adjunta en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.5: Dimensiones de la coraza

$D_{s,ext}$ (mm)	168,28
$D_{s,int}$ (mm)	162,74
L_t/D_s	4,46

Otro parámetro importante para tener en cuenta es la velocidad de los fluidos al interior del intercambiador, mediante el uso de la ecuación 11.6.14, los resultados son:

Tabla 11.6.6: Velocidades al interior del intercambiador

v_t (m/s)	1,19
v_s (m/s)	0,2

Y por último, se debe calcular la cantidad de bafles y distancia entre ellos mediante la ecuación 11.6.17, los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.7: Cantidad y distancia de los bafles

n_B	6
I_B (mm)	82,55

11.6.3 INTERCAMBIADOR IC-202

11.6.3.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

La función de este intercambiador es enfriar y condensar la salida gaseosa del R-201. El diseño de este intercambiador se realiza para disminuir la temperatura de esta línea desde 95°C hasta -3,5°C, mediante el uso del aceite térmico Dowtherm J, el cual se calienta desde -50°C hasta -35°C.

11.6.3.2 CRITERIOS DE DISEÑO

La variable de diseño para escoger el intercambiador de calor adecuado por el programa ASPEN EXCHANGER DESIGN & RATING® ha sido el costo del equipo, con el objetivo de minimizar el costo de los equipos.

11.6.3.3 MÉTODO DE KERN

Para determinar la cantidad de aceite térmico, se determina mediante el uso de la ecuación 11.6.2. A continuación se determina el coeficiente global de transferencia de calor mediante la ecuación 11.6.7. Una vez obtenido estos resultados se determina el área de intercambio de calor mediante la ecuación 11.6.8. Todos estos resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.8: Resultados del balance de energía

m_{AT} (kg/h)	136528
U (W/m ² °C)	393,5
A (m ²)	27,9

Una vez obtenidos el área de intercambio de calor se determina el tipo de tubo a utilizar, y con esto, el área de cada tubo mediante el largo de estos. Los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.9: Dimensiones de los tubos

$D_{t,ext}$ (mm)	19,05
$D_{t,int}$ (mm)	15,75
L_t (mm)	2000
N_t	241
n_{pt}	2

Ahora, mediante el uso de la ecuación 11.6.12 y la figura 11.6.4, se determina el diámetro de la coraza, una vez con esta se debe cumplir con el intervalo presente en la ecuación 11.6.13. Los resultados se adjunta en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.10: Dimensiones de la coraza

$D_{s,ext}$ (mm)	457,2
$D_{s,int}$ (mm)	447,65
L_t/D_s	4,37

Otro parámetro importante para tener en cuenta es la velocidad de los fluidos al interior del intercambiador, mediante el uso de la ecuación 11.6.14, los resultados son:

Tabla 11.6.11: Velocidades al interior del intercambiador

v_t (m/s)	1,79
v_s (m/s)	5,95

Y por último, se debe calcular la cantidad de bafles y distancia entre ellos mediante la ecuación 11.6.17, los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.12: Cantidad y distancia de los bafles

n_B	6
I_B (mm)	228,6

11.6.4 INTERCAMBIADOR IC-203

11.6.4.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

La función de este intercambiador es enfriar la salida líquida del R-201. El diseño de este intercambiador se realiza para disminuir la temperatura de esta línea desde 95°C hasta 18,6°C, mediante el uso del aceite térmico Dowtherm J, el cual se calienta desde -50°C hasta -35°C.

11.6.4.2 CRITERIOS DE DISEÑO

La variable de diseño para escoger el intercambiador de calor adecuado por el programa ASPEN EXCHANGER DESIGN & RATING® ha sido el costo del equipo, con el objetivo de minimizar el costo de los equipos.

11.6.4.3 MÉTODO DE KERN

Para determinar la cantidad de aceite térmico, se determina mediante el uso de la ecuación 11.6.2. A continuación se determina el coeficiente global de transferencia de calor mediante la ecuación 11.6.7. Una vez obtenido estos resultados se determina el área de intercambio de calor mediante la ecuación 11.6.8. Todos estos resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.13: Resultados del balance de energía

m_{AT} (kg/h)	7709
U (W/m ² °C)	355,5
A (m ²)	1,3

Una vez obtenidos el área de intercambio de calor se determina el tipo de tubo a utilizar, y con esto, el área de cada tubo mediante el largo de estos. Los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.14: Dimensiones de los tubos

$D_{t,ext}$ (mm)	19,05
$D_{t,int}$ (mm)	15,75
L_t (mm)	1000
N_t	23
n_{pt}	2

Ahora, mediante el uso de la ecuación 11.6.12 y la figura 11.6.4, se determina el diámetro de la coraza, una vez con esta se debe cumplir con el intervalo presente en la ecuación 11.6.13. Los resultados se adjunta en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.15: Dimensiones de la coraza

$D_{s,ext}$ (mm)	168,28
$D_{s,int}$ (mm)	162,74
L_t/D_s	5,94

Otro parámetro importante para tener en cuenta es la velocidad de los fluidos al interior del intercambiador, mediante el uso de la ecuación 11.6.14, los resultados son:

Tabla 11.6.16: Velocidades al interior del intercambiador

v_t (m/s)	1,06
v_s (m/s)	0,19

Y por último, se debe calcular la cantidad de bafles y distancia entre ellos mediante la ecuación 11.6.17, los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.17: Cantidad y distancia de los bafles

n_B	17
I_B (mm)	50,80

11.6.5 INTERCAMBIADOR IC-204

11.6.5.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

La función de este intercambiador es enfriar la recirculación proveniente de la CD-201 que se dirige al R-201.. El diseño de este intercambiador se realiza para disminuir la temperatura de esta línea desde 102,4°C hasta 95°C, mediante el uso del aceite térmico Dowtherm A, el cual se calienta desde 50°C hasta 60 °C.

11.6.5.2 CRITERIOS DE DISEÑO

La variable de diseño para escoger el intercambiador de calor adecuado por el programa ASPEN EXCHANGER DESIGN & RATING® ha sido el costo del equipo, con el objetivo de minimizar el costo de los equipos.

11.6.5.3 MÉTODO DE KERN

Para determinar la cantidad de aceite térmico, se determina mediante el uso de la ecuación 11.6.2. A continuación se determina el coeficiente global de transferencia de calor mediante la ecuación 11.6.7. Una vez obtenido estos resultados se determina el área de intercambio de calor mediante la ecuación 11.6.8. Todos estos resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.18: Resultados del balance de energía

m_{AT} (kg/h)	4733
U (W/m ² °C)	331,8
A (m ²)	4,5

Una vez obtenidos el área de intercambio de calor se determina el tipo de tubo a utilizar, y con esto, el área de cada tubo mediante el largo de estos. Los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.19: Dimensiones de los tubos

$D_{t,ext}$ (mm)	19,05
$D_{t,int}$ (mm)	15,75
L_t (mm)	1250
N_t	64
n_{pt}	8

Ahora, mediante el uso de la ecuación 11.6.12 y la figura 11.6.4, se determina el diámetro de la coraza, una vez con esta se debe cumplir con el intervalo presente en la ecuación 11.6.13. Los resultados se adjunta en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.20: Dimensiones de la coraza

$D_{s,ext}$ (mm)	273,05
$D_{s,int}$ (mm)	266,24
L_t/D_s	4,56

Otro parámetro importante para tener en cuenta es la velocidad de los fluidos al interior del intercambiador, mediante el uso de la ecuación 11.6.14, los resultados son:

Tabla 11.6.21: Velocidades al interior del intercambiador

v_t (m/s)	0,9
v_s (m/s)	0,14

Y por último, se debe calcular la cantidad de bafles y distancia entre ellos mediante la ecuación 11.6.17, los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.22: Cantidad y distancia de los bafles

n_B	6
I_B (mm)	146,05

11.6.6 INTERCAMBIADOR IC-205

11.6.6.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

Este intercambiador cumple dos funciones, la primera y principal, es calentar la alimentación de reactivos frescos de ácido fluorhídrico y tetracloruro de carbono que ingresa a R-201, mediante pre-enfriamiento de la salida gaseosa del R-201. El diseño de este intercambiador se realiza para elevar la temperatura de la alimentación de reactivos desde 25°C hasta 95°C, mediante el uso de 9101 (kg/h) de salida gaseosa.

11.6.6.2 CRITERIOS DE DISEÑO

La variable de diseño para escoger el intercambiador de calor adecuado por el programa ASPEN EXCHANGER DESIGN & RATING® ha sido el costo del equipo, con el objetivo de minimizar el costo de los equipos.

11.6.6.3 MÉTODO DE KERN

Para determinar la temperatura de salida de la línea que contiene la salida gaseosa se utiliza la ecuación 11.6.3. A continuación se determina el coeficiente global de transferencia de calor mediante la ecuación 11.6.7. Una vez obtenido estos resultados se determina el área de intercambio de calor mediante la ecuación 11.6.8. Todos estos resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.23: Resultados del balance de energía

T (°C)	92,3
U (w/m²°C)	347,6
A (m²)	7,7

Una vez obtenidos el área de intercambio de calor se determina el tipo de tubo a utilizar, y con esto, el área de cada tubo mediante el largo de estos. Los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.24: Dimensiones de los tubos

$D_{t,ext}$ (mm)	19,05
$D_{t,int}$ (mm)	15,75
L_t (mm)	900
N_t	51
n_{pt}	1

Ahora, mediante el uso de la ecuación 11.6.12 y la figura 11.6.4, se determina el diámetro de la coraza, una vez con esta se debe cumplir con el intervalo presente en la ecuación 11.6.13. Los resultados se adjunta en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.25: Dimensiones de la coraza

$D_{s,ext}$ (mm)	219,08
$D_{s,int}$ (mm)	213,54
L_t/D_s	4,11

Otro parámetro importante para tener en cuenta es la velocidad de los fluidos al interior del intercambiador, mediante el uso de la ecuación 11.6.14, los resultados son:

Tabla 11.6.26: Velocidades al interior del intercambiador

v_t (m/s)	12,41
v_s (m/s)	0,17

Y por último, se debe calcular la cantidad de bafles y distancia entre ellos mediante la ecuación 11.6.17, los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.27: Cantidad y distancia de los bafles

n_B	8
I_B (mm)	76,2

11.6.7 INTERCAMBIADOR IC-206

11.6.7.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

La función de este intercambiador es enfriar y condensar la salida gaseosa del R-201. El diseño de este intercambiador se realiza para disminuir la temperatura de esta línea desde 92,3°C hasta -3,5°C, mediante el uso del aceite térmico Dowtherm J, el cual se calienta desde -50°C hasta -35°C.

11.6.7.2 CRITERIOS DE DISEÑO

La variable de diseño para escoger el intercambiador de calor adecuado por el programa ASPEN EXCHANGER DESIGN & RATING® ha sido el costo del equipo, con el objetivo de minimizar el costo de los equipos.

11.6.7.3 MÉTODO DE KERN

Para determinar la cantidad de aceite térmico, se determina mediante el uso de la ecuación 11.6.2. A continuación se determina el coeficiente global de transferencia de calor mediante la ecuación 11.6.7. Una vez obtenido estos resultados se determina el área de intercambio de calor mediante la ecuación 11.6.8. Todos estos resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.28: Resultados del balance de energía

m_{AT} (kg/h)	129606
U (W/m ² °C)	380
A (m ²)	27,9

Una vez obtenidos el área de intercambio de calor se determina el tipo de tubo a utilizar, y con esto, el área de cada tubo mediante el largo de estos. Los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.29: Dimensiones de los tubos

$D_{t,ext}$ (mm)	19,05
$D_{t,int}$ (mm)	15,75
L_t (mm)	2000
N_t	241
n_{pt}	2

Ahora, mediante el uso de la ecuación 11.6.12 y la figura 11.6.4, se determina el diámetro de la coraza, una vez con esta se debe cumplir con el intervalo presente en la ecuación 11.6.13. Los resultados se adjunta en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.30: Dimensiones de la coraza

$D_{s,ext}$ (mm)	457,2
$D_{s,int}$ (mm)	447,65
L_t/D_s	4,37

Otro parámetro importante para tener en cuenta es la velocidad de los fluidos al interior del intercambiador, mediante el uso de la ecuación 11.6.14, los resultados son:

Tabla 11.6.31: Velocidades al interior del intercambiador

v_t (m/s)	1,7
v_s (m/s)	5,63

Y por último, se debe calcular la cantidad de bafles y distancia entre ellos mediante la ecuación 11.6.17, los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.32: Cantidad y distancia de los bafles

n_B	6
I_B (mm)	228,6

11.6.8 INTERCAMBIADOR IC-207

11.6.8.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

La función de éste intercambiador es el de condensador de la columna de destilación CD-201, para tal de condensar el corriente gaseoso que se obtiene de la columna y obtener los corrientes líquidos de reflujo y destilado. El efecto del condensador es descender de temperatura desde -0,74 hasta -28,03°C y condensar el gas usando como fluido refrigerante aceite térmico DOWTHERM J, descendiendo la temperatura de éste desde -50 hasta -35°C.

11.6.8.2 CRITERIOS DE DISEÑO

La variable de diseño para escoger el intercambiador de calor adecuado por el programa ASPEN EXCHANGER DESIGN & RATING® ha sido el costo del equipo, con el objetivo de minimizar el costo de los equipos.

11.6.8.3 MÉTODO DE KERN

Para determinar la cantidad de aceite térmico, se determina mediante el uso de la ecuación 11.6.2. A continuación se determina el coeficiente global de transferencia de calor mediante la ecuación 11.6.7. Una vez obtenido estos resultados se determina el área de intercambio de calor mediante la ecuación 11.6.8. Todos estos resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.33: Resultados del balance de energía

m_{AT} (kg/h)	41724
U (W/m ² °C)	403,5
A (m ²)	31,4

Una vez obtenidos el área de intercambio de calor se determina el tipo de tubo a utilizar, y con esto, el área de cada tubo mediante el largo de estos. Los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.34: Dimensiones de los tubos

$D_{t,ext}$ (mm)	16,00
$D_{t,int}$ (mm)	13,52
L_t (mm)	2250
N_t	180
n_{pt}	2

Ahora, mediante el uso de la ecuación 11.6.12 y la figura 11.6.4, se determina el diámetro de la coraza, una vez con esta se debe cumplir con el intervalo presente en la ecuación 11.6.13. Los resultados se adjunta en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.35: Dimensiones de la coraza

$D_{s,ext}$ (mm)	510
$D_{s,int}$ (mm)	500
L_t/D_s	4,41

Otro parámetro importante para tener en cuenta es la velocidad de los fluidos al interior del intercambiador, mediante el uso de la ecuación 11.6.14, los resultados son:

Tabla 11.6.36: Velocidades al interior del intercambiador

v_t (m/s)	1,0
v_s (m/s)	5,45

Y por último, se debe calcular la cantidad de bafles y distancia entre ellos mediante la ecuación 11.6.17, los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.37: Cantidad y distancia de los bafles.

n_B	20
I_B (mm)	90

11.6.9 INTERCAMBIADOR K-201

11.6.9.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

La función del kettle-reboiler es la de hervir parte de la corriente que proviene de la columna de destilación CD-201, para devolver a la columna la parte evaporada y obtener el corriente de fondos, es decir la parte que no hiere, para así devolver-la al reactor R-201. El diseño del intercambiador se realiza de tal modo que el corriente de proceso se caliente de 99,09 a 103,4°C, usando como fluido calefactor el aceite térmico Dowtherm A, el cual se enfria de 170 a 140°C.

11.6.9.2 CRITERIOS DE DISEÑO

La variable de diseño para escoger el intercambiador de calor adecuado por el programa ASPEN EXCHANGER DESIGN & RATING® ha sido el costo del equipo, con el objetivo de minimizar el costo de los equipos.

11.6.9.3 MÉTODO DE KERN

Para determinar la cantidad de aceite térmico, se determina mediante el uso de la ecuación 11.6.2. A continuación se determina el coeficiente global de transferencia de calor mediante la ecuación 11.6.7. Una vez obtenido estos resultados se determina el área de intercambio de calor mediante la ecuación 11.6.8. Todos estos resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.38: Resultados del balance de energía

m_{AT} (kg/h)	89773
U (W/m ² °C)	1080,2
A (m ²)	29,7

Una vez obtenidos el área de intercambio de calor se determina el tipo de tubo a utilizar, y con esto, el área de cada tubo mediante el largo de estos. Los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.39: Dimensiones de los tubos

$D_{t,ext}$ (mm)	20
$D_{t,int}$ (mm)	16,7
L_t (mm)	1950
N_t	115
n_{pt}	2

Ahora, mediante el uso de la ecuación 11.6.12 y la figura 11.6.4, se determina el diámetro de la coraza, una vez con esta se debe cumplir con el intervalo presente en la ecuación 11.6.13. Los resultados se adjunta en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.40: Dimensiones de la coraza

$D_{s,ext}$ (mm)	410
$D_{s,int}$ (mm)	400
L_t/D_s	4,75

Otro parámetro importante para tener en cuenta es la velocidad de los fluidos al interior del intercambiador, mediante el uso de la ecuación 11.6.14, los resultados son:

Tabla 11.6.41: Velocidades al interior del intercambiador

v_t (m/s)	1,29
v_s (m/s)	0,16

La configuración de un intercambiador kettle-reboiler (BKU) no presenta bafles.

11.6.10 INTERCAMBIADOR IC-301

11.6.10.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

La función de este intercambiador es enfriar el aire húmedo con el fin de condensar el agua presente en este. El diseño de este intercambiador se realiza para disminuir la temperatura de esta línea desde 85°C hasta 35°C, mediante el uso del aceite térmico Dowtherm J, el cual se calienta de -50°C hasta -35°C.

11.6.10.2 CRITERIOS DE DISEÑO

La variable de diseño para escoger el intercambiador de calor adecuado por el programa ASPEN EXCHANGER DESIGN & RATING® ha sido el costo del equipo, con el objetivo de minimizar el costo de los equipos.

11.6.10.3 MÉTODO DE KERN

Para determinar la cantidad de aceite térmico, se determina mediante el uso de la ecuación 11.6.2. A continuación se determina el coeficiente global de transferencia de calor mediante la ecuación 11.6.7. Una vez obtenido estos resultados se determina el área de intercambio de calor mediante la ecuación 11.6.8. Todos estos resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.43: Resultados del balance de energía

m_{AT} (kg/h)	77676
U (W/m ² °C)	711,1
A (m ²)	8,9

Una vez obtenidos el área de intercambio de calor se determina el tipo de tubo a utilizar, y con esto, el área de cada tubo mediante el largo de estos. Los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.44: Dimensiones de los tubos

$D_{t,ext}$ (mm)	19,05
$D_{t,int}$ (mm)	15,75
L_t (mm)	1.500
N_t	104
n_{pt}	2

Ahora, mediante el uso de la ecuación 11.6.12 y la figura 11.6.4, se determina el diámetro de la coraza, una vez con esta se debe cumplir con el intervalo presente en la ecuación 11.6.13. Los resultados se adjunta en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.45: Dimensiones de la coraza

$D_{s,ext}$ (mm)	323,85
$D_{s,int}$ (mm)	315,93
L_t/D_s	6,44

Otro parámetro importante para tener en cuenta es la velocidad de los fluidos al interior del intercambiador, mediante el uso de la ecuación 11.6.14, los resultados son:

Tabla 11.6.46: Velocidades al interior del intercambiador

v_t (m/s)	2,36
v_s (m/s)	27,3

Y por último, se debe calcular la cantidad de bafles y distancia entre ellos mediante la ecuación 11.6.17, los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.47: Cantidad y distancia de los bafles

n_B	2
I_B (mm)	495,3

11.6.11 INTERCAMBIADOR IC-302

11.6.11.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

La función del IC-302 es la de condensar parcialmente la corriente vapor que proviene por cabezas de la columna de destilación CD-301 compuesta por ácido clorhídrico puro y reenviar a la columna la parte del corriente condensado y la fracción vapor que se obtiene enviarla a la sección de absorción. El intercambiador solo condensa parcialmente el corriente, éste no varía de temperatura y se condensa mediante el uso de aceite térmico Dowtherm J, el cual se enfria desde -50 a -43°C.

11.6.11.2 CRITERIOS DE DISEÑO

La variable de diseño para escoger el intercambiador de calor adecuado por el programa ASPEN EXCHANGER DESIGN & RATING® ha sido el costo del equipo, con el objetivo de minimizar el costo de los equipos.

11.6.11.3 MÉTODO DE KERN

Para determinar la cantidad de aceite térmico, se determina mediante el uso de la ecuación 11.6.2. A continuación se determina el coeficiente global de transferencia de calor mediante la ecuación 11.6.7. Una vez obtenido estos resultados se determina el área de intercambio de calor mediante la ecuación 11.6.8. Todos estos resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.48: Resultados del balance de energía

m_{AT} (kg/h)	57852
U (W/m ² °C)	95,4
A (m ²)	51

Una vez obtenidos el área de intercambio de calor se determina el tipo de tubo a utilizar, y con esto, el área de cada tubo mediante el largo de estos. Los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.49: Dimensiones de los tubos

$D_{t,ext}$ (mm)	19,05
$D_{t,int}$ (mm)	15,75
L_t (mm)	2500
N_t	350
n_{pt}	1

Ahora, mediante el uso de la ecuación 11.6.12 y la figura 11.6.4, se determina el diámetro de la coraza, una vez con esta se debe cumplir con el intervalo presente en la ecuación 11.6.13. Los resultados se adjunta en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.50: Dimensiones de la coraza

$D_{s,ext}$ (mm)	510
$D_{s,int}$ (mm)	500
L_t/D_s	4,90

Otro parámetro importante para tener en cuenta es la velocidad de los fluidos al interior del intercambiador, mediante el uso de la ecuación 11.6.14, los resultados son:

Tabla 11.6.51: Velocidades al interior del intercambiador

v_t (m/s)	1,2
v_s (m/s)	0,43

Y por último, se debe calcular la cantidad de bafles y distancia entre ellos mediante la ecuación 11.6.17, los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.52: Cantidad y distancia de los bafles

n_B	23
I_B (mm)	100

11.6.12 INTERCAMBIADOR K-301

11.6.12.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

La función del kettle-reboiler es la de hervir parte de la corriente que proviene de la columna de destilación CD-301, para devolver a la columna la parte evaporada y obtener el corriente de fondos, es decir la parte que no hiere, corriente que se envía al reactor R-401. El diseño del intercambiador se realiza de tal modo que el corriente de proceso se evapore sin cambiar de temperatura, a 25,17°C, usando como fluido calefactor el aceite térmico Dowtherm A, el cual se enfria de 170 a 160°C.

11.6.12.2 CRITERIOS DE DISEÑO

La variable de diseño para escoger el intercambiador de calor adecuado por el programa ASPEN EXCHANGER DESIGN & RATING® ha sido el costo del equipo, con el objetivo de minimizar el costo de los equipos.

11.6.12.3 MÉTODO DE KERN

Para determinar la cantidad de aceite térmico, se determina mediante el uso de la ecuación 11.6.2. A continuación se determina el coeficiente global de transferencia de calor mediante la ecuación 11.6.7. Una vez obtenido estos resultados se determina el área de intercambio de calor mediante la ecuación 11.6.8. Todos estos resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.53: Resultados del balance de energía

m_{AT} (kg/h)	42987
U (W/m ² °C)	68,6
A (m ²)	25,1

Una vez obtenidos el área de intercambio de calor se determina el tipo de tubo a utilizar, y con esto, el área de cada tubo mediante el largo de estos. Los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.54: Dimensiones de los tubos

$D_{t,ext}$ (mm)	20
$D_{t,int}$ (mm)	16,7
L_t (mm)	1800
N_t	105
n_{pt}	4

Ahora, mediante el uso de la ecuación 11.6.12 y la figura 11.6.4, se determina el diámetro de la coraza, una vez con esta se debe cumplir con el intervalo presente en la ecuación 11.6.13. Los resultados se adjunta en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.55: Dimensiones de la coraza

$D_{s,ext}$ (mm)	400
$D_{s,int}$ (mm)	390
L_t/D_s	4,5

Otro parámetro importante para tener en cuenta es la velocidad de los fluidos al interior del intercambiador, mediante el uso de la ecuación 11.6.14, los resultados son:

Tabla 11.6.56: Velocidades al interior del intercambiador

v_t (m/s)	1,11
v_s (m/s)	0,83

La configuración de un intercambiador kettle-reboiler (BKU) no presenta bafles.

11.6.13 INTERCAMBIADOR IC-401

11.6.13.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

La función de este intercambiador es calefaccionar la alimentación que ingresa a R-401. El diseño de este intercambiador se realiza para elevar la temperatura de esta línea desde 27,7°C hasta 136°C, mediante el uso del aceite térmico Dowtherm A, el cual se enfriá desde 170°C hasta 160°C.

11.6.13.2 CRITERIOS DE DISEÑO

La variable de diseño para escoger el intercambiador de calor adecuado por el programa ASPEN EXCHANGER DESIGN & RATING® ha sido el costo del equipo, con el objetivo de minimizar el costo de los equipos.

11.6.13.3 MÉTODO DE KERN

Para determinar la cantidad de aceite térmico, se determina mediante el uso de la ecuación 11.6.2. A continuación se determina el coeficiente global de transferencia de calor mediante la ecuación 11.6.7. Una vez obtenido estos resultados se determina el área de intercambio de calor mediante la ecuación 11.6.8. Todos estos resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.58: Resultados del balance de energía

m_{AT} (kg/h)	29404
U (W/m ² °C)	284,6
A (m ²)	5,8

Una vez obtenidos el área de intercambio de calor se determina el tipo de tubo a utilizar, y con esto, el área de cada tubo mediante el largo de estos. Los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.59: Dimensiones de los tubos

$D_{t,ext}$ (mm)	19,05
$D_{t,int}$ (mm)	15,75
L_t (mm)	1250
N_t	82
n_{pt}	2

Ahora, mediante el uso de la ecuación 11.6.12 y la figura 11.6.4, se determina el diámetro de la coraza, una vez con esta se debe cumplir con el intervalo presente en la ecuación 11.6.13. Los resultados se adjunta en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.60: Dimensiones de la coraza

$D_{s,ext}$ (mm)	273,05
$D_{s,int}$ (mm)	266,24
L_t/D_s	4,58

Otro parámetro importante para tener en cuenta es la velocidad de los fluidos al interior del intercambiador, mediante el uso de la ecuación 11.6.14, los resultados son:

Tabla 11.6.61: Velocidades al interior del intercambiador

v_t (m/s)	1,09
v_s (m/s)	9,16

Y por último, se debe calcular la cantidad de bafles y distancia entre ellos mediante la ecuación 11.6.17, los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.62: Cantidad y distancia de los bafles

n_B	14
I_B (mm)	63,5

11.6.14 INTERCAMBIADOR IC-402

11.6.14.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

Este intercambiador cumple dos funciones, la primera y principal, es calentar la alimentación de reactivos que ingresa a R-401, mediante pre-enfriamiento y condensación parcial de la salida gaseosa del R-401. El diseño de este intercambiador se realiza para elevar la temperatura de la alimentación de reactivos desde 27,7°C hasta 136°C, mediante el uso de 2803 (kg/h) de salida gaseosa del R-401.

11.6.14.2 CRITERIOS DE DISEÑO

La variable de diseño para escoger el intercambiador de calor adecuado por el programa ASPEN EXCHANGER DESIGN & RATING® ha sido el costo del equipo, con el objetivo de minimizar el costo de los equipos.

11.6.14.3 MÉTODO DE KERN

Para determinar la temperatura de salida de la línea que contiene la salida gaseosa se utiliza la ecuación 11.6.3. A continuación se determina el coeficiente global de transferencia de calor mediante la ecuación 11.6.7. Una vez obtenido estos resultados se determina el área de intercambio de calor mediante la ecuación 11.6.8. Todos estos resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.63: Resultados del balance de energía

T (°C)	43,2
U (w/m²°C)	77,5
A (m²)	35,9

Una vez obtenidos el área de intercambio de calor se determina el tipo de tubo a utilizar, y con esto, el área de cada tubo mediante el largo de estos. Los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.64: Dimensiones de los tubos

$D_{t,ext}$ (mm)	19,05
$D_{t,int}$ (mm)	15,75
L_t (mm)	1.950
N_t	159
n_{pt}	1

Ahora, mediante el uso de la ecuación 11.6.12 y la figura 11.6.4, se determina el diámetro de la coraza, una vez con esta se debe cumplir con el intervalo presente en la ecuación 11.6.13. Los resultados se adjunta en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.65: Dimensiones de la coraza

$D_{s,ext}$ (mm)	355,6
$D_{s,int}$ (mm)	346,05
L_t/D_s	5,48

Otro parámetro importante para tener en cuenta es la velocidad de los fluidos al interior del intercambiador, mediante el uso de la ecuación 11.6.14, los resultados son:

Tabla 11.6.66: Velocidades al interior del intercambiador

v_t (m/s)	1,03
v_s (m/s)	8,35

Y por último, se debe calcular la cantidad de bafles y distancia entre ellos mediante la ecuación 11.6.17, los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.67: Cantidad y distancia de los bafles

n_B	22
I_B (mm)	69,85

11.6.15 INTERCAMBIADOR IC-501

11.6.15.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

La función de este intercambiador es enfriar la alimentación que ingresa a CD-501.

El diseño de este intercambiador se realiza para disminuir la temperatura de esta línea desde 236°C hasta -15°C, mediante el uso del aceite térmico Dowtherm J, el cual se calienta desde -50°C hasta -35°C.

11.6.15.2 CRITERIOS DE DISEÑO

La variable de diseño para escoger el intercambiador de calor adecuado por el programa ASPEN EXCHANGER DESIGN & RATING® ha sido el costo del equipo, con el objetivo de minimizar el costo de los equipos.

11.6.15.3 MÉTODO DE KERN

Para determinar la cantidad de aceite térmico, se determina mediante el uso de la ecuación 11.6.2. A continuación se determina el coeficiente global de transferencia de calor mediante la ecuación 11.6.7. Una vez obtenido estos resultados se determina el área de intercambio de calor mediante la ecuación 11.6.8. Todos estos resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.68: Resultados del balance de energía

m_{AT} (kg/h)	42474
U (W/m²°C)	207,7
A (m²)	21,3

Una vez obtenidos el área de intercambio de calor se determina el tipo de tubo a utilizar, y con esto, el área de cada tubo mediante el largo de estos. Los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.69: Dimensiones de los tubos

$D_{t,ext}$ (mm)	19,05
$D_{t,int}$ (mm)	15,75
L_t (mm)	2000
N_t	184
n_{pt}	4

Ahora, mediante el uso de la ecuación 11.6.12 y la figura 11.6.4, se determina el diámetro de la coraza, una vez con esta se debe cumplir con el intervalo presente en la ecuación 11.6.13. Los resultados se adjunta en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.70: Dimensiones de la coraza

$D_{s,ext}$ (mm)	406,4
$D_{s,int}$ (mm)	396,85
L_t/D_s	4,92

Otro parámetro importante para tener en cuenta es la velocidad de los fluidos al interior del intercambiador, mediante el uso de la ecuación 11.6.14, los resultados son:

Tabla 11.6.71: Velocidades al interior del intercambiador

v_t (m/s)	1,46
v_s (m/s)	1,76

Y por último, se debe calcular la cantidad de bafles y distancia entre ellos mediante la ecuación 11.6.17, los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.72: Cantidad y distancia de los bafles

n_B	6
I_B (mm)	241,3

11.6.16 INTERCAMBIADOR IC-502

11.6.16.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

La función de este intercambiador es enfriar la alimentación de reactivos recirculados desde la CD-502 hacia R-201. El diseño de este intercambiador se realiza para disminuir la temperatura de esta línea desde 152,4°C hasta 95°C, mediante el uso del aceite térmico Dowtherm A, el cual se calienta desde 50°C hasta 60°C.

11.6.16.2 CRITERIOS DE DISEÑO

La variable de diseño para escoger el intercambiador de calor adecuado por el programa ASPEN EXCHANGER DESIGN & RATING® ha sido el costo del equipo, con el objetivo de minimizar el costo de los equipos.

11.6.16.3 MÉTODO DE KERN

Para determinar la cantidad de aceite térmico, se determina mediante el uso de la ecuación 11.6.2. A continuación se determina el coeficiente global de transferencia de calor mediante la ecuación 11.6.7. Una vez obtenido estos resultados se determina el área de intercambio de calor mediante la ecuación 11.6.8. Todos estos resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.73: Resultados del balance de energía

m_{AT} (kg/h)	5443
U (W/m²°C)	221,1
A (m²)	2,8

Una vez obtenidos el área de intercambio de calor se determina el tipo de tubo a utilizar, y con esto, el área de cada tubo mediante el largo de estos. Los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.74: Dimensiones de los tubos

$D_{t,ext}$ (mm)	19,05
$D_{t,int}$ (mm)	15,75
L_t (mm)	1220
N_t	41
n_{pt}	6

Ahora, mediante el uso de la ecuación 11.6.12 y la figura 11.6.4, se determina el diámetro de la coraza, una vez con esta se debe cumplir con el intervalo presente en la ecuación 11.6.13. Los resultados se adjunta en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.75: Dimensiones de la coraza

$D_{s,ext}$ (mm)	219,08
$D_{s,int}$ (mm)	213,54
L_t/D_s	5,57

Otro parámetro importante para tener en cuenta es la velocidad de los fluidos al interior del intercambiador, mediante el uso de la ecuación 11.6.14, los resultados son:

Tabla 11.6.76: Velocidades al interior del intercambiador

v_t (m/s)	1,11
v_s (m/s)	0,26

Y por último, se debe calcular la cantidad de bafles y distancia entre ellos mediante la ecuación 11.6.17, los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.77: Cantidad y distancia de los bafles

n_B	6
I_B (mm)	139,7

11.6.17 INTERCAMBIADOR IC-503

11.6.17.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

La función de este intercambiador seguir enfriando la corriente que ingresará a CD-501, previamente enfriada en el IC-402. El diseño de este intercambiador se realiza para disminuir la temperatura de esta línea desde 43,2°C hasta -15°C, mediante el uso del aceite térmico Dowtherm J, el cual se calienta desde -50°C hasta -35°C.

11.6.17.2 CRITERIOS DE DISEÑO

La variable de diseño para escoger el intercambiador de calor adecuado por el programa ASPEN EXCHANGER DESIGN & RATING® ha sido el costo del equipo, con el objetivo de minimizar el costo de los equipos.

11.6.17.3 MÉTODO DE KERN

Para determinar la cantidad de aceite térmico, se determina mediante el uso de la ecuación 11.6.2. A continuación se determina el coeficiente global de transferencia de calor mediante la ecuación 11.6.7. Una vez obtenido estos resultados se determina el área de intercambio de calor mediante la ecuación 11.6.8. Todos estos resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.78: Resultados del balance de energía

m_{AT} (kg/h)	25011
U (W/m ² °C)	171,1
A (m ²)	21,8

Una vez obtenidos el área de intercambio de calor se determina el tipo de tubo a utilizar, y con esto, el área de cada tubo mediante el largo de estos. Los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.79: Dimensiones de los tubos

$D_{t,ext}$ (mm)	19,05
$D_{t,int}$ (mm)	15,75
L_t (mm)	2000
N_t	188
n_{pt}	4

Ahora, mediante el uso de la ecuación 11.6.12 y la figura 11.6.4, se determina el diámetro de la coraza, una vez con esta se debe cumplir con el intervalo presente en la ecuación 11.6.13. Los resultados se adjunta en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.80: Dimensiones de la coraza

$D_{s,ext}$ (mm)	406,4
$D_{s,int}$ (mm)	196,85
L_t/D_s	4,92

Otro parámetro importante para tener en cuenta es la velocidad de los fluidos al interior del intercambiador, mediante el uso de la ecuación 11.6.14, los resultados son:

Tabla 11.6.81: Velocidades al interior del intercambiador

v_t (m/s)	0,84
v_s (m/s)	1,12

Y por último, se debe calcular la cantidad de bafles y distancia entre ellos mediante la ecuación 11.6.17, los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.82: Cantidad y distancia de los bafles

n_B	6
I_B (mm)	241,3

11.6.18 INTERCAMBIADOR IC-504

11.6.18.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

La función de éste intercambiador es el de condensador de la columna de destilación CD-501, para tal de condensar el corriente gaseoso que se obtiene de la columna y obtener los corrientes líquidos de reflujo y destilado. El efecto del condensador es descender de temperatura desde -34,95 hasta -36,39°C y condensar el gas usando como fluido refrigerante aceite térmico DOWTHERM J, descendiendo la temperatura de éste desde -50 hasta -40°C.

11.6.18.2 CRITERIOS DE DISEÑO

La variable de diseño para escoger el intercambiador de calor adecuado por el programa ASPEN EXCHANGER DESIGN & RATING® ha sido el costo del equipo, con el objetivo de minimizar el costo de los equipos.

11.6.18.3 MÉTODO DE KERN

Para determinar la cantidad de aceite térmico, se determina mediante el uso de la ecuación 11.6.2. A continuación se determina el coeficiente global de transferencia de calor mediante la ecuación 11.6.7. Una vez obtenido estos resultados se determina el área de intercambio de calor mediante la ecuación 11.6.8. Todos estos resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.83: Resultados del balance de energía

m_{AT} (kg/h)	19114
U (w/m²°C)	150,3
A (m²)	32,1

Una vez obtenidos el área de intercambio de calor se determina el tipo de tubo a utilizar, y con esto, el área de cada tubo mediante el largo de estos. Los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.84: Dimensiones de los tubos

$D_{t,ext}$ (mm)	20
$D_{t,int}$ (mm)	16,7
L_t (mm)	2500
N_t	210
n_{pt}	6

Ahora, mediante el uso de la ecuación 11.6.12 y la figura 11.6.4, se determina el diámetro de la coraza, una vez con esta se debe cumplir con el intervalo presente en la ecuación 11.6.13. Los resultados se adjunta en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.85: Dimensiones de la coraza

$D_{s,ext}$ (mm)	460
$D_{s,int}$ (mm)	450
L_t/D_s	5,43

Otro parámetro importante para tener en cuenta es la velocidad de los fluidos al interior del intercambiador, mediante el uso de la ecuación 11.6.14, los resultados son:

Tabla 11.6.86: Velocidades al interior del intercambiador

v_t (m/s)	1,3
v_s (m/s)	0,54

Y por último, se debe calcular la cantidad de bafles y distancia entre ellos mediante la ecuación 11.6.17, los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.87: Cantidad y distancia de los bafles

n_B	16
I_B (mm)	50,8

11.6.19 INTERCAMBIADOR K-501

11.6.19.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

La función del kettle-reboiler es la de hervir parte de la corriente que proviene de la columna de destilación CD-501, para devolver a la columna la parte evaporada y obtener el corriente de fondos, es decir la parte que no hiere, corriente que se envía a la columna de destilación CD-502. El diseño del intercambiador se realiza de tal modo que la corriente de proceso se calienta de 45,57 a 98,05°C, usando como fluido calefactor el aceite térmico Dowtherm A, el cual se enfria de 170 a 150°C.

11.6.19.2 CRITERIOS DE DISEÑO

La variable de diseño para escoger el intercambiador de calor adecuado por el programa ASPEN EXCHANGER DESIGN & RATING® ha sido el costo del equipo, con el objetivo de minimizar el costo de los equipos.

11.6.19.3 MÉTODO DE KERN

Para determinar la cantidad de aceite térmico, se determina mediante el uso de la ecuación 11.6.2. A continuación se determina el coeficiente global de transferencia de calor mediante la ecuación 11.6.7. Una vez obtenido estos resultados se determina el área de intercambio de calor mediante la ecuación 11.6.8. Todos estos resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.88: Resultados del balance de energía

m_{AT} (kg/h)	8879
U (W/m ² °C)	380
A (m ²)	4,1

Una vez obtenidos el área de intercambio de calor se determina el tipo de tubo a utilizar, y con esto, el área de cada tubo mediante el largo de estos. Los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.89: Dimensiones de los tubos

$D_{t,ext}$ (mm)	16
$D_{t,int}$ (mm)	13,52
L_t (mm)	1175
N_t	33
n_{pt}	4

Ahora, mediante el uso de la ecuación 11.6.12 y la figura 11.6.4, se determina el diámetro de la coraza, una vez con esta se debe cumplir con el intervalo presente en la ecuación 11.6.13. Los resultados se adjunta en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.90: Dimensiones de la coraza

$D_{s,ext}$ (mm)	273,05
$D_{s,int}$ (mm)	266,24
L_t/D_s	4,30

Otro parámetro importante para tener en cuenta es la velocidad de los fluidos al interior del intercambiador, mediante el uso de la ecuación 11.6.14, los resultados son:

Tabla 11.6.91: Velocidades al interior del intercambiador

v_t (m/s)	1,11
v_s (m/s)	0,49

La configuración de un intercambiador kettle-reboiler no presenta bafles.

11.6.20 INTERCAMBIADOR IC-505

11.6.20.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

La función de éste intercambiador es el de condensador de la columna de destilación CD-502, para tal de condensar el corriente gaseoso que se obtiene de la columna y obtener los corrientes líquidos de reflujo y destilado. El efecto del condensador es descender de temperatura desde 56,2 hasta 22,65°C y condensar el gas usando como fluido refrigerante aceite térmico DOWTHERM J, descendiendo la temperatura de éste desde -50 hasta -40°C.

11.6.20.2 CRITERIOS DE DISEÑO

La variable de diseño para escoger el intercambiador de calor adecuado por el programa ASPEN EXCHANGER DESIGN & RATING® ha sido el costo del equipo, con el objetivo de minimizar el costo de los equipos.

11.6.20.3 MÉTODO DE KERN

Para determinar la cantidad de aceite térmico, se determina mediante el uso de la ecuación 11.6.2. A continuación se determina el coeficiente global de transferencia de calor mediante la ecuación 11.6.7. Una vez obtenido estos resultados se determina el área de intercambio de calor mediante la ecuación 11.6.8. Todos estos resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.93: Resultados del balance de energía

m_{AT} (kg/h)	5024
U (W/m ² °C)	75,5
A (m ²)	3,5

Una vez obtenidos el área de intercambio de calor se determina el tipo de tubo a utilizar, y con esto, el área de cada tubo mediante el largo de estos. Los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.94: Dimensiones de los tubos

$D_{t,ext}$ (mm)	19,05
$D_{t,int}$ (mm)	15,75
L_t (mm)	1200
N_t	51
n_{pt}	1

Ahora, mediante el uso de la ecuación 11.6.12 y la figura 11.6.4, se determina el diámetro de la coraza, una vez con esta se debe cumplir con el intervalo presente en la ecuación 11.6.13. Los resultados se adjunta en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.95: Dimensiones de la coraza

$D_{s,ext}$ (mm)	219,08
$D_{s,int}$ (mm)	213,5
L_t/D_s	5,47

Otro parámetro importante para tener en cuenta es la velocidad de los fluidos al interior del intercambiador, mediante el uso de la ecuación 11.6.14, los resultados son:

Tabla 11.6.96: Velocidades al interior del intercambiador

v_t (m/s)	1,4
v_s (m/s)	0,57

Y por último, se debe calcular la cantidad de bafles y distancia entre ellos mediante la ecuación 11.6.17, los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.97: Cantidad y distancia de los bafles

n_B	7
I_B (mm)	140

11.6.21 INTERCAMBIADOR K-502

11.6.21.1 FUNCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

La función del kettle-reboiler es la de hervir parte de la corriente que proviene de la columna de destilación CD-502, para devolver a la columna la parte evaporada y obtener el corriente de fondos, es decir la parte que no hiere, corriente que se envía de nuevo al reactor R-201. El diseño del intercambiador se realiza de tal modo que la corriente de proceso se calienta de 147,1 a 152,4°C, usando como fluido calefactor el aceite térmico Dowtherm A, el cual se enfria de 170 a 160°C.

11.6.21.2 CRITERIOS DE DISEÑO

La variable de diseño para escoger el intercambiador de calor adecuado por el programa ASPEN EXCHANGER DESIGN & RATING® ha sido el costo del equipo, con el objetivo de minimizar el costo de los equipos.

11.6.21.3 MÉTODO DE KERN

Para determinar la cantidad de aceite térmico, se determina mediante el uso de la ecuación 11.6.2. A continuación se determina el coeficiente global de transferencia de calor mediante la ecuación 11.6.7. Una vez obtenido estos resultados se determina el área de intercambio de calor mediante la ecuación 11.6.8. Todos estos resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.98: Resultados del balance de energía

m_{AT} (kg/h)	2621
U (W/m ² °C)	422,5
A (m ²)	128,5

Una vez obtenidos el área de intercambio de calor se determina el tipo de tubo a utilizar, y con esto, el área de cada tubo mediante el largo de estos. Los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.99: Dimensiones de los tubos

$D_{t,ext}$ (mm)	19,05
$D_{t,int}$ (mm)	15,75
L_t (mm)	1650
N_t	29
n_{pt}	6

Ahora, mediante el uso de la ecuación 11.6.12 y la figura 11.6.4, se determina el diámetro de la coraza, una vez con esta se debe cumplir con el intervalo presente en la ecuación 11.6.13. Los resultados se adjunta en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.100: Dimensiones de la coraza

$D_{s,ext}$ (mm)	273,05
$D_{s,int}$ (mm)	266,24
L_t/D_s	6,04

Otro parámetro importante para tener en cuenta es la velocidad de los fluidos al interior del intercambiador, mediante el uso de la ecuación 11.6.14, los resultados son:

Tabla 11.6.101: Velocidades al interior del intercambiador

v_t (m/s)	1,85
v_s (m/s)	0,37

La configuración de un intercambiador kettle-reboiler no presenta bafles.

11.6.22 CÁLCULO DEL AISLANTE PARA LOS IC & K

A continuación se realiza el cálculo del aislante para los equipos de intercambio de calor, este se realiza mediante el uso del programa “CALORCOL”, al cual hay que especificarle las temperaturas del interior del intercambiador, la de la superficie y la del medioambiente, para esta última se considerará la pero condición según la estación del año. En la siguiente tabla se presentan las temperaturas y el espesor del aislante a usa, este aislante es de Lana Mineral de Roca de 80 kg/m³.

Tabla 11.6.102: especificaciones del aislante de lana mineral de roca

Equipo	T _{Interna} (°C)	T _{Externa} (°C)	T _{Superficie} (°C)	Espesor (mm)
IC-201	95,0	30,0	40,0	41,1
IC-202	-3,5	30,0	5,0	28,5
IC-203	95,0	30,0	40,0	41,1
IC-204	60,0	30,0	40,0	15,2
IC-205	95,0	30,0	40,0	41,1
IC-206	-3,5	30,0	5,0	28,5
IC-207	-28,0	30,0	5,0	87,4
IC-301	85,0	30,0	40,0	33,5
IC-302	-42,0	30,0	5,0	112,5
IC-401	136,0	30,0	40,0	75,5
IC-402	236,0	30,0	45,0	107,7
IC-501	251,0	30,0	45,0	118,9
IC-502	152,0	30,0	45,0	53,9
IC-503	-15,3	30,0	5,0	65,5
IC-504	-36,4	30,0	5,0	102,4
IC-505	56,2	30,0	35,0	34,0
IC-601-4	-37,0	30,0	4,0	105,4
k-201	103,0	30,0	45,0	27,7
k-301	28,2	30,0	29,0	13,5
k-501	98,1	30,0	45,0	25,4
k-502	152,0	30,0	45,0	53,9

11.7-DISEÑO DE TANQUES DE MEZCLA

El proceso presenta tanques de mezcla para aumentar la homogeneidad y para conseguir la proporción deseada de la mezcla antes de entrar a los reactores y a las columnas de destilación.

A continuación se muestra el diseño de los tanques de mezcla del proceso, el diseño es similar al expuso en la introducción del apartado 11.1.

11.7.1-TANQUE DE MEZCLA MIX-201

El mezclador MIX-201 tiene como función mezclar dos corrientes de materia prima, la corriente del tetracloruro de carbono con el ácido fluorhídrico para obtener la proporción deseada en estado líquido antes de la entrada al reactor. Las condiciones a las que se encuentra el tanque son 7 atmosferas de presión y 25.6 °C de temperatura.

El mezclador tendrá cuerpo cilíndrico con fondo superior torisférico y fondo inferior torisférico de acero inoxidable AISI 304 recubierto de teflón.

- **Capacidad de almacenamiento :**

La capacidad de almacenamiento viene dada por la cantidad de tetracloruro de carbono y ácido fluorhídrico necesario para el proceso, así mismo por el tiempo de residencia del mezclador.

Se ha decidido un tiempo de residencia de 2 horas, porque el tiempo de residencia del primer reactor (R-201) es de 3 horas. El cabal de salida del tanque de mezcla es de 2 m³/h.

A partir del tiempo de residencia decidido y el cabal de salida del tanque se podrá calcular el volumen del tanque del mezclador.

$$\tau = \frac{Vl}{QL} \quad (\text{Ecuación 11.7.1})$$

A continuación se sustituyen los datos en esta ecuación obteniendo el volumen:

$$Vl = QL \times \tau = 4 \text{ m}^3$$

Por seguridad se sobredimensiona el volumen del líquido en un 25% para obtener un porcentaje de ocupación del líquido en el tanque del 80%.

$$V_{mix} = Vl \times 1.25 = 5 \text{ m}^3$$

- **Dimensiones del tanque de mezcla**

- **Calculo del diámetro del tanque de mezcla:**

Se calcula el diámetro interno del tanque según el apartado 11.1.15, con las ecuaciones de volumen:

Volumen del cilindro:

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

Volumen del fondo torisférico:

$$V_{fondo\ superior} (\text{m}^3) = 0.513 \cdot h \cdot D^2$$

Dado que el diámetro es el mismo para en el cilindro con en el fondo superior se igualan los volúmenes para aislar el diámetro interno del volumen total del tanque:

$$V_{tanque} = V_{cilindro} + 2 \times V_{torisférico} = 5 \text{ m}^3$$

Se obtiene el diámetro interno del tanque:

$$Di = \sqrt[3]{\frac{volumen\ fondos + volumen\ cilindro}{1.5 \cdot \frac{\pi}{4} + 0.77 \times 2}} \approx 1.55 \text{ m}$$

- **Altura del tanque del tanque de mezcla**

La altura del cilindro y de fondos torisféricos viene dado por la relación que se presenta en el apartado 11.1.15:

La altura la virola del cilindro equivale a:

$$h = Di \times 1.5 = 2.3 \text{ m}$$

La altura total del tanque es la suma de la altura del cilindro y de los fondos torisféricos:

$$h_{tanque} = h_{cilindo} + 2 \times h_{torisférico} = 2.8 \text{ m}$$

- **Resumen de las dimensiones :**

A continuación se presentan recogidas las dimensiones del tanque en una tabla:

Tabla 11.7.1. Dimensiones del tanque mix-201

Altura del cilindro (m)	2,3
Altura del fondo inferior torisférico (m)	0,3
Altura del fondo superior torisférico (m)	0,3
Altura del tanque (m)	2,8
Diámetro interno del tanque (m)	1,6
Volumen del cilindro (m3)	4,4
Volumen del fondo torisférico S. (m3)	0,3
Volumen del tanque (m3)	5,0
Volumen del fondo torisférico I. (m3)	0,3
Diámetro externo del tanque (m)	1,57

- **Diseño mecánico del tanque de mezcla**

En el apartado 11.1.15 se encuentran las ecuaciones que se emplean para determinar los espesores de las paredes del tanque, tanto del cilindro como de los fondos torisféricos.

A continuación se muestran los cálculos de las condiciones físicas de diseño:

- **Presión de diseño del tanque de mezcla**

Se calcula la columna de líquido, así como la presión que produce la columna de líquido sobre las paredes del tanque:

$$h_l = \frac{Vl}{\pi \cdot \left(\frac{D_i}{2}\right)^2} = 2.1 \text{ m}$$

La altura del líquido es de 2.1 metros, que ayudará a determinar la presión a partir de los cálculos que representan a continuación:

$$\Delta P_l = \rho \cdot g \cdot h_l = 0.3 \text{ atm}$$

Tal como se presenta en el apartado 11.1.15.3, la presión interna de diseño se presenta de la siguiente manera:

$$P_d = \Delta P_l + P_t + P_{atm} = 9.5 \text{ atm}$$

- **Temperatura de diseño del tanque de mezcla**

La temperatura de diseño del tanque tal como presenta el apartado 11.1.3:

$$T_d = T_t + 20^\circ C = 45,6^\circ C$$

- **Espesor del cilindro**

para calcular el espesor del cilindro se han utilizado los datos del apartado 11.1.4 que hacen referencia al material.

Sustituyendo los valores de las variables en la siguiente ecuación se obtiene un espesor:

$$t = \frac{P_d \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_d} + C_1 + C_2 = 8.1 \text{ mm}$$

La presión final del cilindro se determina a partir de la siguiente ecuación, substituyendo los valores de las variables se obtiene una presión de:

$$P_c = \frac{S \cdot E \cdot t}{R + 0,6 \cdot t} = 12.7 \text{ atm}$$

- **Espesor del fondo torisférico**

para calcular el espesor del fondo superior torisférico se ha empleado los datos del apartado 11.1.4 que hacen referencia al material.

Conociendo que la relación L/r ⁹, es de 10, se puede escoger el valor del factor "M" en la Figura 11.1.5, obteniendo un valor de 1,54.

Sustituyendo los valores de las variables en la siguiente ecuación se obtiene un espesor:

$$t = \frac{P_d \cdot M \cdot L}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P_d} + c1 + c2 = 6.7 \text{ mm}$$

La presión final del fondo superior torisférico se determina a partir de la siguiente ecuación, substituyendo los valores de las variables se obtiene una presión de:

$$Pto = \frac{S \cdot E \cdot t}{L \cdot M + 0,2 \cdot t} = 6.8 \text{ atm}$$

Tabla de los valores del diseño mecánico del tanque de mezcla

Tabla 11.7.2. Propiedades del diseño mecánico del tanque de mezcla

Espesor del cilindro (mm)	8,1
Espesor del fondo torisférico (mm)	6,7
Presión de diseño (atm)	9,5
presión del cilindro (atm)	12,7
presión del fondo torisférico (atm)	6,8

• **Pesos del tanque de mezcla**

Los pesos del tanque de mezcla se calculan según el apartado 11.1.15, el resultado de los cálculos del peso vacío, peso con agua y peso en operación se recogen en la siguiente tabla:

Tabla 11.7.3. Pesos del tanque de mezcla.

Volumen de las paredes del tanque (m³)	0,1
Peso del tanque vacío (kg)	1256,6
Peso del tanque con agua (kg)	6256,6
Peso del tanque en operación (kg)	8503,2

• **Venteo**

El venteo se calcula según el apartado 11.1.9, en que especifica el procedimiento del venteo. Por ello el área húmeda del recipiente cilíndrico se calcula según la ecuación 11.1.5:

$$A_h = 11.34 \text{ m}^2$$

Calor recibido en caso de fuego externo, con F=1:

$$Q \left(\frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right) = 139,7 \cdot 1 \cdot 11.34^{0,82} \cdot 10^3 = 1022995,63 \text{ kJ/h}$$

Al calcular el calor recibido, se calcula la capacidad de venteo:

$$Q_{venteo}(\text{m}^3/\text{h}) = 3040.96 \text{ m}^3/\text{h}$$

- **Espesor del aislamiento del mezclador**

El tanque de mezcla está aislado para evitar transferencia de calor al tanque alterando las condiciones a las que se debe mantener. Por ello se ha utilizado el programa **INSULAN**.

Se ha optado por lana de roca de 100 kg/m³, a continuación se presenta la tabla con el espesor de aislante necesario:

Tabla 11.7.4. Espesor del aislante y temperaturas

T.interna (ºC)	30
T.externa (ºC)	25,6
T.Superficie (ºC)	26,89
Espesor (mm)	20,32
Eficiencia (%)	76,12

- **Diseño y dimensionamiento del agitador**

Al mezclador es importante tener una buena agitación para garantizar la obtención de la disolución deseada. Se debe asegurar una buena turbulencia y asegurar un buen grado de mezcla de los componentes.

Principalmente, se debe definir la relación altura del líquido y diámetro, para poder definir el número de impulsores que tendrá el tanque de mezcla:

$$H_{líquido} = \frac{Volumen\ del\ líquido}{\frac{\pi}{4} \cdot D_t^2} \quad Ecuación\ 11.7.2$$

Dónde:

- $H_{líquido}$: Altura del líquido dentro el tanque de mezcla (m)
- D_t : diámetro del tanque de mezcla (m)

Substituyendo los valores del mezclador MIX-201, se obtiene:

$$H_{líquido} = 2,1\ m$$

Según la relación que se presentan a continuación se decide el número de impulsores:

- **1º impulsor**

si la relación altura del líquido- diámetro del tanque:

$$0,75 < \left(\frac{H_{líquido}}{D_t} \right) < 1,5$$

- **2º impulsor**

si la relación altura del líquido- diámetro del tanque:

$$\left(\frac{H_{líquido}}{D_t} \right) > 1,5$$

En el tanque de mezcla Mix-201 la relación resultante indica que se debe emplear 1 impulsor, pero por seguridad se emplean 2 impulsores, para asegurar una buena agitación:

$$\left(\frac{H_{líquido}}{D_t} \right) = 1,32 < 1,5$$

A continuación se procede a dimensionar el agitador del mezclador, por ello antes se deben mantener unas relaciones que se mostrarán a continuación con tal de dimensionar todas las partes del agitador:

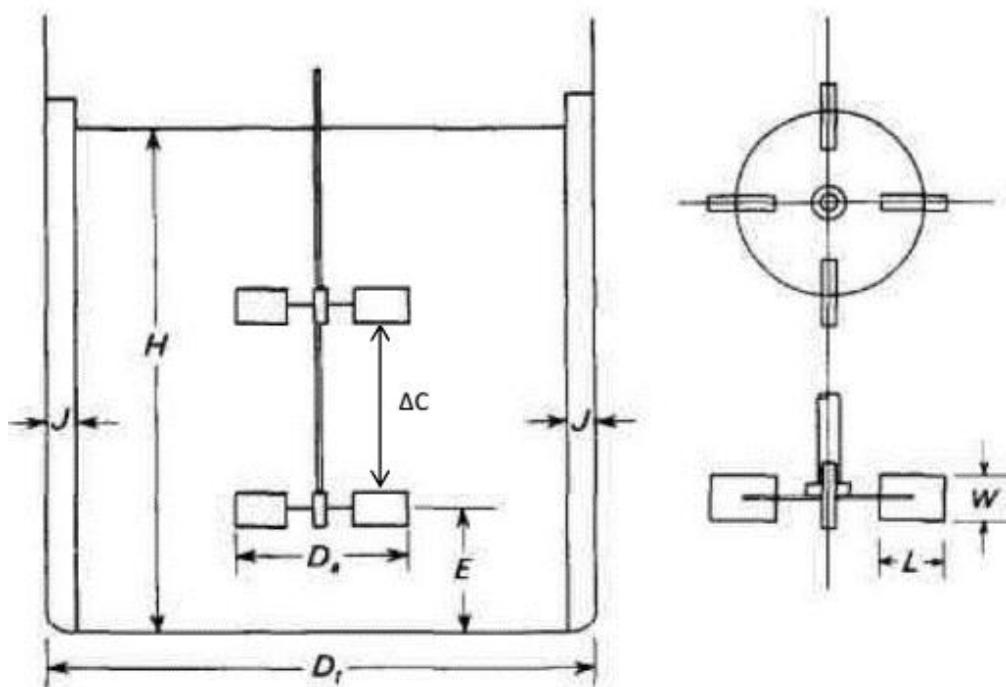


Figura 11.7.1. Dimensiones del agitador del mezclador

Calculo diámetro del agitador (Da):

$$Da(m) = \frac{Dt}{3} \quad Ecuación 11.7.3$$

Calculo distancia de la tierra (E):

$$E (m) = \frac{Dt}{3} \quad Ecuación 11.7.4$$

Calculo placas deflectoras (J):

$$J (m) = \frac{Dt}{12} \quad Ecuación 11.7.5$$

Se colocan 4 placas deflectoras siguiendo al valor estándar para mezcladores, con el objetivo de evitar la formación del vórtice, aumentar la turbulencia de la mezcla, así mismo mejorar la transferencia de materia.

- Calculo del ancho de la pala de agitación(W):

$$W (m) = \frac{Da}{5} \quad Ecuación 11.7.6$$

- Calculo de la longitud de la pala de agitación(L):

$$L (m) = \frac{Da}{4} \quad Ecuación 11.7.7$$

- Calculo de la distancia entre impulsores (AC):

$$AC (m) = \frac{Da}{1,5} \quad Ecuación 11.7.8$$

Para conseguir el grado de mezcla deseado y buena homogeneidad se utiliza una velocidad de giro de 1,6 revoluciones por segundo (rps).

Por lo tanto, si se conoce el diámetro del tanque, se pueden obtener las dimensiones es del agitador de turbina, tal como se muestra en la siguiente tabla:

Tabla 11.7.5. Dimensiones del agitador del mezclador

W (m)	0,10
L(m)	0,13
E (m)	0,52
J (m)	0,13
AC(m)	0,78

Para poder conocer la potencia del agitador necesaria para la mezcla, primero se debe calcular los Reynolds del agitador (Reagitador):

$$Re_{agitador} = \frac{\rho_{mezcla} \cdot N \cdot Da^2}{\mu_{mezcla}} \quad Ecuación 11.7.9$$

Dónde:

- $Re_{agitador}$: Reynolds del agitador
- ρ : densidad de la mezcla (kg/m³)
- N : velocidad de giro (rps)
- μ : Viscosidad de la mezcla (kg/m·s)

Se substituyen los datos:

$$Re_{agitador} = 1318392,4$$

A continuación se obtiene gráficamente el número de potencia (Np) a partir de las relaciones gráficas que se muestran en la figura 11.7.2; para estos casos se han escogido unos impulsores del tipo "Vertical Blade" (curva 2):

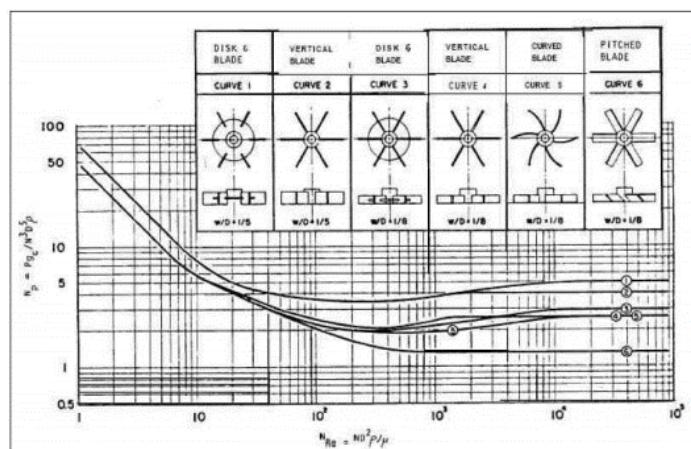


Figura 11.7.2. Relaciones graficas entre Reynolds del mezclador y el número de potencia (Np)

Se obtiene un número de potencia $Np=4$; con este valor se puede calcular la potencia de agitación requerida con la siguiente ecuación:

$$P = Np \cdot \rho_{mezcla} \cdot N^3 \cdot Da^5 \text{ Ecuación 11.7.10}$$

Dónde:

- P : potencia del agitador (W)
- Np : número de potencia
- ρ : densidad de la mezcla
- N : velocidad de giro (rps)
- Da : diámetro del agitador

Se substituyen los datos en la ecuación 11.7.10 obteniendo el siguiente resultado:

$$P = 923,82 \text{ W} = 0,92 \text{ Kw}$$

La potencia real se calcula considerando el rendimiento del agitado en un 65 %:

$$P_{real} = \frac{P}{\frac{1000}{0,65}} \text{ Ecuación 11.7.11}$$

Se substituyen los valores:

$$P_{real} = 1,43 \text{ Kw}$$

Se calcula el POWER del agitador:

$$POWER = \frac{P}{V_{líquido}} \text{ Ecuación 11.7.12}$$

Dónde:

POWER: Power del agitador Kw/m³

Vlíquido: Volumen del líquido (m³)

Se substituyen los valores en la ecuación dada:

$$POWER = 0,18 \frac{\text{kW}}{\text{m}^3}$$

11.7.2-TANQUE DE MEZCLA MIX-202

El mezclador MIX-202 tiene como función mezclar dos corrientes de salida del reactor R-201. Las condiciones a las que se encuentra el tanque son 7 atmosferas de presión y -1.51 °C de temperatura.

El mezclador tendrá cuerpo cilíndrico con fondo superior torisférico y fondo inferior torisférico de acero inoxidable AISI 304 recubierto de teflón.

- **Capacidad de almacenamiento :**

La capacidad de almacenamiento viene dada por la cantidad de producto que se obtiene del reactor R-201, así mismo por el tiempo de residencia del mezclador.

Se ha decidido un tiempo de residencia de 2 horas. El cabal de salida del tanque de mezcla es de 6.44 m³/h.

A partir del tiempo de residencia decidido y el cabal de salida del tanque se podrá calcular el volumen del tanque del mezclador.

$$\tau = \frac{Vl}{QL}$$

A continuación se sustituyen los datos en esta ecuación obteniendo el volumen:

$$Vl = QL \times \tau = 12,88 \text{ m}^3$$

Por seguridad se sobredimensiona el volumen del líquido en un 25% para obtener un porcentaje de ocupación del líquido en el tanque del 80%.

$$V_{mix} = Vl \times 1.25 = 16.1 \text{ m}^3$$

- **Dimensiones del tanque de mezcla**

- **Calculo del diámetro del tanque de mezcla:**

Se calcula el diámetro interno del tanque según el apartado 11.1.15, con las ecuaciones de volumen:

$$V_{tanque} = V_{cilindro} + 2 \times V_{torisférico} = 16.1 \text{ m}^3$$

Se obtiene el diámetro interno del tanque:

$$D_i = \sqrt[3]{\frac{volumen\ fondo + volumen\ cilindro}{1.5 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot + 0.77 \times 2}} \approx 2.3\ m$$

Altura del tanque de mezcla

La altura del cilindro y de fondos torisféricos viene dado por la relación que se presenta en el apartado 11.1.15:

$$h_{tanque} = h_{cilindo} + 2 \times h_{torisferico} = 4.2\ m$$

- Resumen de las dimensiones :

A continuación se presentan recogidas las dimensiones del tanque en una tabla:

Tabla 11.7.6. Dimensiones del tanque mix-202

Altura del cilindro (m)	3,4
Altura del fondo inferior torisférico (m)	0,4
Altura del fondo superior torisférico (m)	0,4
Altura del tanque (m)	4,2
Diámetro interno del tanque (m)	2,3
Volumen del cilindro (m³)	14,2
Volumen del fondo torisférico S. (m³)	1,0
Volumen del tanque (m³)	16,1
Volumen del fondo torisférico I. (m³)	1,0
Diámetro externo del tanque (m)	2,31

• Diseño mecánico del tanque de mezcla

En el apartado 11.1.15 se encuentran las ecuaciones que se emplean para determinar los espesores de las paredes del tanque, tanto del cilindro como de los fondos torisféricos.

A continuación se muestran los cálculos de las condiciones físicas de diseño:

- Presión de diseño del tanque de mezcla

Se calcula la columna de líquido, así como la presión que produce la columna de líquido sobre las paredes del tanque:

$$h_l = \frac{Vl}{\pi \cdot \left(\frac{D_i}{2}\right)^2} = 3.1\ m$$

La altura del líquido es de 3.1 metros, que ayudará a determinar la presión a partir de los cálculos que representan a continuación:

$$\Delta P_l = \rho \cdot g \cdot h_l = 0.5 \text{ atm}$$

Tal como se presenta en el apartado 11.1.2, la presión interna de diseño se presenta de la siguiente manera:

$$P_d = \Delta P_l + P_t + P_{atm} = 9.7 \text{ atm}$$

- **Temperatura de diseño del tanque de mezcla**

La temperatura de diseño del tanque tal como presenta el apartado 11.1.3:

$$T_d = T_t + 20^\circ C = 18.49^\circ C$$

- **Espesores del tanque de mezcla**

Tal como se presenta en el apartado 11.1.15, a continuación se presentan los espesores de las paredes de los tanques:

- **Espesor del cilindro:** para calcular el espesor del cilindro se ha empleado los datos del apartado 11.1.4 que hacen referencia al material empleado. Sustituyendo los valores de las variables en la siguiente ecuación se obtiene un espesor:

$$t = \frac{P_d \cdot R}{S \cdot E - 0.6 \cdot P_d} + C_1 + C_2 = 11.1 \text{ mm}$$

La presión final del cilindro se determina a partir de la siguiente ecuación, substituyendo los valores de las variables se obtiene una presión de:

$$P_c = \frac{S \cdot E \cdot t}{R + 0,6 \cdot t} = 11.8 \text{ atm}$$

- **Espesor del fondo torisférico:** para calcular el espesor del fondo superior torisférico se ha empleado los datos del apartado 11.1.4.

Conociendo que la relación L/r ⁹, es de 10, se puede escoger el valor del factor "M" en la Figura 11.1.5 obteniendo un valor de 1,54.

Sustituyendo los valores de las variables en la siguiente ecuación se obtiene un espesor:

$$t = \frac{P_d \cdot M \cdot L}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P_d} + c1 + c2 = 9 \text{ mm}$$

La presión final del fondo superior torisférico se determina a partir de la siguiente ecuación, substituyendo los valores de las variables se obtiene una presión de:

$$P_{to} = \frac{S \cdot E \cdot t}{L \cdot M + 0,2 \cdot t} = 6,3 \text{ atm}$$

- Tabla de los valores del diseño mecánico del tanque de mezcla

Tabla 11.7.7. Propiedades del diseño mecánico del tanque de mezcla

Espesor del cilindro (mm)	11,1
Espesor del fondo torisférico (mm)	9,0
Presión de diseño (atm)	9,7
presión del cilindro (atm)	11,8
presión del fondo torisférico (atm)	6,3

• Pesos del tanque de mezcla

Los pesos del tanque de mezcla se calculan según el apartado 11.15.3, el resultado de los cálculos del peso vacío, peso con agua y peso en operación se recogen en la siguiente tabla:

Tabla 11.7.8. Pesos del tanque de mezcla.

Volumen de las paredes del tanque (m³)	0,1
Peso del tanque vacío (kg)	1256,6
Peso del tanque con agua (kg)	6256,6
Peso del tanque en operación (kg)	8503,2

• Venteo

El venteo se calcula según el apartado 11.1.9, en que especifica el procedimiento del venteo. Por ello el área húmeda del recipiente cilíndrico se calcula según la ecuación 11.1.5:

$$A_h = 24,72 \text{ m}^2$$

Calor recibido en caso de fuego externo, con F=1:

$$Q \left(\frac{kj}{h} \right) = 139,7 \cdot 1 \cdot 24,72^{0,82} \cdot 10^3 = 1938660 \text{ kj/h}$$

Al calcular el calor recibido, se calcula la capacidad de venteo:

$$Q_{venteo}(m^3/h) = \frac{4,414 \cdot 1938660}{230253,64 \cdot \sqrt{178,82}} = 2.78 \ m^3/h$$

- **Espesor del aislamiento del mezclador :**

El tanque de mezcla está aislado para evitar transferencia de calor al tanque alterando las condiciones a las que se debe mantener.

Se ha optado por lana de roca de 100 kg/m³, a continuación se presenta la tabla con el espesor de aislante necesario:

Tabla 11.7.9 Espesor del aislante y temperaturas

T.interna (ºC)	-1,51
T.externa (ºC)	30
T.Superficie (ºC)	5
Espesor (mm)	37
Eficiencia (%)	89,25

- **Diseño y dimensionamiento del agitador**

Principalmente, se debe definir la relación altura del líquido y diámetro, para poder definir el número de impulsores que tendrá el tanque de mezcla:

$$H_{líquido} = \frac{Volumen \ del \ líquido}{\frac{\pi}{4} \cdot D_t^2} = 3.1 \ m$$

En el tanque de mezcla Mix-202 la relación resultante indica que se debe emplear 1 impulsor, por seguridad se emplean 2. :

$$\left(\frac{H_{líquido}}{D_t} \right) = 1,33 < 1,5$$

Para conseguir el grado de mezcla deseado y buena homogeneidad se utiliza una velocidad de giro de 1,6 (rps).

Por lo tanto, si se conoce el diámetro del tanque, se pueden obtener las dimensiones es del agitador de turbina, tal como se muestra en la siguiente tabla:

Tabla 11.7.10. Dimensiones del agitador del mezclador

Da (m)	0,77
W (m)	0,15
L(m)	0,19
E (m)	0,77
J (m)	0,19
AC(m)	1,16

Para poder conocer la potencia del agitador necesaria para la mezcla, primero se debe calcular los Reynolds del agitador (Reagitador):

$$Re_{agitador} = \frac{\rho_{mezcla} \cdot N \cdot Da^2}{\mu_{mezcla}} = 4221162,3$$

A continuación se obtiene gráficamente el número de potencia (N p) a partir de las relaciones gráficas que se muestran en la figura 11.7.2; para estos casos se han escogido unos impulsores del tipo "Vertical Blade" (curva 2):

Se obtiene un número de potencia N p=4; con este valor se puede calcular la potencia de agitación requerida con la siguiente ecuación :

$$P = \frac{Np \cdot \rho_{mezcla} \cdot N^3 \cdot Da^5}{1000} = 6.73 \text{ kw}$$

La potencia real se calcula considerando el rendimiento del agitado en un 65 %, se substituyen los valores en la ecuación xx:

$$P_{real} = 10,35 \text{ Kw}$$

Se calcula el POWER del agitador:

$$POWER = \frac{P}{V_{líquid}} = 0,42 \frac{\text{kW}}{\text{m}^3}$$

11.7.3 TANQUE DE MEZCLA MIX-401

El mezclador mix-401 tiene como función mezclar dos corrientes de salida de la columna de destilación y la corriente de recirculación. Las condiciones a las que se encuentra el tanque son 7 atmosferas de presión y 25.6 °C de temperatura.

El mezclador tendrá cuerpo cilíndrico con fondo superior torisférico y fondo inferior torisférico de acero inoxidable AISI 304 recubierto de teflón.

- **Capacidad de almacenamiento :**

La capacidad de almacenamiento viene dada por la cantidad de producto que se obtiene de la columna de destilación así mismo por el tiempo de residencia del mezclador.

Se ha decidido un tiempo de residencia de 18 horas, ya que al cambiar el catalizador del segundo reactor, se debe mantener en mezcla una cantidad determinada que trae la corriente de salida de la torre de destilación. El cabal de salida del tanque de mezcla es de 1.92 m³/h.

A partir del tiempo de residencia decidido y el cabal de salida del tanque se podrá calcular el volumen del tanque del mezclador.

$$Vl = QL \times \tau = 34.56 \text{ m}^3$$

Por seguridad se sobredimensiona el volumen del líquido en un 25% para obtener un porcentaje de ocupación del líquido en el tanque del 80%.

$$V_{mix} = Vl \times 1.25 = 43 \text{ m}^3$$

- **Dimensiones del tanque de mezcla**

- **Calculo del diámetro del tanque de mezcla:**

Se calcula el diámetro interno del tanque según el apartado 11.1.15, con las ecuaciones de volumen:

$$V_{tanque} = V_{cilindro} + 2 \times V_{torisférico} = 43.2 \text{ m}^3$$

Se obtiene el diámetro interno del tanque:

$$Di = \sqrt[3]{\frac{volumen\ fondos + volumen\ cilindro}{1.5 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot +0.77 \times 2}} \approx 3.18$$

- **Altura del tanque de mezcla**

La altura del cilindro y de fondos torisféricos viene dado por la relación que se presenta en el apartado 11.1.15:

$$h_{tanque} = h_{cilindo} + 2 \times h_{torisferico} = 5.8 \text{ m}$$

- **Resumen de las dimensiones :**

A continuación se presentan recogidas las dimensiones del tanque en una tabla:

Tabla 11.7.11 Dimensiones del tanque mix-401

Altura del cilindro (m)	4,8
Altura del fondo inferior torisférico (m)	0,5
Altura del fondo superior torisférico (m)	0,5
Altura del tanque (m)	5,8
Diámetro interno del tanque (m)	3,18
Volumen del cilindro (m³)	38,0
Volumen del fondo torisférico S. (m³)	2,6
Volumen del tanque (m³)	43,2
Volumen del fondo torisférico I. (m³)	2,6
Diámetro externo del tanque (m)	3,21

• **Diseño mecánico del tanque de mezcla**

En el apartado 11.1.15 se encuentran las ecuaciones que se emplean para determinar los espesores de las paredes del tanque, tanto del cilindro como de los fondos torisféricos.

A continuación se muestran los cálculos de las condiciones físicas de diseño:

- **Presión de diseño del tanque d mezcla**

Se calcula la columna de líquido, así como la presión que produce la columna de líquido sobre las paredes del tanque:

$$h_l = \frac{Vl}{\pi \cdot \left(\frac{D_i}{2}\right)^2} = 4.3 \text{ m}$$

La altura del líquido es de 4.3 metros, que ayudará a determinar la presión a partir de los cálculos que representan a continuación:

$$\Delta P_l = \rho \cdot g \cdot h_l = 0.5 \text{ atm}$$

Tal como se presenta en el apartado 11.1.3, la presión interna de diseño se presenta de la siguiente manera:

$$P_d = \Delta P_l + P_t + P_{atm} = 9.8 \text{ atm}$$

- **Temperatura de diseño del tanque de mezcla**

La temperatura de diseño del tanque tal como presenta el apartado XXX:

$$T_d = T_t + 20^\circ C = 47.65^\circ C$$

- **Espesores del tanque de mezcla**

Tal como se presenta en el apartado 11.1.15, a continuación se presentan los espesores de las paredes de los tanques:

- **Espesor del cilindro:** para calcular el espesor del cilindro se ha empleado los datos del apartado 11.1.4 .

Sustituyendo los valores de las variables en la siguiente ecuación se obtiene un espesor:

$$t = \frac{P_d \cdot R}{S \cdot E - 0.6 \cdot P_d} + C_1 + C_2 = 14.8 \text{ mm}$$

La presión final del cilindro se determina a partir de la siguiente ecuación, substituyendo los valores de las variables se obtiene una presión de:

$$P_c = \frac{S \cdot E \cdot t}{R + 0,6 \cdot t} = 11.3 \text{ atm}$$

- **Espesor del fondo torisférico:** para calcular el espesor del fondo superior torisférico se ha empleado los datos del apartado 11.1.4.

Conociendo que la relación L/r ⁹, es de 10, se puede escoger el valor del factor "M" en la figura 11.1.5, obteniendo un valor de 1,54.

Sustituyendo los valores de las variables en la siguiente ecuación se obtiene un espesor:

$$t = \frac{P_d \cdot M \cdot L}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P_d} + c1 + c2 = 11.9 \text{ mm}$$

La presión final del fondo superior torisférico se determina a partir de la siguiente ecuación, substituyendo los valores de las variables se obtiene una presión de:

$$P_{to} = \frac{S \cdot E \cdot t}{L \cdot M + 0,2 \cdot t} = 5.9 \text{ atm}$$

- **Tabla de los valores del diseño mecánico del tanque de mezcla**

Tabla 11.7.12. Propiedades del diseño mecánico del tanque de mezcla

Espesor del cilindro (mm)	14,8
Espesor del fondo torisférico (mm)	11,9
Presión de diseño (atm)	9,8
presión del cilindro (atm)	11,3
presión del fondo torisférico (atm)	5,9

- **Pesos del tanque de mezcla:** Los pesos del tanque de mezcla se calculan según el apartado 11.1.15, el resultado de los cálculos del peso vacío, peso con agua y peso en operación se recogen en la siguiente tabla:

Tabla 11.7.13. Pesos del tanque de mezcla.

Volumen de las paredes del tanque (m³)	1,0
Peso del tanque vacío (kg)	9647,3
Peso del tanque con agua (kg)	52847,3
Peso del tanque en operación (kg)	65761,9

- **Venteo :** El venteo se calcula según el apartado 11.1.9, en que especifica el procedimiento del venteo:
Por ello el área húmeda del recipiente cilíndrico se calcula según la ecuación 11.1.5:

$$A_h = 47.73 \text{ m}^2$$

Calor recibido en caso de fuego externo, con F=1:

$$Q = 139,7 \cdot 1 \cdot 47.73^{0,82} \cdot 10^3 = 3325329,05 \text{ kJ/h}$$

Al calcular el calor recibido, se calcula la capacidad de venteo:

$$Q_{venteo}(\text{m}^3/\text{h}) = \frac{4,414 \cdot 3325329,05 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right)}{16940,63 \cdot \sqrt{120.91}} = 78.8 \text{ m}^3/\text{h}$$

- **Espesor del aislamiento del mezclador :**

El tanque de mezcla está aislado para evitar transferencia de calor al tanque alterando las condiciones a las que se debe mantener.

Se ha optado por lana de roca de 100 kg/m^3 , a continuación se presenta la tabla con el espesor de aislante necesario:

Tabla 11.7.14. Espesor del aislante y temperaturas

T.interna (°C)	27,65
T.externa (°C)	30
T.Superficie (°C)	28
Espesor (mm)	11
Eficiencia (%)	67

- **Diseño y dimensionamiento del agitador**

Principalmente, se debe definir la relación altura del líquido y diámetro, para poder definir el número de impulsores que tendrá el tanque de mezcla:

$$H_{líquido} = \frac{\text{Volumen del líquido}}{\frac{\pi}{4} \cdot D_t^2} = 4.3 \text{ m}$$

En el tanque de mezcla Mix-202 la relación resultante indica que se debe emplear 1 impulsor, pero empleos 2 impulsores para asegurar la buena agitación:

$$\left(\frac{H_{líquido}}{D_t} \right) = 1,33 < 1,5$$

Para conseguir el grado de mezcla deseado y buena homogeneidad se utiliza una velocidad de giro de 1,6 (rps).

Por lo tanto, si se conoce el diámetro del tanque, se pueden obtener las dimensiones es del agitador de turbina, tal como se muestra en la siguiente tabla:

Tabla 11.7.15 Dimensiones del agitador del mezclador

Da (m)	1,07
W (m)	0,21
L(m)	0,27
E (m)	1,07
J (m)	0,27
AC(m)	1,61

Para poder conocer la potencia del agitador necesaria para la mezcla, primero se debe calcular los Reynolds del agitador (Reagitador):

$$Re_{agitador} = \frac{\rho_{mezcla} \cdot N \cdot Da^2}{\mu_{mezcla}} = 11914963,3$$

A continuación se obtiene gráficamente el número de potencia (N p) a partir de las relaciones gráficas que se muestran en la figura 11.7.2; para estos casos se han escogido unos impulsores del tipo “Vertical Blade” (curva 2):

Se obtiene un número de potencia N p=4; con este valor se puede calcular la potencia de agitación requerida con la siguiente ecuación:

$$P = \frac{Np \cdot \rho_{mezcla} \cdot N^3 \cdot Da^5}{1000} = 29.96 \text{ kw}$$

La potencia real se calcula considerando el rendimiento del agitado en un 65 %, se substituyen los valores en la ecuación:

$$P_{real} = 46,33 \text{ Kw}$$

Se calcula el POWER del agitador:

$$POWER = \frac{P}{V_{líquid}} = 0,7 \frac{kW}{m^3}$$

11.8. Tuberías

Las tuberías, al igual que todos los equipos presentes en la planta, son de acero inoxidable 304 y en los casos en los que las tuberías conducen fluidos corrosivos estas llevan un recubrimiento interno de PTFE. Para la elección de las tuberías se ha optado por la gama milimétrica, ya que es más económica que las otras gamas que se pueden encontrar en el mercado. A continuación se presenta una tabla con los diámetros y los grosores correspondientes para las tuberías.

Tabla 41.8.1. Diámetros internos y espesores de las tuberías.

Diámetro interno (mm)	Diámetro interno (pulg.)	Espesor de la pared (mm)
8	1/4	1
15	1/2	
20	3/4	
25	1	
32	1 ¹ / ₄	
40	1 ¹ / ₂	
50	2	
65	2 ¹ / ₂	
80	3	
100	4	
125	5	
150	6	
200	8	2
250	10	
300	12	
375	15	
400	18	

11.8.1. Aislamiento de tuberías

El material escogido para aislar las tuberías también coincide con el material utilizado para aislar el resto de equipos, la lana mineral de roca. Para las tuberías se ha optado por las cañuelas aislantes, que al igual que las tuberías, tienen forma cilíndrica y en el interior de las cuales se introducen las tuberías. Para el cálculo del grosor de la cañuela se ha utilizado el programa de cálculo propio de la empresa CALORCOL, que permite obtener el grosor del aislante en función de la temperatura del fluido, la temperatura ambiente, la temperatura de la superficie externa del aislante, la velocidad del viento y el tipo de material. Los grosores obtenidos están presentes en el listado de tuberías (aparatado 4.1.5.).

11.9 Bombas y Compresores

11.9.1 Bombas

El uso de las bombas en toda planta industrial se hace absolutamente necesario para el transporte de fluidos en este tipo de industria. Para el caso del diseño de estos equipos se realizará mediante un programa que dispone la empresa “IMBO”, este programa se llama “DURCOMEX”, es un programa para el cálculo de la bomba centrífuga, este entrega modelo de bomba adecuada según una serie de propiedades que este solicita, a continuación se precisa una imagen de este programa.

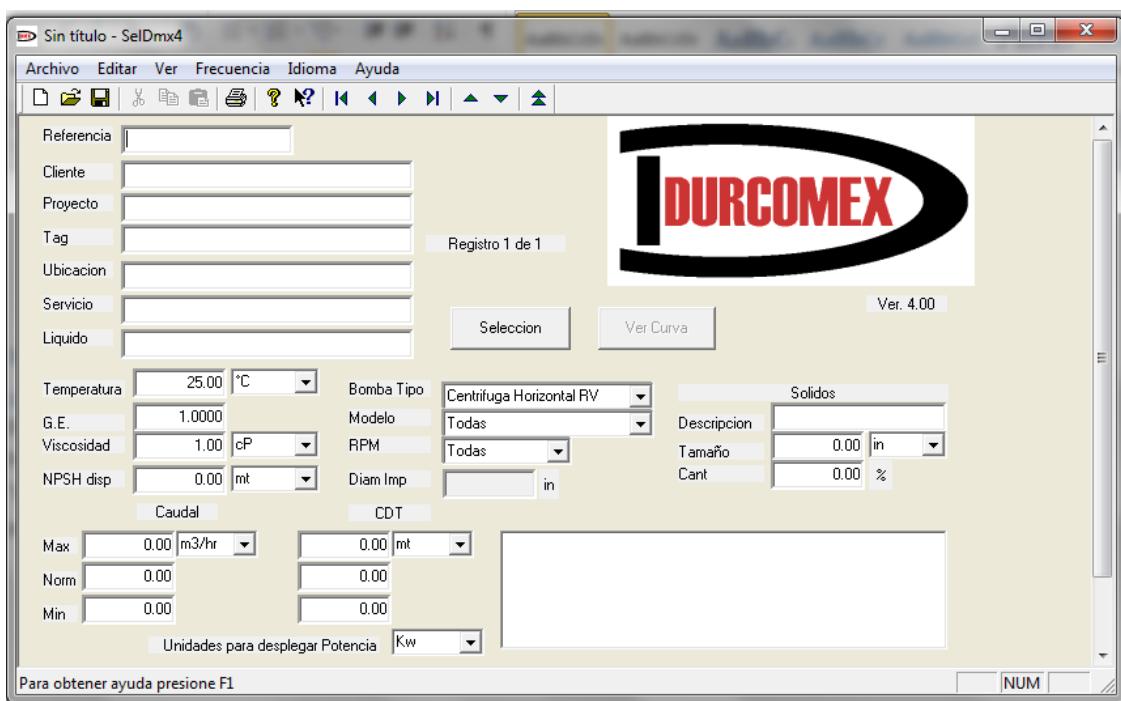


Imagen 11.9.1: Programa “DURCOMEX” para el diseño de bombas centrífugas.

Como se aprecia en la imagen, hay una serie de información y datos que hay que entregarle al programa, a continuación se presenta una lista con los datos necesario para el cálculo de la bomba:

- Temperatura de operación (°C)
- Viscosidad del líquido (cp)
- NPSH (m)
- Caudal a transportar (m^3/h)
- CDT o altura a la cual hay que elevar el fluido

Para el caso de la temperatura, viscosidad y caudal volumétrico son datos que se obtienen del balance de materias, ahora bien para el CDT, que en el fondo es el aumento de presión que sufrirá el fluido expresado en unidades de longitud (m), esta se obtiene de la implementación en función del largo de tuberías y alturas a las que hay que transportar el fluido, como estas no están del todo definidas, se hará una sobreestimación para lo que son los accesorios, (codos, bifurcaciones, tés, etc.), longitudes de tuberías, y alturas a transportar.

Ahora bien el NPSH por su sigla en inglés de Net Positive Suction Head o altura neta positiva en aspiración, se estima para que el fluido no Cavite, es decir, que por una disminución de presión en el interior de las líneas, el fluido se evapore. Esta se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$NPSH = \frac{P_a}{\rho \cdot g} - H_a - H_f - \frac{P_v}{\rho \cdot g} \quad (Ecuación 11.9.1)$$

Donde:

- P_a : Presión a la que se encuentre el fluido (Pa)
- ρ : Densidad del fluido (kg/m^3)
- g : Aceleración de gravedad ($9,8 \text{ m/s}^2$)
- H_a : Altura geométrica de aspiración
- H_f : Perdidas de carga en la línea de aspiración
- P_v : Presión de vapor del fluido a la temperatura de bombeo(Pa)

Ahora de todos estos datos todos se encuentran en el balance de materia de la planta, excepción de la presión de vapor, la cual se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$P_v = \sum_{i=1}^n P_{vi} \cdot x_i \quad (Ecuación 11.9.2)$$

Donde:

- P_v : Presión de vapor del compuesto (Pa)
- x_i : Fracción molar de compuesto en el fluido

Ahora el cálculo de la presión de vapor de cada compuesto se obtine mediante la siguiente ecuación:

$$\ln(P_{vi}) = a + \frac{b}{(T + c)} + d \cdot \ln(T) + e \cdot T^f \quad (Ecuación 11.9.3)$$

Donde:

- a, b, c, d, e, f : parámetros correspondientes a cada compuesto
- T : Temperatura del fluido (K)

Para todos los compuestos de la planta, a continuación se presenta las distintas constantes necesarias para realizar el cálculo de la presión de vapor de cada compuesto:

Tabla 11.9.1: Parámetros para cada compuesto de la planta para el cálculo de la presión de vapor

	a	b	c	d	e	f
DA	94,94	-11017,20	0,00	-11,25	3,64E-06	2,0
DJ	97,30	-9415,53	0,00	-11,97	6,12E-06	2,0
SbCl5	39,53	-5817,57	0,00	-3,46	2,55E-18	6,0
R11	64,93	-4977,73	0,00	-7,78	8,65E-06	2,0
CCl4	74,22	-6240,14	0,00	-8,99	7,19E-06	2,0
HF	45,39	-3945,07	0,00	-4,98	1,17E-05	2,0
HCl	62,36	-3202,30	0,00	-7,93	2,26E-05	2,0
R12	61,70	-3993,82	0,00	-7,54	1,26E-05	2,0
R13	51,15	-2881,89	0,00	-6,11	1,71E-05	2,0
Aire	21,66	-692,39	0,00	-0,39	4,76E-03	1,0
H2O	65,93	-7227,53	0,00	-7,18	4,03E-06	2,0

Una vez obtenidos todos los datos necesarios para cada fluido, el programa entrega una serie de bombas que sirven, esta lista se numera por el porcentaje de eficiencia que esta posee al utilizar en las condiciones de operación, por lo cual se escogerá siempre la de mayor eficiencia. A continuación se presentan los resultados seccionados por las distintas áreas de la empresa:

Área 100

A continuación, con el uso de las ecuaciones 11.9.1, 11.9.2 y 11.9.3, se obtiene los datos necesarios para el uso del programa, y a continuación se presentan los resultados para el uso del programa:

Tabla 11.9.2: Datos necesario par e cálculo de la bomba

Bomba	T (°C)	Viscosidad (cP)	NPSH (m)	V(m ³ /h)	CDT(m)
P-101	25	0,84	6,82	25	25
P-102	25	0,24	10,33	25	25
P-103	25,00	2,034	1,00	25	25
P-104	25,00	0,84	5,82	1,32	80,00
P-105	25,00	0,24	9,33	0,84	80,00
P-106	25,00	2,03	0,80	25,00	80,00

Con esos datos, y el uso de programa DURCOMEX, se obtiene el modelo de la bomba para cada una de estas del área 100, estos modelos, al igual que sus potencias máximas y de operación, su eficiencia y las revoluciones por minuto se presentan a continuación:

Tabla 11.7.3: Tabla del modelo de bomba

Bomba	Modelo	Potencia Real (kw)	Potencia Máxima(kw)	Eficiencia (%)	RPM
P-101	2L-4x3-10	3,7	8,8	46,6%	1750
P-102	2L-4x3-10	3,7	8,8	46,6%	1750
P-103	2L-4x3-10	3,7	8,8	46,6%	1750
P-104	1L-1,5x1-82	4,9	11,0	5,8%	3500
P-105	1L-1,5x1-82	4,8	11,0	3,8%	3500
P-106	1L-1,5x1-82	5,4	11,0	19,9%	3500

Área 200

A continuación, con el uso de las ecuaciones 11.9.1, 11.9.2 y 11.9.3, se obtiene los datos necesarios para el uso del programa, y a continuación se presentan los resultados para el uso del programa:

Tabla 11.9.4: Datos necesario par e cálculo de la bomba

Bomba	T (ºC)	Viscosidad (cP)	NPSH (m)	V(m ³ /h)	CDT(m)
P-201	25,4	0,48	46,1	2,0	10,0
P-202	95,0	0,55	4,3	0,3	10,0
P-203	-2,3	0,34	2,0	6,2	10,0
P-204	-1,5	0,34	3,9	6,4	10,0
P-205	102,4	0,25	10,4	4,0	10,0
P-206	-28,0	0,26	2,7	4,0	10,0

Con esos datos, y el uso de programa DURCOMEX, se obtiene el modelo de la bomba para cada una de estas del área 200, estos modelos, al igual que sus potencias máximas y de operación, su eficiencia y las revoluciones por minuto se presentan a continuación:

Tabla 11.9.5: Tabla del modelo de bomba

Bomba	Modelo	Potencia Real (kw)	Potencia Máxima(kw)	Eficiencia (%)	RPM
P-201	1L-1,5x1-82	0,3	0,6	16,6%	1750
P-202	2L-4x3-10	0,9	2,1	19,5%	1150
P-203	1L-1,5x1-82	0,4	0,6	39,0%	1750
P-204	1L-1,5x1-62	0,4	0,6	39,8%	1750
P-205	1L-1,5x1-82	0,4	0,6	29,0%	1750
P-206	1L-1,5x1-82	0,4	0,6	29,0%	1750

Área 300

A continuación, con el uso de las ecuaciones 11.9.1, 11.9.2 y 11.9.3, se obtiene los datos necesarios para el uso del programa, y a continuación se presentan los resultados para el uso del programa:

Tabla 11.9.6: Datos necesario para el cálculo de la bomba

Bomba	T (°C)	Viscosidad (cP)	NPSH (m)	V(m ³ /h)	CDT(m)
P-301	-42,0	0,20	3,2	0,4	10,0
P-302	25,0	0,91	1,5	2,8	10,0
P-303	28,2	0,20	2,2	1,9	10,0
P-304	35,0	0,72	7,3	0,8	10,0

Con esos datos, y el uso de programa DURCOMEX, se obtiene el modelo de la bomba para cada una de estas del área 300, estos modelos, al igual que sus potencias máximas y de operación, su eficiencia y las revoluciones por minuto se presentan a continuación:

Tabla 11.9.7: Tabla del modelo de bomba

Bomba	Modelo	Potencia Real (kw)	Potencia Máxima(kw)	Eficiencia (%)	RPM
P-301	1L-1,5x1-82	0,3	0,6	4,2%	1750
P-302	1L-1,5x1-82	0,4	0,6	22,0%	1750
P-303	1L-1,5x1-82	0,3	0,6	1610,0%	1750
P-304	1L-1,5x1-82	0,4	0,6	22,0%	1750

Área 500

A continuación, con el uso de las ecuaciones 11.9.1, 11.9.2 y 11.9.3, se obtiene los datos necesarios para el uso del programa, y a continuación se presentan los resultados para el uso del programa:

Tabla 11.9.8: Datos necesario par e cálculo de la bomba

Bomba	T (ºC)	Viscosidad (cP)	NPSH (m)	V(m ³ /h)	CDT(m)
P-501	-15,1	0,36	2,0	1,9	10,0
P-502	-35,0	0,18	2,7	1,7	10,0
P-503	97,1	0,31	2,1	1,0	10,0
P-504	23,6	0,22	2,7	0,4	10,0
P-505	95,0	0,42	32,8	0,7	10,0

Con esos datos, y el uso de programa DURCOMEX, se obtiene el modelo de la bomba para cada una de estas del área 500, estos modelos, al igual que sus potencias máximas y de operación, su eficiencia y las revoluciones por minuto se presentan a continuación:

Tabla 11.9.9: Tabla del modelo de bomba

Bomba	Modelo	Potencia Real (kw)	Potencia Máxima(kw)	Eficiencia (%)	RPM
P-501	1L-1,5x1-82	0,3	0,6	15,9%	1750
P-502	1L-1,5x1-82	0,3	0,6	14,3%	1750
P-503	1L-1,5x1-62	0,3	0,5	8,7%	1750
P-504	1L-1,5x1-82	0,3	0,6	3,5%	1750
P-505	1L-1,5x1-82	0,3	0,6	6,9%	1750

Área 600

A continuación, con el uso de las ecuaciones 11.9.1, 11.9.2 y 11.9.3, se obtiene los datos necesarios para el uso del programa, y a continuación se presentan los resultados para el uso del programa:

Tabla 11.9.10: Datos necesario par e cálculo de la bomba

Bomba	T (ºC)	Viscosidad (cP)	NPSH (m)	V(m3/h)	CDT(m)
P-601	-35,0	0,18	2,2	1,1	10,0
P-602	51,7	1,27	3,0	3,7	10,0
P-603	-35,0	0,18	2,2	25,0	20,0
P-604	51,7	1,27	3,0	25,0	20,0

Con esos datos, y el uso de programa DURCOMEX, se obtiene el modelo de la bomba para cada una de estas del área 600, estos modelos, al igual que sus potencias máximas y de operación, su eficiencia y las revoluciones por minuto se presentan a continuación:

Tabla 11.9.11: Tabla del modelo de bomba

Bomba	Modelo	Potencia Real (kw)	Potencia Máxima(kw)	Eficiencia (%)	RPM
P-601	1L-1,5x1-82	0,4	0,6	27,2%	1750
P-602	1L-1,5x1-82	0,3	0,4	10,7%	1750
P-603	1L-3x2-62	2,4	3,0	60,8%	3500
P-604	1L-3x2-62	2,3	3,0	60,8%	3500

Área 700

A continuación, con el uso de las ecuaciones 11.9.1, 11.9.2 y 11.9.3, se obtiene los datos necesarios para el uso del programa, y a continuación se presentan los resultados para el uso del programa:

Tabla 11.9.12: Datos necesario par e cálculo de la bomba

Bomba	T (°C)	Viscosidad (cP)	NPSH (m)	V(m ³ /h)	CDT(m)
P-701	25,0	1,8	1,3	25,0	25,0
P-702	25,0	1,8	0,8	20,0	25,0
P-703	75,0	0,34	3,9	25	30,0

Con esos datos, y el uso de programa DURCOMEX, se obtiene el modelo de la bomba para cada una de estas del área 700, estos modelos, al igual que sus potencias máximas y de operación, su eficiencia y las revoluciones por minuto se presentan a continuación:

Tabla 1.7.13: Tabla del modelo de bomba

Bomba	Modelo	Potencia Real (kw)	Potencia Máxima(kw)	Eficiencia (%)	RPM
P-701	2L-4x3-10	2,8	6,6	46,6%	1750
P-702	2L-4x3-10	2,6	6,6	39,6%	1750
P-703	2L-4x3-10	2,8	6,6	46,6%	1750

Área 1500

A continuación, con el uso de las ecuaciones 11.9.1, 11.9.2 y 11.9.3, se obtiene los datos necesarios para el uso del programa, y a continuación se presentan los resultados para el uso del programa:

Tabla 11. 7.14: Datos necesario para el cálculo de la bomba

Bomba	T (°C)	Viscosidad (cP)	NPSH (m)	V(m ³ /h)	CDT(m)
P-1501	150,0	0,58	10,3	210,9	30,0
P-1502	170,0	0,49	10,6	24,6	30,0
P-1503	170,0	0,49	10,6	4,5	30,0
P-1504	170,0	0,49	10,6	46,0	30,0
P-1505	170,0	0,49	10,6	31,5	30,0
P-1506	170,0	0,49	10,6	2,8	30,0
P-1507	170,0	0,49	10,6	9,5	30,0
P-1508	170,0	0,49	10,6	96,1	30,0
P-1509	170,0	0,15	22,2	5,6	15,0
P-1510	60,0	1,72	10,6	58,1	30,0
P-1511	50,0	2,07	10,0	4,6	30,0
P-1512	50,0	2,07	10,0	47,8	30,0
P-1513	50,0	2,07	10,0	5,3	30,0
P-1514	-35,0	2,57	11,9	429,1	30,0
P-1515	-50,0	3,78	11,3	149,4	30,0
P-1516	-50,0	3,78	11,3	8,4	30,0
P-1517	-50,0	3,78	11,3	45,7	30,0
P-1518	-50,0	3,78	11,3	83,9	30,0
P-1519	-50,0	3,78	11,3	46,5	30,0
P-1520	-50,0	3,78	11,3	20,9	30,0
P-1523	-50,0	3,78	11,3	0,6	30,0
P-1522	-50,0	3,78	11,3	5,5	30,0
P-1521	-50,0	3,78	11,3	63,3	30,0

Con esos datos, y el uso de programa DURCOMEX, se obtiene el modelo de la bomba para cada una de estas del área 1500, estos modelos, al igual que sus potencias máximas y de operación, su eficiencia y las revoluciones por minuto se presentan a continuación:

Tabla 11.9.15: Tabla del modelo de bomba

Bomba	Modelo	Potencia Real (kw)	Potencia Máxima(kw)	Eficiencia (%)	RPM
P-1501	3L-10x8-16	33,9	53,9	50,8%	1180
P-1502	1L-1,5x1-82	4,0	4,4	55,3%	3500
P-1503	1L-3x1,5-82	1,8	3,9	20,6%	3500
P-1504	2L-4x3-10h	10,0	16,1	38,9%	1780
P-1505	2L-4x3-10	5,4	11,1	47,7%	1750
P-1506	1L-3x1,5-82	1,6	3,9	13,8%	3500
P-1507	1L-1,5x1-82	1,9	2,9	42,6%	3500
P-1508	2L-4x3-13	1,5	2,6	31,4%	3500
P-1509	1L-1,5x1-82	0,7	1,0	35,9%	1750
P-1510	2L-6x4-10	10,5	16,1	46,7%	1780
P-1511	1L-1,5x1-82	1,4	2,6	27,3%	3500
P-1512	2L-4x3-10	7,0	12,1	56,2%	1750
P-1513	1L-1,5x1-82	1,4	2,6	30,3%	3500
P-1514	3L-10x8-16H	73,5	76,9	49,5%	1780
P-1515	3L-10x8-16A	23,0	39,9	53,7%	1180
P-1516	1L-1,5x1-82	1,9	2,9	43,7%	3500
P-1517	2L-4x3-13	6,9	12,1	54,9%	1750
P-1518	2L-6x4-10	11,6	16,1	60,1%	1780
P-1519	2L-6x4-10	10,1	16,1	39,6%	1780
P-1520	2L-4x3-10	4,9	11,1	35,2%	1750
P-1521	1L-3x2-62	6,4	6,9	80,6%	3500
P-1522	1L-1,5x1-82	1,5	2,6	31,1%	3500
P-1523	1L-1,5x1-82	1,1	2,6	4,5%	3500

-

11.9.2 Compresores

Los compresores empleados en la planta de producción del freón 13 son de tipo centrífugo, que pueden ser de una sola etapa o multietapa según las condiciones que se quieren conseguir, se utiliza para conseguir altas presiones de impulsión. Para los compresores centrífugos¹¹ tienen una relación de compresión entre 2,5 y 5.

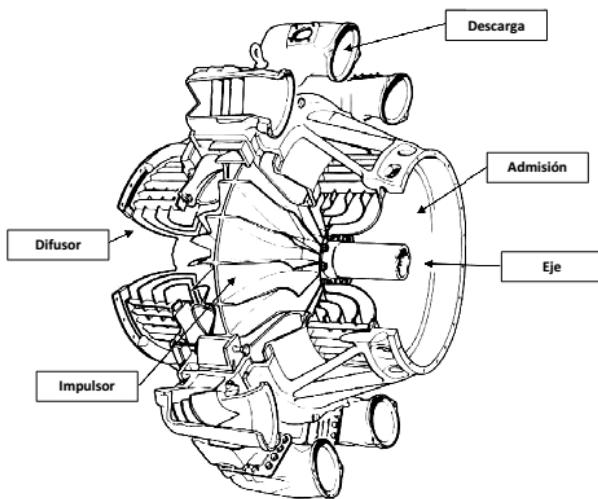


Figura 4.2. Compresor centrífugo de una etapa. Se pueden ver algunos elementos que lo componen.

Figura 11.9.2: Compresor centrífugo de una etapa.

Los compresores trabajan en adiabático, por lo que es posible que aumente la temperatura de la impulsión respecto al caudal de aspiración.

• Número de etapas

Se debe determinar el tipo de compresor centrífugo que se necesita, por ello hace falta determinar el número de etapas del compresor.

Se determina el número de etapas del compresor según la relación de compresión:

$$r = \left(\frac{P_{impulsión}}{P_{aspiración}} \right) \quad (\text{Ecuación 11.9.4})$$

Dónde:

- $P_{impulsión}$: Presión de impulsión (bar)
- $P_{aspiración}$: Presión de aspiración (bar)
- r : relación de compresión

• Potencia del compresor

¹¹ referenciar

Potencia necesaria para el compresor, ese cálculo se desarrolla según el tipo de compresor:

$$W = \int_{p1}^{p2} v \, dP \quad (\text{Ecuación 11.9.5})$$

Dónde:

- P: presión (bar)
- V: viscosidad cinemática

- **Compresores:**

$$5 > \frac{Pi}{Pa} > 2.5$$

La potencia de compresión resulta de la siguiente manera:

$$W = \left(\frac{k}{k-1} \right) \cdot \frac{Z \cdot R \cdot T}{PM} \cdot \left(\left(\frac{Pi}{Pa} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right) \quad (\text{Ecuación 11.9.6})$$

Dónde:

- W: potencia de compresión (KJ/kg)
- K: eficacia de compresión (Cp/Cv)
- Z: factor de comprensibilidad
- R: constantes de gases ideales (kJ/K·kmol)
- T: Temperatura (k)
- PM: peso molecular (kg/kmol)
- Pi/Pa: relación de comprensión

- **Potencia real del compresor**

La potencia real del compresor se calcula de la siguiente manera:

$$P = \frac{W \cdot m}{\eta} \quad (\text{Ecuación 11.9.7})$$

Dónde:

- W: potencia del compresor (kJ/kg)
- m: cabal másico (kg/h)
- η: Eficacia del compresor

- **Aumento de temperatura**

El aumento de temperatura se calcula mediante la siguiente expresión:

$$\frac{T_i}{T_a} = \left(\frac{P_i}{P_a} \right)^{\frac{k-1}{k}} \quad (\text{Ecuación 11.9.8})$$

Dónde:

- T_i : temperatura en impulsión (K)
- T_a : temperatura en aspiración (K)

11.9.2.1 COMPRESOR CO -301

Se ha diseñado el compresor Co-301 para aumentar la presión del corriente y conseguir que el aire entre a la columna de absorción.

En la tabla XXX se muestra las condiciones de salida y entrada del corriente de aire al compresor Co-301.

Tabla 11.9.16. Propiedades de la corriente de aire de entrada y salida del compresor Co-301

	Entrada	Salida
Caudal aire (kg/h)	991,3	991,3
Temperatura (k)	301	301
Presión Abs. (bar)	1,01	2,22

Para diseñar el compresor Co-301 se ha utilizado los cálculos que se muestran a continuación:

Para el compresor Co-301:

$$r = \left(\frac{P_{impulsión}}{P_{aspiración}} \right) = 1.2$$

La relación de compresión es menor al rango de compresión, por lo que se considera hacer un compresor de una sola etapa.

A continuación se calcula la potencia del compresor a partir de la ecuación 11.9.6:

$$W = 15858,5 \text{ J/kg}$$

La potencia real del compresor se ha calculado a partir de la ecuación 11.9.7:

$$P = 4,37 \text{ kw}$$

El aumento de temperatura se obtiene a partir de la ecuación 11.9.8:

$$T_i/T_a = 1,012$$

11.9.2.2 COMPRESOR CO -401

Se ha diseñado el compresor Co-401 para aumentar la presión del corriente de salida del reactor de 1 atm a 7 atm.

En la tabla XXX se muestra las condiciones de salida y entrada del corriente de aire al compresor Co-301.

Tabla 11.9.17. Propiedades de la corriente de aire de entrada y salida del compresor Co-401

	Entrada	Salida
Caudal aire (kg/h)	2803,07	2803,07
Temperatura (k)	402,1	489
Presión Abs. (bar)	1	7

Para diseñar el compresor Co-401 se ha utilizado los cálculos que se muestran a continuación:

Para el compresor Co-401:

$$r = \left(\frac{P_{impulsión}}{P_{aspiración}} \right) = 7$$

La relación de compresión es mayor al rango de compresión, por lo que se considera hacer un compresor de dos etapas, para obtener una relación de compresión entre el rango definido en el apartado XX:

$$r = \sqrt[N]{\left(\frac{P_i}{P_a} \right)} = 2,65$$

Dónde:

- N: número de etapas

A continuación se calcula la potencia del compresor a partir de la ecuación 11.9.6:

$$W = 59473,4 \text{ J/kg}$$

La potencia real del compresor se ha calculado a partir de la ecuación 11.9.7:

$$P = 66.15 \text{ kW}$$

El aumento de temperatura se obtiene a partir de la ecuación 11.9.8:

$$T_i/T_a = 1,2$$

11.10 SERVICIOS

Para realizar cabalmente el proceso es necesario contar con diversos servicios en la planta tales como vapor, ciclos de refrigeración, aire y nitrógeno comprimido, generación eléctrica, etc. Los cálculos necesarios para realizar estos diversos servicios se presentan a continuación.

11.10.1 TANQUES COLECTORES

Para poder recuperar la energía que perdieron los aceites térmicos a lo largo del proceso es necesario hacerlos llegar a una caldera, torre de frío o ciclo de frío por compresión, pero previo a esto es necesario colectar todos los aceites térmicos de mismo nivel en un tanque para su recuperación energética homogénea. En la tabla 11.10.1 se presentan los flujos de aceites térmicos a colectar en el área de servicios.

Tabla 51.10.1: Datos de aceite térmico a almacenar

Aceite térmico	Tanque	Caudal (kg/h)
“Dowtherm A” 170°C	TK-1501	200840
“Dowtherm A” 50°C	TK-1502	60000
“Dowtherm J” -50°C	TK-1503	387111

11.10.1.1 DIMENSIONAMIENTO.

Para el dimensionamiento de los tanques se ha marcado un tiempo de residencia de 5 minutos (0,083 horas), siguiendo las recomendaciones del libro Thule's Rumb. Y se estable la relación de altura diámetro.

$$V = Q \cdot \tau \quad (\text{Ecuación 11.10.1})$$

$$h = 1,5 \cdot D \quad (\text{Ecuación 11.10.2})$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{1,5 \cdot \pi}} \quad (\text{Ecuación 11.10.3})$$

Dónde:

- V es el volumen (m^3)
- τ es el tiempo de residencia (h)
- Q es el caudal volmétrico a la salida del condensador (m^3/h)
- h es la altura (m)
- D es el diámetro (m)

Se establece que el volumen de los tanques estén al 50 por ciento de capacidad, ya que en la puesta en marcha de la planta, este será el tanque de almacenamiento del aceite térmico, y por lo tanto debe tener la capacidad suficiente para almacenar todo el aceite que circule en la planta. Por lo tanto, el volumen obtenido con la ecuación 11.10.1 se multiplica por dos para hacer el dimensionamiento.

En la tabla 11.10.1 se presentan los valores de las dimensiones obtenidas para cada tanque de condensados:

Tabla 11.10.2. Dimensiones de los tanques de condensados.

Tanque	$V_{\text{tot}} (\text{m}^3)$	D (m)	h (m)
TK-1501	35,5	3,1	4,7
TK-1502	9,7	2,0	3,0
TK-1503	71,4	3,9	5,9

La altura obtenida es la altura que se obtiene si el tanque fuera un cilindro y por lo tanto variará ligeramente al hacer el diseño mecánico ya que los tanques de condensados se han decidido hacer con cabezal y fondo torisféricos.

10.10.1.12 DISEÑO MECÁNICO

11.10.1.2.1 CÁLCULO DE LOS GROSORES

El material utilizado para cada uno de los tanques es acero inoxidable 304 L. Para calcular los espesores de los tanques es necesario conocer la temperatura y presión de diseño, el diámetro interno, factor de soldadura y factor de estrés y se usa el código ASME para el cálculo del grosor. Se usan las siguientes ecuaciones, ya presentadas:

$$T_{\text{operación}} = \frac{\sum m_i \cdot C_p i \cdot T_{in}}{m_{total} \cdot C_p} \quad (\text{Ecuación 11.10.4})$$

$$T_D = T_{operación} + 20 \text{ °C} \quad (\text{Ecuación 11.10.5})$$

$$P_D = 1,1 \cdot P_{operación} \quad (\text{Ecuación 11.10.6})$$

$$t_{cil} = \frac{P_D \cdot D_{int}}{2 \cdot S \cdot E - 1,2 \cdot P_D} \quad (\text{Ecuación 11.10.7})$$

$$t_{tor} = \frac{0,885 \cdot P_D \cdot D_{int}}{S \cdot E - 0,1 \cdot P_D} \quad (\text{Ecuación 11.10.8})$$

Dónde la ecuación 11.10.7 es para el grosor del cuerpo cilíndrico y la ecuación 11.10.8 es para el cálculo del grosor de los extremos torisféricos. E es el factor de soldadura y es igual a 0,85.

El valor del grosor obtenido se sobredimensiona un 10% y se le aplica un margen de corrosión de 2mm. A continuación se presentan los valores de las constantes usadas y los resultados obtenidos:

Tabla 11.10.3. Valores utilizados y espesores iniciales obtenidos.

Tanque	T _d (°C)	P _d (atm)	t _{cil} (mm)	t _{cab} (mm)	t _{fond} (mm)
TK-1501	170	1,1	1,57	2,78	3,32
TK-1502	80	1,1	1,02	1,81	2,06
TK-1503	-15	1,1	1,99	3,52	4,34

Los grosores que se presentan en la tabla 11.10.3 son los obtenidos inicialmente. Los grosores con el sobredimensionamiento y alzados a la alza se presentan en la tabla 11.10.4:

Tabla 11.10.4 Valores finales de los grosores.

Tanque	t _{cil} (mm)	t _{cab} (mm)	t _{fond} (mm)
TK-1501	4	5	6
TK-1502	3	4	4
TK-1503	4	6	7

11.10.1.2.2 CÁLCULO DE LA ALTURA TOTAL.

El cálculo de la altura real de los tanques de condensados para mantener el volumen necesario y considerando que no todo el tanque es cilíndrico se hace primero determinando los volúmenes de cada parte del tanque, el cuerpo cilíndrico y el cuerpo y fondo torisféricos, porqué el volumen del cuerpo cilíndrico se determinará restando del volumen total de los volúmenes de los extremos. Y con el volumen obtenido y el diámetro fijado obtener la altura del cuerpo. Para determinar las alturas de los extremos torisféricos y el volumen, se usan la figura 11.10.1 y la ecuación 11.10.9:

$$V_{torisférico} = 0,513 \cdot h \cdot D_{ext}^2 \quad (\text{Ecuación 11.10.9})$$

■ TORISpherical HEADS ACC. TO DIN 28011

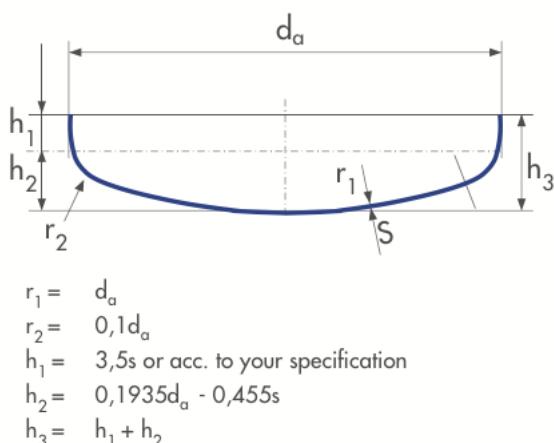


Figura 11.10.1. Dimensiones de los cabezales torisféricos (extraída del programa de producción de la empresa SLAWINSKI)

El volumen del cuerpo cilíndrico y seguidamente la altura:

$$V_{cil} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot h = V_{TOT} - V_{cab} - V_{fondo} \quad (\text{Ecuación 11.10.10})$$

$$h = \frac{V_{TOT} - V_{cab} - V_{fondo}}{\frac{\pi}{4} \cdot D^2} \quad (\text{Ecuación 11.10.11})$$

Los valores, primero de volúmenes (exteriores e interiores) y de las alturas se presentan a continuación:

Tabla 11.10.5. Volúmenes externos e internos de los cuerpos de los tanques.

Tanque	V _{cab ext} (m ³)	V _{cab int} (m ³)	V _{fond ext} (m ³)	V _{fond int} (m ³)	V _{cil ext} (m ³)	V _{cil int} (m ³)
TK-1501	3,11	3,09	3,13	3,11	29,44	29,29
TK-1502	0,86	0,85	0,86	0,85	8,07	8,02
TK-1503	6,24	6,20	6,28	6,23	59,22	58,98

Tabla 11.10.6. Alturas de los cuerpos y altura total de los tanques.

Tanque	h _{cab} (m)	h _{fond} (m)	h _{cil} (m)	h _{tot} (m)
TK-1501	0,62	0,63	3,85	5,10
TK-1502	0,41	0,41	2,50	3,31
TK-1503	0,78	0,79	4,87	6,44

11.10.1.2.3 CÁLCULO DEL PESO DEL TANQUE

Para el cálculo del tanque vacío se multiplica el volumen total de acero por la densidad del material, en el caso del acero inoxidable 340 7930kg/m³, se usa la ecuación 11.10.12:

$$\text{Peso tanque vacío} = (V_{TOT,ext} - V_{TOT,int}) \cdot \rho_{AISI} \quad (\text{Ecuación 11.10.12})$$

Para el peso del líquido, se multiplica el volumen que ocupa (el 50% del volumen interior del tanque) por la densidad del líquido:

$$\text{Peso líquido} = \frac{V_{TOT,int}}{2} \cdot \rho_{líq} \quad (\text{Ecuación 11.10.13})$$

El peso total de cada tanque es la suma del peso del tanque vacío más el peso de líquido que ocupa cada tanque. Los resultados obtenidos se presentan en la tabla 11.10.8:

Tabla 11.10.7. Peso de cada tanque de condensados.

Tanque	peso acero (kg)	peso líquido (kg)	peso total (kg)
TK-1501	1544,0	16736,6	18280,6
TK-1502	485,6	5000,0	5485,6
TK-1503	2560,7	32259,3	34819,9

11.10.1.2.3 CÁLCULO DEL AISLANTE

A continuación se realiza el cálculo del aislante para los tanques, este se realiza mediante el uso del programa “CALORCOL”, al cual hay que especificarle las temperaturas del interior del tanque, la de la superficie y la del medioambiente, para esta última se considerará la pero condición según la estación del año. En la siguiente tabla se presentan las temperaturas y el espesor del aislante a usar, este aislante es de Lana Mineral de Roca de 80 kg/m³.

Tabla 11.10.8: especificaciones del aislante de lana mineral de roca

Equipo	$T_{Interna}$ (°C)	$T_{Externa}$ (°C)	$T_{Superficie}$ (°C)	Espesor (mm)
TK-1601	150,0	30,0	50,0	36,1
TK-1602	60,0	30,0	40,0	15,2
TK-1603	-35,0	30,0	5,0	90,9

1110.2 CALDERA DE VAPOR

A continuación se realiza el cálculo de la caldera necesaria para elevar la temperatura del aceite térmico “Dowtherm A” desde 150 a 170°C, por lo tanto el vapor a suministrar debe estar a una temperatura mayor a esta, y será vapor a 10 bar, el cual está aproximadamente a 180°C. Para esto se debe hacer un balance de energía para saber el caudal de vapor necesario a utilizar, ya que es el dato solicitado por los proveedores, este se calcula mediante la siguiente ecuación 11.10.14, y el resultado se adjunta en la tabla 11.10.8:

$$m_{vap} = \frac{m_{DWT\ A} \cdot C_p \cdot \Delta T}{\lambda_{vap}} \quad (\text{Ecuación 11.10.14})$$

Donde:

- $m_{DWT\ A}$: Masa de aceite térmico “Dowtherm A” a 170°C (200840 (kg/h))
- C_p : Calor específico del aceite térmico “Dowtherm A” a 160°C (1,960 (kJ/kg °C))
- ΔT : Salto térmico del aceite térmico “Dowtherm A” (20°C)
- λ_{vap} : Calor latente del vapor a 10 bar y 180°C (2012,18 (kJ/kg))

Este valor se sobredimensionará para que la caldera opere a un 80% de su capacidad, por lo tanto el valor obtenido se dividirá por 0,8.

Tabla 11.10.9. Flujo mísico de vapor necesario

m_{vap} (ton/h)	4,91
-------------------------------------	------

Ahora este caudal se busca en la hoja de especificaciones del proveedor (Babcock-Wanson), caldera tipo serpentín modelo BWD, el cual se presenta en la siguiente figura:

Modelos	Calderas BWD											
	10	15	20	25	30	35	40	50	60	70	80	100
Producción de vapor en t/h (**)	1	1,5	2	2,5	3	3,5	4	5	6	7	8	12
Potencia neta en kW	682	1026	1368	1708	2050	2392	2734	3418	4102	4786	5470	6546
Dimensiones en mm	A	5200	5200	5200	5630	5630	6700	6700	7700	7700	8150	8150
	B	1925	1925	1925	2200	2200	2360	2360	2660	2660	2890	2890
	C	1870	1870	1870	2150	2150	2280	2280	2580	2580	2878	2878
	D	310	310	310	350	350	350	350	400	400	480	480
	E	4370	4370	4370	4370	4370	5240	5240	6200	6200	5550	6550
	F	445	445	445	555	555	595	595	595	595	620	620
	G	2550	2550	2550	2400	2400	3100	3100	3950	3950	4200	4200
	H	1180	1180	1180	1420	1420	1532	1532	1850	1850	2011	2011
	I	1800	1800	1800	2080	2080	2128	2125	2360	2360	2737	2737
	J	Ø 300	Ø 300	Ø 300	Ø 394	Ø 394	Ø 400	Ø 400	Ø 450	Ø 450	Ø 500	Ø 500
	L	3150	3150	3150	3150	3150	3800	3800	4750	4750	5100	5100
	M	2650	2650	2650	2650	2650	3300	3300	4250	4250	4550	4550
	N	800	800	800	800	800	800	800	800	800	800	800
volumen agua total en litros	2936	2936	2936	3910	3910	5828	5828	9548	9548	13683	13683	21299
peso en carga en kg	7750/ 8250	7750/ 8250	7750/ 8250	10750/ 11450	10750/ 11450	14500/ 15400	14500/ 15400	22850/ 24750	22850/ 24750	29100/ 31100	29100/ 31100	44200/ 45700

Figura 11.10.2: hoja de especificaciones de calderas de la empresa Babcock-Wanson, de calderas modelo BWD

Como se aprecia de la hoja de especificaciones la caldera que dispone el proveedor, se escoge la caldera BWD modelo 50, ya que es la que produce 5 (ton/h), a 10 (bar) de presión. Las características se encuentran en la siguiente tabla:

11.10.10 Características de la caldera

Marca	Babcock-Wanson
Modelo	BWD 50
Volumen agua (m ³)	9,55
Peso en carga (kg)	14500

11.10.3.1 Depósitos colectores de vapor y agua

Para el correcto uso de la caldera se debe contar con depósitos colectores de condensado y de vapor producido. El tiempo de residencia y el tanque correspondiente se presentan en la siguiente tabla:

Tabla 11.10.11. Tanque y tiempos de residencia para Condensado y vapor

Fluido	Tanque	τ (min)	τ (min)
Condensado	TK-1504	15	0,25
Vapor	TK-1505	0,5	0,0083

Para el dimensionamiento de los tanques se utilizan desde las ecuaciones 11.10.1 a la 11.10.3. Se establece que el volumen del tanque de condensado se encuentre a un 80% de su capacidad, por lo que el volumen obtenido se debe dividir por 0,8. Para el caso del vapor se considera que esta al 100% de su capacidad, además que este estará en posición horizontal, por lo cual la altura corresponde al largo y la relación L/D será de 5. En la tabla 11.10.10 se presentan los valores de las dimensiones obtenidas para cada tanque de condensados:

Tabla 11.10.12. Dimensiones de los tanques de condensados.

Tanque	V _{tot} (m ³)	D (m)	h (m)
TK-1504	1,8	1,1	1,7
TK-1505	8,1	1,3	6,4

La altura obtenida es la altura que se obtiene si el tanque fuera un cilindro y por lo tanto variará ligeramente al hacer el diseño mecánico ya que los tanques de condensados se han decidido hacer con cabezal y fondo torisféricos.

Ahora para el diseño mecánico de los tanques, se comenzará por el grosor de las paredes. El material utilizado para cada uno de los tanques es acero inoxidable 304 L. Utilizando desde las ecuaciones 11.10.5 a la 11.10.8

El valor del grosor obtenido se sobredimensiona un 10% y se le aplica un margen de corrosión de 2mm. A continuación se presentan los valores de las constantes usadas y los resultados obtenidos:

Tabla 11.10.13 Valores utilizados y espesores iniciales obtenidos.

Tanque	T _d (°C)	P _d (atm)	t _{cil} (mm)	t _{cab} (mm)	t _{fond} (mm)
TK-1504	200	10,9	5,74	10,11	10,18
TK-1505	200	10,9	6,39	11,25	11,25

Los grosores que se presentan en la tabla 11.10.11 son los obtenidos inicialmente. Los grosores con el sobredimensionamiento y alzados a la alza se presentan en la tabla 11.10.13:

Tabla 11.10.14 Valores finales de los grosores.

Tanque	t_{cil} (mm)	t_{cab} (mm)	t_{fond} (mm)
TK-1504	8	13	13
TK-1505	9	14	14

Ahora para el cálculo de la altura total real de los tanques de condensados para mantener el volumen necesario y considerando que no todo el tanque es cilíndrico se hace primero determinando los volúmenes de cada parte del tanque, el cuerpo cilíndrico y el cuerpo y fondo torisféricos, porqué el volumen del cuerpo cilíndrico se determinará restando del volumen total de los volúmenes de los extremos. Y con el volumen obtenido y el diámetro fijado obtener la altura del cuerpo. Para determinar las alturas de los extremos torisféricos y el volumen, se usan la figura 11.10.1 y desde ecuación 11.10.9 a la 11.10.11:

Tabla 11.10.15. Volúmenes externos e internos de los cuerpos de los tanques.

Tanque	$V_{cab\ ext}$ (m^3)	$V_{cab\ int}$ (m^3)	$V_{fond\ ext}$ (m^3)	$V_{fond\ int}$ (m^3)	$V_{cil\ ext}$ (m^3)	$V_{cil\ int}$ (m^3)
TK-1504	0,19	0,18	0,19	0,18	1,44	1,40
TK-1505	0,26	0,25	0,26	0,25	7,80	7,59

Tabla 11.10.16. Alturas de los cuerpos y altura total de los tanques.

Tanque	h_{cab} (m)	h_{fond} (m)	h_{cil} (m)	h_{tot} (m)
TK-1504	0,27	0,27	1,36	1,90
TK-1505	0,30	0,30	5,97	6,57

Para el cálculo del tanque vacío se usa la ecuación 11.10.12 y para el peso del líquido, se multiplica el volumen que ocupa por la densidad del líquido, ecuación 11.10.13 en la siguiente tabla se adjunta el peso por separado y el peso total.

Tabla 11.10.17. Peso de cada tanque de condensados.

Tanque	peso acero (kg)	peso líquido (kg)	peso total (kg)
TK-1504	445,28	781,25	1226,53
TK-1505	1890,90	20,83	1911,73

Se realizará el cálculo del espesor del aislante para los tanques colectores de vapor y condensado, esta, al igual que los recientemente calculados se realizará mediante el uso del programa CALORCOL, los resultados se especifican a continuación:

Tabla 11.10.18: especificaciones del aislante de lana mineral de roca

Equipo	$T_{Interna}$ (°C)	$T_{Externa}$ (°C)	$T_{Superficie}$ (°C)	Espesor (mm)
TK-1604	180,0	30,0	50,0	48,8
TK-1605	180,0	30,0	50,0	48,8

11.10.3.1 INTERCAMBIADOR IC-1501

Es necesario diseñar el intercambiador de calor donde se realice el intercambio de calor entre el vapor proveniente de la caldera y el aceite térmico "Dowtherm A" para que este último llegue a los 170°C. El diseño de este intercambiador se realizará para elevar la temperatura del aceite térmico desde 150 a 170°C, mediante el uso del vapor de caldera, el cual solo entregara calor latente, por lo cual este solo sufrirá cambio de fase.

La variable de diseño para escoger el intercambiador de calor adecuado por el programa ASPEN EXCHANGER DESIGN & RATING® ha sido el costo del equipo, con el objetivo de minimizar el costo de los equipos. Para realizar el diseño del intercambiador se utilizará el método de Kern

Para determinar la cantidad de Vapor necesario, se determina mediante el uso de la ecuación 11.4.2. A continuación se determina el coeficiente global de transferencia de calor mediante la ecuación 11.4.7. Una vez obtenido estos resultados se determina el área de intercambio de calor mediante la ecuación 11.4.8. Todos estos resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.10.19: Resultados del balance de energía

m_{vap} (kg/h)	3750
U (W/m ² °C)	1158,1
A (m ²)	115,1

Una vez obtenidos el área de intercambio de calor se determina el tipo de tubo a utilizar, y con esto, el área de cada tubo mediante el largo de estos. Los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.10.20: Dimensiones de los tubos

$D_{t,ext}$ (mm)	19,05
$D_{t,int}$ (mm)	14,83
L_t (mm)	3500
N_t	566
n_{pt}	2

Ahora, mediante el uso de la ecuación 11.4.12 y la figura 11.4.4, se determina el diámetro de la coraza, una vez con esta se debe cumplir con el intervalo presente en la ecuación 11.4.13. Los resultados se adjunta en la siguiente tabla:

Tabla 11.10.21. Dimensiones de la coraza

$D_{s,ext}$ (mm)	669,92
$D_{s,int}$ (mm)	650,88
L_t/D_s	5,23

Otro parámetro importante para tener en cuenta es la velocidad de los fluidos al interior del intercambiador, mediante el uso de la ecuación 11.4.14, los resultados son:

Tabla 11.10.22: Velocidades al interior del intercambiador

v_t (m/s)	1,22
v_s (m/s)	3,21

Y por último, se debe calcular la cantidad de bafles y distancia entre ellos mediante la ecuación 11.4.17, los resultados se adjuntan en la siguiente tabla:

Tabla 11.10.23: Cantidad y distancia de los bafles

n_B	7
I_B (mm)	420

11.10.3 AGUA DE TORRE DE FRIO

A continuación se realiza el cálculo de la torre de frio de agua para disminuir la temperatura del aceite térmico “Dowtherm A” desde 60 a 50°C, el salto térmico del agua de torre será de 5°C. Para esto se debe hacer un balance de energía para saber el flujo energético necesario a disipar, ya que es el dato solicitado por los proveedores, este se calcula mediante la siguiente ecuación 11.10.15, y el resultado se adjunta en la tabla 11.10.16.

$$Q_{\text{agua torre}} = m_{DWT\ A} \cdot C_{p,DWT\ A} \cdot \Delta T_{DWT\ A} \quad (\text{Ecuación 11.10.15})$$

Donde:

- $m_{DWT\ A}$: Masa de aceite térmico “Dowtherm A” a 50°C (60000 (kg/h))
- $C_{p,DWT\ A}$: Calor específico del aceite térmico “Dowtherm A” a 55°C (1,680 (kJ/kg °C))
- $\Delta T_{DWT\ A}$: Salto térmico del aceite térmico “Dowtherm A” (10°C)

Tabla 11.10.24. Calor a disipar por la torre de frio

$Q_{\text{Agua torre}} (\text{KW})$	349,9
-------------------------------------------------------	-------

Ahora con esta capacidad de enfriamiento que debe entregar la torre se busca en el catálogo que entrega el proveedor “EWK”, el cual ofrece una diversa serie de equipos, entre los cuales se encuentra el modelo “EWK-I”, la ficha técnica de especificaciones está a continuación

Modelo	Dissipación	Peso vacío	Peso servicio	Potencia Bomba	Potencia ventilador	Largo	Ancho
	Kw.*	Kg.	Kg.	Kw.	Kw.	mm.	mm.
EWK-I 144	185	800	1.350	4,0	2,2	1.725	1.400
EWK-I 225	260	1.000	2.100	5,5	3,0	2.060	1.520
EWK-I 324	347	1.350	2.800	5,5	4,0	2.450	1.855
EWK-I 441	520	1.500	3.850	7,5	5,5	2.645	2.125
EWK-I 680	798	2.500	6.000	15,0	7,5	3.895	2.625
EWK-I 900	1.040	2.600	7.800	18,5	11,0	4.900	2.620
EWK-I 1260	1.433	4.800	11.900	2 x 15,0	15,0	4.280	4.875
EWK-I 1800	2.080	4.900	14.600	2 x 18,5	22,0	5.500	4.850

Figura 11.10.3. Hoja de especificaciones de torres de frío de la empresa EWK, de torres de refrigeración condensadores y refrigeración, modelo EWK-I

Como se aprecia en la hoja de especificaciones de torre que dispone el proveedor, se escoge la torre de frío modelo EWK-I 324, ya que es la que produce 347 kw, y es la disipación más cercana a calculada en la tabla 11.10.17, el cual tiene las siguientes características:

Tabla 11.10.25. Características de la torre de frío

Marca	EWK
Modelo	EWK-I 324
Disipación (kw)	347
Peso Vacío (kg)	1350
Peso Servicio (kg)	2800
Potencia Bomba (kw)	5,5
Potencia Ventilador (kw)	4,0
Largo (mm)	2450
Ancho(mm)	1855

11.10.4 CICLO DE REFRIGERACIÓN POR COMPRESIÓN DE AMONIACO

A continuación se realiza el cálculo del ciclo de frío por compresión de amoniaco para disminuir la temperatura del aceite térmico “Dowtherm J” desde -35 a -50°C, por lo tanto el amoniaco a suministrar debe estar a una temperatura menor a esta, y será condensado a 0,25 bares, el cual está aproximadamente a -58 ° C. Para esto se debe hacer un balance de energía para saber el flujo energético necesario a disipar por el ciclo, este se calcula mediante la siguiente ecuación 11.10.16, y el resultado se adjunta en la tabla 11.10.17.

$$Q_{\text{ciclo frío}} = m_{DWTJ} \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (\text{Ecuación 11.10.16})$$

Donde:

- m_{DWTJ} : Masa de aceite térmico “Dowtherm J” a -50°C (387111 (kg/h))
- C_p : Calor específico del aceite térmico “Dowtherm A” a -40°C (1,639 (kJ/kg °C))
- ΔT : Salto térmico del aceite térmico “Dowtherm A” (15°C)

Tabla 11.10.26. Calor a disipar por la torre de frío

$Q_{\text{ciclo frío}} (\text{KW})$	3304,7
-------------------------------------------------------	--------

Ahora con esta capacidad de enfriamiento que debe entregar la torre se busca en el catálogo que entrega el proveedor “GEA Grasso chillers”, el cual ofrece una diversa serie de equipos, pero el único que posee la capacidad necesaria es el modelo “GEA Grasso FX P”, la ficha técnica de especificaciones está a continuación

Types		Compressor	Capacity ¹⁾ (kW)	Dimensions (mm)			Weight (kg)
				L	W	H	
GEA Grasso FX P (1 compressor)	200	GEA Grasso SH-C	209	2100	1700	2200	3200
	250	GEA Grasso SH-D	245	2100	1700	2200	3250
	300	GEA Grasso SH-E	294	2100	1700	2200	3350
	350	GEA Grasso SH-G	348	2100	1700	2200	3500
	450	GEA Grasso MC-H	445	3400	2000	2300	5200
	550	GEA Grasso MC-L	525	3400	2000	2300	5400
	650	GEA Grasso MC-M	646	3700	2100	2650	6800
	800	GEA Grasso MC-N	795	4000	2100	2650	7800
	900	GEA Grasso LT-P	855	3950	2200	2650	8100
	1100	GEA Grasso LT-R	1027	4200	2200	2650	9000
	1300	GEA Grasso LT-S	1274	4200	2200	2650	9600
	1500	GEA Grasso LT-T	1394	4200	2200	2650	10300
	1700	GEA Grasso LT-V	1647	4600	2500	2900	11000
	2000	GEA Grasso LT-W	1900	4800	2600	2900	12000
	2400	GEA Grasso LT-Y	2306	5000	2500	3650	12800
	2800	GEA Grasso LT-Z	2761	6500	2800	3650	14900
	3300	GEA Grasso LT-XA	3260	6700	3000	3650	16250
	4200	GEA Grasso LT-XB	4169	6500	4000	5000	25500
	5000	GEA Grasso LT-XC	4923	7000	4500	5000	27500
	5800	GEA Grasso LT-XD	5828	7500	4500	5000	30000

Figura 11.10.4. Hoja de especificaciones de equipo de frio por compresión de amoniaco marca GEA Grasso chillers, tipo GEA Grasso FX P.

Como se aprecia de la hoja de especificaciones de equipos de frio por compresión de amoniaco del proveedor, se escoge el equipo de refrigeración por compresión modelo “GEA Grasso FX P”, ya que es la que produce 3260 kw, y es la disipación más cercana a calculada en la tabla 11.10.19, las especificaciones del equipo de frio se encuentran en la siguiente tabla:

Tabla 11.10.27 Características del equipo de frio por compresión de amoniaco:

Marca	GEA
Modelo	GEA Grasso FX P
Disipación (kw)	3260
Peso (kg)	16250
Modelo Compresor	GEA Grasso LT-XA
Potencia Compresor (kw)	3300
Largo (mm)	6700
Ancho(mm)	3000
Alto (mm)	3650

11.10.5 NITRÓGENO DE BLANKETTING O INERTIZACIÓN

La principal función del nitrógeno blanketing o inertización es mantener la presión constantes en los tanques de almacenamiento de materias primas y de producto. En menor proporción se utilizara para la inertización de los equipos en la puesta en marcha.

La empresa “CARBUROS METÁLICOS Grup Air Products”, es una empresa proveedora de este gas, y ofrece varias opciones de disponer de este, una de ellas es la autogeneración del nitrógeno, o la suministración de ella en estanque que también proporcionan. La decisión de cuál de las dos formas se decide de la gráfica presentada a continuación:

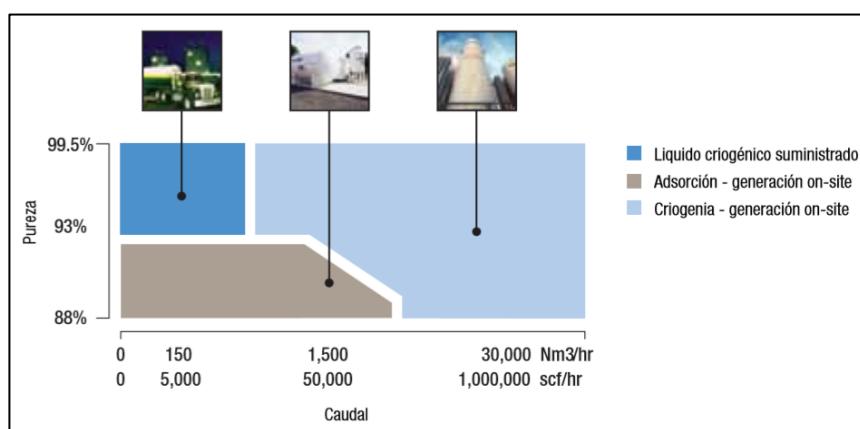


Figura 11.10.5. Gráfica de suministrado o autogeneración en función a la pureza y flujo volumétrico.

Ahora para la sección es necesario saber el caudal de nitrógeno necesario que corresponden a los caudales volumétricos de reactivos utilizados y de los productos, los cuales se encuentran en la siguiente tabla:

Tabla 11.10.28: Datos de flujos de reactivos y productos

Fluido	kg/h	Densidad	m ³ /h
CCl ₄	815,00	968,45	0,84
HF	2088,00	1579,25	1,32
R-13	1420,88	1324,30	1,07
HCl a	4247,00	1050,90	4,04

Ahora al realizar la suma de estos flujos volumétrico, y considerando una holgura de un 50%, es decir, el volumen total obtenido se multiplica por dos, el caudal de nitrógeno es de:

$$V_{N_2} = 14,55 \text{ (m}^3/\text{h)}$$

Considerando que se debe tener la mayor pureza necesaria posible, leyendo de la gráfica con la pureza y el caudal de nitrógenos, la empresa nos debe suministrar el nitrógeno. Esta suministración la realiza en estado líquido, y el tanque de almacenamiento que esta dispone cuenta con el condensador para suministrar el nitrógeno en estado gaseoso a las distintas partes de la planta.

Ahora se debe dimensionar el volumen del tanque de almacenamiento, considerando una autonomía de 10 días sin que la empresa nos suministre nitrógeno, el volumen necesario de nitrógeno en estado gaseoso es:

$$V_{N_2 \text{ gas}} = 14,55 \text{ (m}^3/\text{h}) \cdot 24(\text{h/día}) \cdot 10 \text{ (día)} = 3493,4(\text{m}^3)$$

Ahora el suministro es en estado líquido, por lo cual el volumen del tanque es de:

$$V_{\text{tanque } N_2} = V_{N_2 \text{ gas}} \cdot \frac{\rho_{N_2 \text{ líq}}}{\rho_{N_2 \text{ gas}}} = 5,42(\text{m}^3) \quad (\text{Ecuación 11.10.17})$$

Ahora el proveedor consta con uno de 5,678 m³, que será el que utilizaremos, y la empresa "CARBUROS METÁLICOS Grup Air Products", nos suministrará esta cantidad cada 10 días o en función a lo que sea necesario.

A continuación se presentan algunas especificaciones del tanque de almacenamiento de nitrógeno líquido que dispone el proveedor, el cual cuenta con un evaporador y un sistema de control

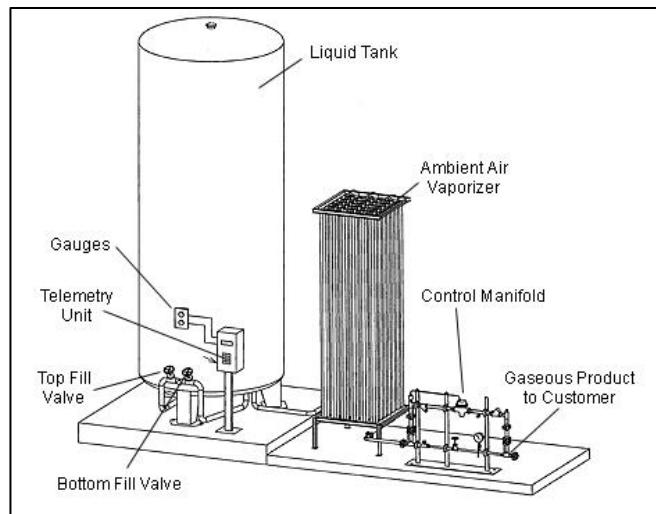


Figura 11.10.6: Figura del tanque que provee la empresa CARBUROS METÁLICOS Grup Air Products

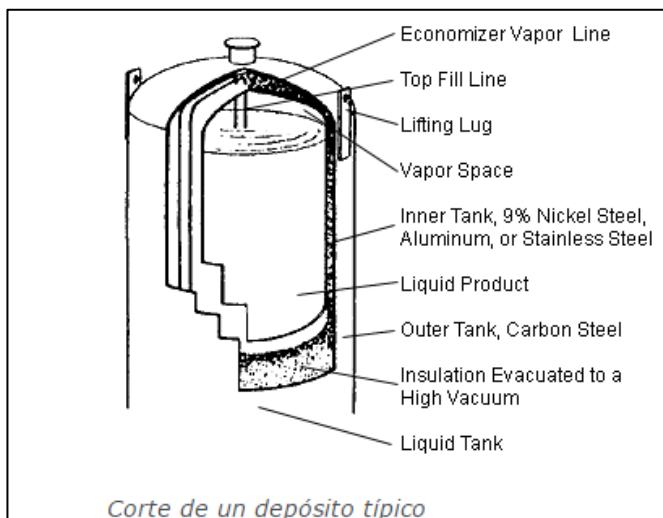


Figura 11.10.7: Figura especificaciones del tanque que provee la empresa CARBUROS METÁLICOS Grup Air Products

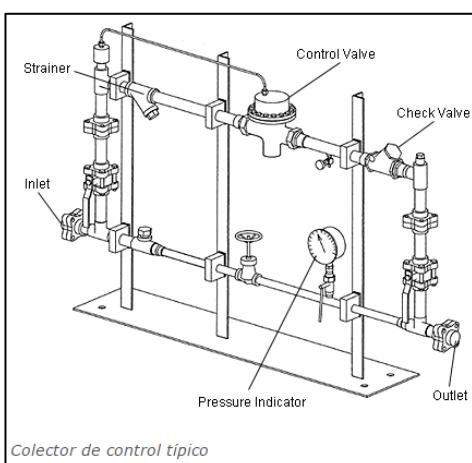


Figura 11.10.8: Figura especificaciones del control del tanque que provee la empresa CARBUROS METÁLICOS Grup Air Products.

11.10.6 AIRE COMPRIMIDO

Para la operación de las válvulas automáticas es necesario el uso de aire comprimido en estas, el cual se suministrará mediante el uso de un compresor, el cual se encargara de suministrar todas las válvulas de la planta. A lo largo del proceso se cuenta con un total de 100 válvulas de control que requieren del uso de aire comprimido, suponiendo que en las peores condiciones todas estarán operativas, el porcentaje de simultaneidad es de un 100%, ahora cada válvula utiliza un caudal de 1,7 m³/h, a una presión de 4,5 bares. Ahora mediante la siguiente ecuación se determina el caudal total de aire que debe suministrar el compresor.

$$Q = n_{válvulas} \cdot \%_{simultaneidad} \cdot Q_{válvula} \quad (\text{Ecuación 11.10.18})$$

Donde:

- Q : caudal total a suministrar por el compresor
- $n_{válvulas}$: numero de válvulas
- $\%_{simultaneidad}$: Porcentaje de simutaneidad de válvulas
- $Q_{válvula}$: Caudal requerido por válvula

Por lo tanto el caudal es de:

$$Q = 100 \cdot 100\% \cdot 1,7 \text{ m}^3/\text{h} = 170 \text{ m}^3/\text{h}$$

Ahora con este caudal, y con fines de sobredimensionamiento por caidas de presión en las líneas, la presión de diseño de compresor será de 5 bar, y la temperatura será ambiente.

Los compresores trabajan en adiabático, por lo que es posible que aumente la temperatura de la impulsión respecto al caudal de aspiración. Para comenzar el cálculo del compresor es necesario determinar el número de etapas de este compresor según la relación de compresión:

$$r = \left(\frac{P_{impulsión}}{P_{aspiración}} \right) \quad (\text{Ecuación 11.10.19})$$

Dónde:

- $P_{\text{impulsión}}$: Presión de impulsión (bar)
- $P_{\text{aspiración}}$: Presión de aspiración (bar)
- r : relación de compresión

El cálculo de esta relación se adjunta en la tabla 11.10.27

A continuación se hace necesario el cálculo del la potencia necesaria para el compresor, ese cálculo se desarrolla según el tipo de compresor:

$$W = \int_{p1}^{p2} v dP \quad (\text{Ecuación 11.10.20})$$

Dónde:

- P : presión (bar)
- V : viscosidad cinemática

Resolviendo la integral recien presentada, se obtiene la potencia de compresión y se calcula de la siguiente manera:

$$W = \left(\frac{k}{k-1} \right) \cdot \frac{Z \cdot R \cdot T}{PM} \cdot \left(\left(\frac{Pi}{Pa} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right) \quad (\text{Ecuación 11.10.21})$$

Dónde:

- W : potencia de compresión (kJ/kg)
- K : eficacia de compresión (C_p/C_v)
- Z : factor de comprensibilidad
- R : constantes de gases ideales (kJ/K·kmol)
- T : Temperatura (k)
- PM : peso molecular (kg/kmol)
- Pi/Pa : relación de comprensión

Con la ecuación 11.10.21, se realiza el cálculo de la potencia del compresor y se adjunta en la tabla 11.10.27

La potencia recientemente calculada es la ideal, por lo cual se hace necesario el cálculo de la potencia real del compresor se calcula de la siguiente manera:

$$P = \frac{W \cdot m}{\eta} \quad (\text{Ecuación 11.10.22})$$

Dónde:

- W : potencia del compresor (kJ/kg)
- m : cabal másico (kg/h)
- η : Eficacia del compresor

El resultado de esta ecuación se presenta en la tabla 11.10.27

Al producirse una compresión en un gas, este sufre un aumento de temperatura, que se calcula mediante la siguiente expresión:

$$\frac{T_i}{T_a} = \left(\frac{P_i}{P_a} \right)^{\frac{k-1}{k}} \quad (\text{Ecuación 11.10.23})$$

Dónde:

- T_i : temperatura en impulsión (K)
- T_a : temperatura en aspiración (K)

Por lo tanto, con el uso de la ecuación recien mencionada, se realiza el cálculo de la temperatura del gas, y se adjunta en la siguiente tabla, a demas, a continuación, se dispone de algunas caracteristicas del compresor escogido según características

Tabla 11.10.29: Resultados del cálculo del compresor

R	4,95
Trabajo ideal (kw)	27,1
Trabajo Real (kw)	38,8
Temperatura (°C)	59

Tabla 11.10.30 Características del compresor

Marca	Ingersoll Rand
Modelo	Mistral Series (WP-45L)
Potencia	40

11.10.7 DESCALIFICADOR

Para la absorción del ácido clorhídrico gaseoso en agua, esta última debe estar descalcificada, al igual que el agua que se incorpora en la torre de frío de agua. Estos caudales son:

Tabla 11.10.31: Equipos que necesitan agua descalcificada y caudal requerido por este

Equipo	kg/hr	densidad	m ³ /h
Torre de Absorción	2795,0	987,9	2,83
torre frio	36,5	985,7	0,04
total	2831,5	-	2,87

Por lo tanto el caudal a descalcificar es de 2,87 m³, según los descalcificadores que ofrece el proveedor “Ecocal”, se presentan a continuación:

Modelo	Conexión rosca	Caudal: m ³ /h	Presión Máxima	Dimensión (mm) Longitud x Diámetro	Peso kg's
HX-25	1" Rosca hembra	1,50 - 3,00	16 bar	195 x 55	TBA
HX-32	1½" Rosca hembra	3,00 - 6,00	16 bar	195 x 55	TBA
HX-40	1½" Rosca hembra	4,50 - 9,00	16 bar	274 x 76	TBA
HX-50	2" Rosca hembra	6,00 - 12,00	16 bar	274 x 77	TBA

Figura 11.10.9: Especificaciones del control del tanque que provee la empresa CARBUROS METÁLICOS Grup Air Products.

Ya que el flujo a descalcificar es de 2,87 m³, el modelo a escoger será el HX-25, el cual es de un intervalo de caudal de 1,5 a 3 m³, a continuación se presenta el modelo:



Figura 11.10.10: Descalcificador a utilizar.

11.10.8 TRASNFORMADOR ELÉCTRICO

La función de una instalación transformadora permite cambiar la intensidad de la corriente proporcionada por la compañía, a la necesaria para la operación en planta. El dimensionamiento de este equipo se realizará en función a los equipos encargados de la producción, es decir, equipos de proceso productivo y equipos de servicio, que en su gran mayoría son bombas. La intensidad secundaria en trifásica será de 400V y la de línea 230V, por tanto el equipo a escoger debe tener estas características. Pero antes es necesario relizar el consumo energético de cada área de la planta.

Área 100

A continuación, en la siguiente tabla se describen los equipos que requieren energía electrica para el área 100, y la potencia necesaria para su uso.

Tabla 11.10.32: Potencia necesaria por equipo del área 100 y el total del área.

Equipo	Potencia (kw)
P-101	8,8
P-102	8,8
P-103	8,8
P-104	11,0
P-105	11,0
P-106	11,0
TOTAL	59,3

Área 200

A continuación, en la siguiente tabla se describen los equipos que requieren energía electrica para el área 200, y la potencia necesaria para su uso.

Tabla 11.10.35: Potencia necesaria por equipo del área 200 y el total del área.

Equipo	Potencia (kw)
R-201	25
MIX-201	2
MIX-202	15
P-201	0,6
P-202	2,1
P-203	0,6
P-204	0,6
P-205	0,6
P-206	0,6
TOTAL	47,1

Área 300

A continuación, en la siguiente tabla se describen los equipos que requieren energía electrica para el área 300, y la potencia necesaria para su uso.

Tabla 11.10.36: Potencia necesaria por equipo del área 300 y el total del área.

Equipo	Potencia (kw)
CO-301	10
P-301	0,6
P-302	0,6
P-303	0,6
P-304	0,6
TOTAL	12,4

Área 400

A continuación, en la siguiente tabla se describen los equipos que requieren energía electrica para el área 400, y la potencia necesaria para su uso.

Tabla 11.10.37: Potencia necesaria por equipo del área 400 y el total del área.

Equipo	Potencia (kw)
MIX-401	30
CO-401	70
TOTAL	100

Área 500

A continuación, en la siguiente tabla se describen los equipos que requieren energía electrica para el área 500, y la potencia necesaria para su uso.

Tabla 11.10.38: Potencia necesaria por equipo del área 500 y el total del área.

Equipo	Potencia (kw)
P-501	0,6
P-502	0,6
P-503	0,5
P-504	0,6
P-505	0,6
TOTAL	2,9

Área 600

A continuación, en la siguiente tabla se describen los equipos que requieren energía electrica para el área 600, y la potencia necesaria para su uso.

Tabla 11.10.39: Potencia necesaria por equipo del área 600 y el total del área.

Equipo	Potencia (kw)
P-601	0,6
P-602	0,4
P-603	3,0
P-604	3,0
TOTAL	6,9

Área 1500

A continuación, en la siguiente tabla se describen los equipos que requieren energía electrica para el área 1500, y la potencia necesaria para su uso.

Tabla 11.10.40: Potencia necesaria por equipo del área 1500 y el total del área.

Equipo	Potencia (kw)
P-1501	1,7
P-1502	4,4
P-1503	3,9
P-1504	16,1
P-1505	11,1
P-1506	3,9
P-1507	2,9
P-1508	2,6
P-1509	1,0
P-1510	16,1
P-1511	2,6
P-1512	12,1
P-1513	2,6
P-1514	76,9
P-1515	39,9
P-1516	2,9
P-1517	12,1
P-1518	16,1
P-1519	16,1
P-1520	11,1
P-1521	6,9
P-1522	2,6
P-1523	2,6
total	268,2

Ahora realizando la suma correspondiente a cada área, presente en la siguiente tabla:

Tabla 11.10.41: potencia necesaria por área y el total de la planta

Área	Potencia (kw)
100	59,3
200	47,1
300	12,4
400	100
500	2,9
600	6,9
1500	268,2
TOTAL	496,7

Ahora con estos datos se obtiene las características necesarias para la elección del transformador, se presentan en la siguiente tabla:

Tabla 11.10.42: características necesarias para escoger el transformador eléctrico

kw	496,7
Factor	0,8
KVA Requeridos	620,9
Sobredimensionamiento	25%
KVA total	776,2

Ahora con estas características, la empresa “Jara Transformadores” frece por catalogo las siguientes opciones, para transformadores deserie de 36 kV:

serie 36 kV															
Potencia (kVA)		25	50	100	160	250	400	630	800	1000	1250	1600	2000	2500	
Pérdidas nominales (W)	En vacío	125	190	320	460	650	930	1300	1500	1700	2100	2600	3150	3800	
	Debidas a la carga (75°C)	800	1250	1950	2550	3500	4900	6500	8400	10500	13500	17000	21000	26500	
Pérdidas máx para el cálculo de la supf. de ventilación, (W)		1107	1723	2714	3595	4955	6958	9303	11825	14589	18662	23452	28902	36279	
Rendimiento	Cos φ=1	A plena carga	96,43	97,20	97,78	98,15	98,37	98,56	98,78	98,78	98,79	98,77	98,79	98,81	98,80
		A 1/2 de plena carga	97,47	98,03	98,41	98,65	98,79	98,93	99,08	99,11	99,14	99,13	99,15	99,17	99,17
	Cos φ=0,8	A plena carga	95,58	96,53	97,24	97,70	97,97	98,21	98,48	98,48	98,50	98,46	98,49	98,51	98,51
		A 1/2 de plena carga	96,85	97,55	98,02	98,31	98,50	98,67	98,85	98,89	98,93	98,92	98,94	98,96	98,97
Caida de tensión, a plena carga	Cos φ=1	3,25	2,57	2,03	1,68	1,49	1,32	1,13	1,22	1,22	1,25	1,24	1,22	1,23	
	Cos φ=0,8	4,46	4,26	4,01	3,83	3,72	3,62	3,50	4,47	4,47	4,49	4,48	4,47	4,47	
Potencia acústica máx dB(A)		50	52	56	59	62	65	67	68	68	70	71	73	76	
Grupo de conexión		Yzn11			Dyn11										
Tensión de cortocircuito (%)		4,5			6										

Tabla 11.10.11: Características de transformadores eléctricos de la empresa “Jara Transformadores”

Ahora el transformador de potencia más cercana a la requerida por la planta es el de 800 kw, por lo cual se escogerá este, algunas características en encuentran en la siguiente tabla:

Tabla 11.10.43: Características del transformador eléctrico escogido

Proveedor	Jara Transformadores
Marca	Jara
Modelo	Jara 800
Serie (KV)	36
Potencia (KW)	800
Alto (mm)	1561
Ancho (mm)	1380
Largo (mm)	920

11.10.9 GENERACIÓN ELÉCTRICA DE EMERGENCIA

En caso de que el suministro de energía electrica sea cortado, sera necesario contar con un generador eléctrico de emergencia, el cual ademas sirve para el caso de incendios, donde si se llega a cortar la luz, podra ser utilizado para la generación de neergía electrica para las bombas de incendio.

Para saber las dimensiones de este generador, se utilizará el cálculo de la pontencia de las áreas ce porceso recien precentado, pero a este se le dará un factor de olgura de un 100%, es decir, será el doble del recien calculado, con el fin de poder suministrar energía electrica a parte de las instalaciones de oficinas, sala de control, laboratorios, y la planta y sus servicios requeridos.

Tabla 11.10.44: potencia del generador eléctrico

kw	500,0
factor	0,8
KVA requeridos	625,0
Sobredimensionamiento	100%
KVA total	1250,0

La empresa TG Generac, ofrece generadores eléctricos, el máximo que ofrece es de 250 KVA, por lo tanto se hace necesario la compra de 5 de estos para lograr la potencia necesaria, estos operan a gasnatura, mismo combustible on el cual opera la caldera, con el objetivo de no tener almacenado un combustible que no se vaya a ocupar. Las cracteristicas de ete generador se presentan en la siguiente tabla:

Tabla 11.10.45: Caracteristicas del Generador electrico de emergencia

Marca	Todo Generadores
Modelo	SG 200
Cantidad	5
KVA	250
Volataje	400

11.10.10. SISTEMA DE ABASTAMIENTO DE AGUA CONTRA INCENDIOS

11.10.10.1. DISEÑO DEL DEPÓSITO DE AGUA PARA CONTRA INCENDIOS

Los sistemas de abastimiento de agua contra incendios son todo aquel conjunto de fuentes de agua, equipos de impulsión y red general de incendios destinados a asegurar el cabal y presión de agua necesaria en las instalaciones específicas donde se requiere de su uso. Este cabal y presión son referíos a la situación más desfavorable, y se debe de mantener al largo del tiempo de autonomía del equipo, así como poder alimentar simultáneamente diferentes instalaciones.

Se debe hacer una suma total de cabales¹² necesarios de los equipos que trabajan con agua, para obtener el cabal total necesario que equivale a la siguiente ecuación:

$$Q_{total} = Q_h + Q_r + Q_{BIE} + Q_e = 1036 \frac{m^3}{h} \text{ ecuación 11.10.24}$$

Dónde:

- Q_{total} : Caudal máximo de operación (m^3/h)
- Q_h : Caudal máximo hidrantes (m^3/h)
- Q_r : Caudal máximo rociadores (m^3/h)
- Q_e : Caudal máximo de espumas (m^3/h)
- Q_{BIE} : Caudal máximo BIE (m^3/h)

Sabiendo que se trabaja con una autonomía de 2 horas para todos los equipos, se encuentra el volumen total necesario de agua según la siguiente ecuación:

$$V_{total} = Q_{total} \cdot t = 2072,74 \text{ } m^3 \text{ Ecuación 11.10.25}$$

A partir del volumen necesario de agua se determina la piscina contra incendios de tipo cilíndrica de fondo plano con las siguientes dimensiones:

Tabla 11.10.46 Dimensiones de la piscina de agua

Volumen (m^3)	2072,7
Altura(m)	8,0
Diámetro (m)	18,16

¹² Los cabales de los equipos se presentan en las tablas 5.8, 5.11 y 5.16 del apartado de seguridad e Higiene

- DISEÑO MECÁNICO

CÁLCULO DE LOS GROSORES

El depósito de agua contraincendios es de tipo cilíndrico de fondo y superior planos, el material utilizado es de acero inoxidable 304.

Las condiciones de almacenamiento del agua se presentan en la siguiente tabla:

Tabla 11.10.47 Condiciones de almacenamiento

Temperatura operación (°C)	25
Presión de operación (atm)	1 atm

Para determinar los espesores hace falta determinar la presión, temperatura de diseño entre otros datos necesarios, las ecuaciones empleadas se pueden encontrar en el apartado 11.10.1:

Se obtienen los siguientes resultados:

$$T_D = 45 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (\text{Ecuación 11.10.5})$$

$$P_D = 1,1 \text{ atm} \quad (\text{Ecuación 11.10.6})$$

$$t_{cil}^{13} = 11.2 \text{ mm} \quad (\text{Ecuación 11.10.7})$$



Figura 61.10.12 Depósito de almacenamiento de agua contra incendios de la empresa Prefire

¹³ Ecuación para el espesor del cuerpo cilíndrico

CÁLCULO DEL PESO DEL TANQUE

Para el cálculo del tanque vacío se multiplica el volumen total de acero por la densidad del material empleando la ecuación 11.10.12:

$$Peso\ tanque\ vacio = 35550,1\ kg \quad (\text{Ecuación 11.10.12})$$

Para el peso del líquido, considerando que el porcentaje de ocupación es del 90%, se multiplica por la densidad del agua:

$$Peso\ líquido = \frac{V_{TOT,int}}{2} \cdot \rho_{líq} = 1.036.368 \quad (\text{Ecuación 11.10.13})$$

11.10.10.2. ESTACIÓN DE BOMBEO DE AGUA

Por tal de hacer circular el agua para el sistema de contra incendios hacia los equipos actuadores, se utiliza un equipo de bombeo completo.

Este equipo debe suministrar agua de la red a una presión mayor a la pérdida de carga que suponen todos los tramos de tubería.

Considerando un diámetro típico de tubería que conecta el deposito con la red de 8 pulgadas, el de tuberías de hidrantes de 4 a 6 pulgadas, y los BIEs entre 2 y 3 pulgadas, se considera aceptable una presión de suministro de 5 kg/cm².

El equipo contra incendios escogido consta de una bomba principal con un motor eléctrico y una bomba de reserva accionada con un motor diésel, ya que cae la posibilidad de que falle el sistema eléctrico, y por lo tanto la bomba eléctrica no podría funcionar y no se podrá impulsar agua.

La bomba escogida es de tipo Jockey de diésel, a continuación se muestran las características en relación a este equipo:

Según la norma UNE 23500:2012 la bomba jockey ha de empezar a funcionar cuando la presión de tarado (presión a caudal 0) haya disminuido al 90% y ha de parar de funcionar de forma automática a una presión comprendida entre 0,8 bars y 1,5 bars por encima de la presión de arranque. Según norma UNE EN 12845:2005+A2 el caudal a aportar por esta bomba debe ser inferior al caudal y presión para el funcionamiento de un rociador ya que impedirá la puesta en marcha de la bomba principal.

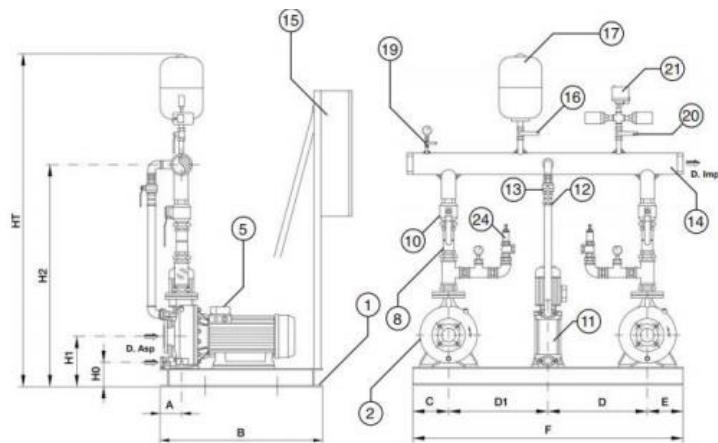


Figura 5.11. Bomba Jockey diésel de la empresa Ebara

Nº	Denominación	Cant.
1	Bancada	1
2	Bomba Principal	2
5	Motor eléctrico	2
8	Válvula de retención Bomba Principal	2
10	Válvula de corte Bomba Principal	2
11	Bomba Jockey	1
12	Válvula de retención Bomba Jockey	1
13	Válvula de corte Bomba Jockey	1

Nº	Denominación	Cant.
14	Colector impulsión	1
15	Cuadro eléctrico	1
16	Válvula de corte depósito	1
17	Depósito hidroneumático	1
19	Mandómetro	3
20	Válvula de corte presostatos	1
21	Presostatos	3
24	Válvula de seguridad	2

11.11. TRATAMIENTO

11.11.1. DECANTADOR D-601

Para realizar la parada de la planta y recoger toda la cantidad posible de catalizador del reactor R-201, el pentacloruro de antimonio, se tiene que separar de algún modo el corriente que se obtiene por el kettle-reboiler de la columna CD-201, el cual contiene todo el catalizador y está formado principalmente por floruro de hidrógeno y refrigerante R-11. Es necesario separar el catalizador, ya que éste se envía a tratar y a reactivar a una empresa externa, y enviar toda la mezcla que se obtiene elevaría mucho el precio, además de que se pierden materias primas.

Para poder separar con el máximo rendimiento el catalizador de los demás reactivos se ha decidido instalar un decantador gravitatorio, por varios motivos, es más económico que instalar una columna de destilación, ya que con un separador vapor-líquido flash no se consigue una buena separación. También debido a que el pentacloruro de antimonio no es soluble con los compuestos de la mezcla, únicamente con el tetracloruro de carbono y está compuesta solamente por un 1,7% molar, también se ha optado por un decantador gravitatorio porque hay una diferencia de densidades notables entre la fase ligera y pesada, con lo que se obtendrá un tiempo de sedimentación bajo.

En éste decantador gravitatorio, la mezcla de alimentación entra por un extremo del separador, los dos líquido fluyen lentamente a través del tanque, se separan en dos capas y se descarga por los rebosaderos situados al otro extremo del tanque.

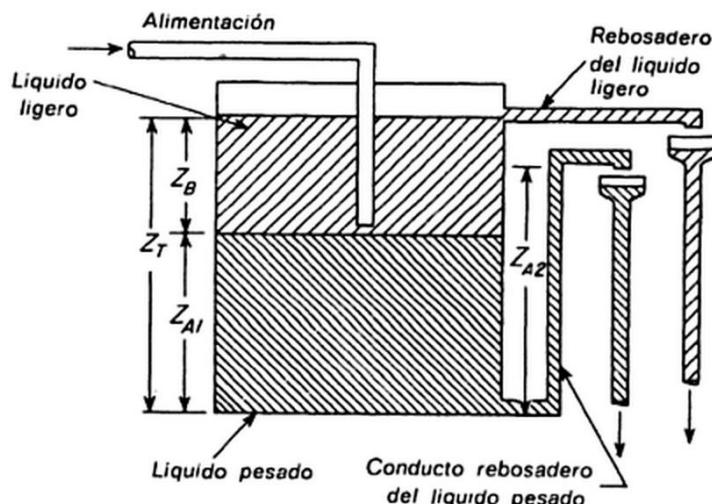


Figura 21.11.1. Ilustración de un decantador gravitatorio.

11.11.1.1. DIMENSIONAMIENTO.

Para dimensionar el decantador gravitatorio D-701, se ha seguido el método propuesto por Mc Cabe, que trata en hacer un balance hidrostático para determinar la relación entre las diferentes alturas que definen el decantador.

$$z_B \cdot \rho_B + z_{A1} \cdot \rho_A = z_{A2} \cdot \rho_A \quad (\text{Ecuación 11.11.1})$$

$$z_T = z_A + z_B \quad (\text{Ecuación 11.11.2})$$

Donde

- ρ_B : Densidad de la fase ligera
- ρ_A : Densidad de la fase pesada
- z_B : Altura de fase ligera
- z_{A1} : Altura de la capa de la fase pesada
- z_T : Altura total de líquido
- z_{A2} : Altura del rebosadero de la fase pesada

El método de Mc Cabe también usa una correlación para calcular el tiempo de sedimentación:

$$t = \frac{6,24 \cdot \mu_A}{\rho_A - \rho_B} \quad (\text{Ecuación 11.11.3})$$

Donde:

- t : Tiempo de sedimentación (h)
- μ_A : Viscosidad de la fase pesada (cP)
- $\rho_{A/B}$: Densidades de las fases (lb/ft^3)

Definiendo el corriente de catalizador la fase continua o pesada, se realiza el dimensionamiento del decantador, usando la ecuación 11.11.3 con los datos de la tabla 11.11.1 se obtiene un valor de tiempo de sedimentación:

Tabla 71.11.1. Valores necesarios para el cálculo del tiempo de sedimentación.

μ_A	2,034 cP
ρ_A	2360 kg/m ³
ρ_B	1481 kg/m ³

$$t = 0,23 \text{ h} = 13,9 \text{ min}$$

Teniendo en cuenta que el tanque está colocado horizontalmente y al 95% de capacidad, se puede calcular el volumen como:

$$V [m^3] = t [h] \cdot Q \left[\frac{m^3}{h} \right] \quad (Ecuación 11.11.4)$$

$$V_{TOT} = \frac{V}{0.95} \quad (Ecuación 11.11.5)$$

Resultando un volumen total de:

$$V_{TOT} = 0,965 m^3$$

Se fija que el diseño del decantador será 5 veces de largo el diámetro de éste, ya que el cuerpo es cilíndrico, y resolviendo el sistema de ecuaciones 11.X.X-11.X.X, se obtienen unas dimensiones de:

$$L = 5 \cdot D \quad (Ecuación 11.11.6)$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{TOT}}{5 \cdot \pi}} \quad (Ecuación 11.11.7)$$

$$L = 3,13 m; \quad D = 0,63 m$$

La longitud obtenida es la altura que se obtiene si el tanque fuera un cilindro y por lo tanto variará ligeramente al hacer el diseño mecánico ya que el decantador se ha decidido hacer con extremos torisféricos.

Por último, es necesario determinar las alturas de líquido total en el tanque, la altura de la capa de líquido pesado y ligero y la altura del rebosadero de la fase pesada. Como ya se ha mencionado, el tanque está al 95% de capacidad y en orientación horizontal, por lo tanto la altura total de líquido se calcula como:

$$z_T = 0.95 \cdot 0,63m = 0,598m$$

Suponiendo la interfase a la mitad de distancia de la base del tanque y la superficie libre de líquido:

$$z_{A1} = z_B = 0,5 \cdot z_T = 0,299m$$

Y finalmente, substituyendo la ecuación 11.11.1 se obtiene la altura del rebosadero de la fase pesada:

$$z_{A2} = 0,487m$$

11.11.1.2. DISEÑO MECÁNICO

11.11.1.2.1. CÁLCULO DE LOS GROSORES

El material utilizado para el decantador ha sido el acero inoxidable 304 teflonada, ya que la mezcla del catalizador con el fluoruro de hidrógeno es corrosiva. Como anteriormente para calcular los espesores del tanque es necesario conocer la

temperatura y presión de diseño, el diámetro interno, factor de soldadura y factor de estrés y se usa el código ASME para el cálculo del grosor. Se usan las siguientes ecuaciones, ya presentadas:

$$T_D = T_{operación} + 20^{\circ}\text{C} \quad (\text{Ecuación 11.11.8})$$

$$P_D = 1,1 \cdot P_{operación} \quad (\text{Ecuación 11.11.9})$$

$$t_{cil} = \frac{P_D \cdot D_{int}}{2 \cdot S \cdot E - 1,2 \cdot P_D} \quad (\text{Ecuación 11.11.10})$$

$$t_{tor} = \frac{0,885 \cdot P_D \cdot D_{int}}{S \cdot E - 0,1 \cdot P_D} \quad (\text{Ecuación 11.11.11})$$

Dónde la ecuación 11.11.10 es para el grosor del cuerpo cilíndrico y la ecuación 11.11.11 es para el cálculo del grosor de los extremos torisféricos. E es el factor de soldadura y es igual a 0,85.

Como anteriormente, el valor del grosor obtenido se sobredimensiona un 10% y se le aplica un margen de corrosión de 2mm.

Los grosores con el sobredimensionamiento y alzados a la alza se presentan en la tabla 11.11.2:

Tabla 11.11.2. Valores finales de los grosores.

	t_{cilindro} (mm)	t_{cabezal} (mm)	t_{fondo} (mm)
Espesor	2	2	2

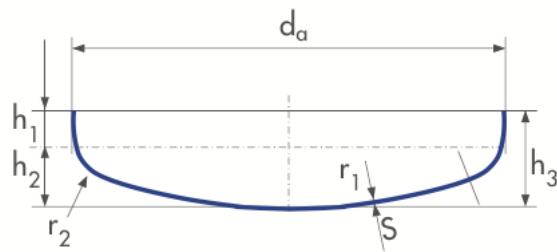
11.11.1.2.2. CÁLCULO DE LA LONGITUD TOTAL

El cálculo de la longitud real del decantador para mantener el volumen necesario y considerando que no todo el tanque es cilíndrico se hace primero determinando los volúmenes de cada parte del tanque, el cuerpo cilíndrico y los extremos torisféricos, porque el volumen del cuerpo cilíndrico se determinará restando del volumen total de los volúmenes de los extremos. Y con el volumen obtenido y el diámetro fijado obtener la altura del cuerpo.

Para determinar las alturas de los extremos torisféricos y el volumen, se usan la figura 11.11.2 y la ecuación 11.11.12:

$$V_{torisférico} = 0,513 \cdot h \cdot D_{ext}^2 \quad (\text{Ecuación 11.11.12})$$

■ TORISPHERICAL HEADS ACC. TO DIN 28011



$$\begin{aligned}
 r_1 &= d_a \\
 r_2 &= 0,1d_a \\
 h_1 &= 3,5s \text{ or acc. to your specification} \\
 h_2 &= 0,1935d_a - 0,455s \\
 h_3 &= h_1 + h_2
 \end{aligned}$$

Figura 11.11.2. Dimensiones de los cabezales torisféricos (extraída del programa de producción de la empresa SLAWINSKI)

El volumen del cuerpo cilíndrico y seguidamente la altura:

$$V_{cil} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot h = V_{TOT} - V_{cab} - V_{fondo} \quad (\text{Ecuación 11.11.13})$$

$$h = \frac{V_{TOT} - V_{cab} - V_{fondo}}{\frac{\pi}{4} \cdot D^2} \quad (\text{Ecuación 11.11.14})$$

Los valores, primero de volúmenes (exteriores e interiores) y de las alturas se presentan a continuación:

Tabla 11.11.3. Volúmenes externos e internos de los cuerpos del decantador

$V_{cab,ext}$ (m ³)	$V_{cab,int}$ (m ³)	$V_{fondo,ext}$ (m ³)	$V_{fondo,int}$ (m ³)	$V_{cil,ext}$ (m ³)	$V_{cil,int}$ (m ³)
0,00158	0,00156	0,00158	0,00156	0,00508	0,00508

Tabla 11.11.4. Alturas de los cuerpos y altura total del decantador

L _{cab} (m)	L _{fond} (m)	L _{cil} (m)	L _{tot} (m)
0,0078	0,0078	3,1212	3,1367

11.11.1.2.3. CÁLCULO DEL PESO DEL TANQUE

Para el cálculo del tanque vacío se multiplica el volumen total de acero por la densidad del material, en el caso del acero inoxidable 340 7930kg/m³, se usa la ecuación 11.11.15:

$$\text{Peso tanque vacío} = (V_{TOT,ext} - V_{TOT,int}) \cdot \rho_{AISI} \quad (\text{Ecuación 11.11.15})$$

Para el peso del líquido, se multiplica el volumen que ocupa (el 95% del volumen interior del tanque) por la densidad del líquido:

$$\text{Peso líquido} = 0.95 \cdot V_{TOT,int} \cdot \rho_{líq} \quad (\text{Ecuación 11.11.16})$$

El peso total del decantador es la suma del peso del decantador vacío más el peso de líquido que ocupa el decantador. Los resultados obtenidos se presentan en la tabla 11.11.4:

Tabla 11.11.5. Peso del decantador gravitatorio

Peso acero (kg)	Peso líquido (kg)	Peso total (kg)
98,0	1257,3	1355,4

11.11.2. TANQUE COLECTOR DE GASES

11.11.2.1. DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE COLECTOR

Para el cálculo de las dimensiones del colector, se hace el diseño como si fuera un depósito por el que circula gas con destino al Scrubber. Está formado por un cilindro horizontal o virola rematada con fondos torisféricos y tubuladuras perpendiculares al cuerpo principal.

Antes de realizar cálculos, se necesita conocer los datos de las líneas del proceso que son caudal mívico de las líneas y densidad del fluido que circula a través de dichas líneas.

$$Qv = 170 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Qm = 212,5 \text{ kg/h}$$

El componente mayoritario en los gases a tratar es nitrógeno, por ello se emplea la densidad de este:

$$\rho = 1,25 \text{ kg/m}^3$$

Primeramente, se supone una velocidad de circulación del fluido. El fluido que circula es gas, normalmente se tienen velocidades entre 5 y 30 m/s. La velocidad a la que se ha escogido operar es de 10 m/s, dentro del rango típico.

Para determinar el diámetro del colector se debe calcular el área de este con las siguientes ecuaciones:

$$v = \frac{Qm}{A \cdot \rho} \rightarrow A = \frac{Qm}{v \cdot \rho \cdot 3600} \quad (\text{Ecuación 11.11.17})$$

Substituyendo los valores en esta ecuación se obtiene un área de $4,72 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$.

Para obtener el diámetro se emplea la siguiente ecuación:

$$A = \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot Di^2 \rightarrow Di = \sqrt[2]{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \quad (\text{Ecuación 11.11.18})$$

Substituyendo los valores en esta ecuación se obtiene el diámetro de 0,077m (77,54 mm), aproximadamente 3 pulgadas.

A partir del diámetro se obtiene el volumen del cilindro y de los fondos torisféricos del colector:

$$V_{colector} = V_{cilindro} + V_{torisférico} \quad (\text{Ecuación 11.11.19})$$

$$V_{cilindro} = \pi \cdot \left(\frac{D_i^2}{4} \right) \cdot L_{cilindro} \quad (\text{Ecuación 11.11.20})$$

$$V_{torisférico} = 0.513 \cdot L \cdot D^2 \quad (\text{Ecuación 11.11.21})$$

Las tuberías que contienen las corrientes de gas que entran al colector tienen 65 mm de diámetro cada una. El número de corrientes de entrada se toma de 5, con una distancia de la mitad del diámetro de la tubería entre cada entrada, obteniendo una longitud total del tanque colector

$$L_{colector} = N^o_{corrientes\ E} \cdot D_{tubería} + N^o_{corrientes\ E} \cdot 0,5 \cdot D_{tubería} = 488\ mm$$

Substituyendo en las ecuaciones se obtiene:

Tabla 11.11.6. Dimensiones del tanque colector

V. cilindro (m³)	0,0023
V. torisférico (m³)	0,0015
V. colector (m³)	0,0038
Longitud (m)	0,487
Diámetro (m)	0,0775

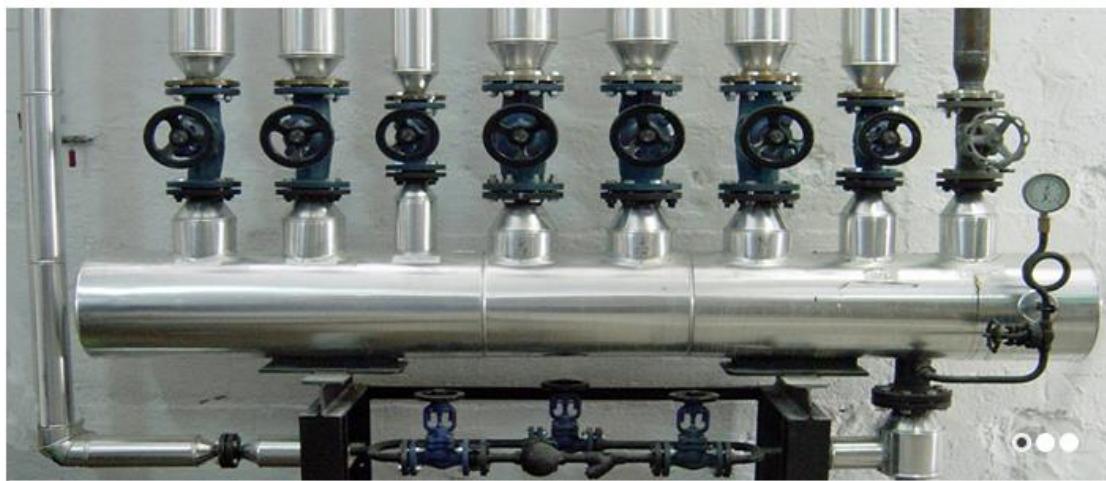


Figura 311.11.3. Colectores de aspiración de gases de la empresa Ecología técnica S.A.-ecotec.

11.11.2.2. CÁLCULO DEL GROSOR DEL TANQUE COLECTOR

El material utilizado para el colector es el acero inoxidable 304 teflonado, ya que la mezcla de pentacloruro de antimonio con cloruro o fluoruro de hidrógeno es corrosiva.

Se usa el código ASME para el cálculo del espesor del colector de acuerdo con las condiciones mencionadas en el primer apartado. Se usan las siguientes ecuaciones, ya presentadas:

$$T_D = T_{operación} + 20 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (\text{Ecuación 11.11.22})$$

$$P_D = 1,1 \cdot P_{operación} \quad (\text{Ecuación 11.11.23})$$

$$t_{cil} = \frac{P_D \cdot D_{int}}{2 \cdot S \cdot E - 1,2 \cdot P_D} \quad (\text{Ecuación 11.11.24})$$

$$t_{tor} = \frac{0,885 \cdot P_D \cdot D_{int}}{S \cdot E - 0,1 \cdot P_D} \quad (\text{Ecuación 11.11.25})$$

Dónde la ecuación 11.11.10 es para el grosor del cuerpo cilíndrico y la ecuación 11.11.11 es para el cálculo del grosor de los extremos torisféricos. E es el factor de soldadura y es igual a 0,85.

Como anteriormente, el valor del grosor obtenido se sobredimensiona un 10% y se le aplica un margen de corrosión de 2mm. A continuación se recogen los resultados:

Tabla 11.11.7. Valores finales de los grosores.

	$t_{cilindro}$ (mm)	t_{fondos} (mm)	T_d ($^\circ\text{C}$)	P_d (atm)
Espesor	2	2	45	1,1

11.11.2.3. CÁLCULO DEL PESO DEL TANQUE

- Para el cálculo peso del colector de gases vacío se multiplica el volumen total de acero por la densidad del material:

$$\text{Peso tanque vacío} = (V_{TOT,ext} - V_{TOT,int}) \cdot \rho_{AISI} \quad (\text{Ecuación xxx})$$

Donde:

$$\rho_{AISI} : 7930 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)$$

- Para el peso con gas, se multiplica el volumen que ocupa (80%) por la densidad de gas:

$$\text{Peso líquido} = 0.80 \cdot V_{TOT,int} \cdot \rho_{gas} \quad (\text{Ecuación xx})$$

El peso total del colector es la suma de los pesos calculados, a continuación en la tabla 11.11.7 se muestran recogidos los resultados:

Tabla 11.11.8. Pesos del colector de gas

peso acero (kg)	peso gas (kg)	peso total (kg)
1,58	$3,8 \cdot 10^{-3}$	1,584

