

11- MANUAL DE

CÁLCULO

Índice

11.1 EQUIPOS	4
11.1.1. Equipos área 100	4
11.1.1.1. Tanques de almacenamiento.....	4
11.1.1.1.1. Tanques de ácido nítrico (T-101 - T-104)	5
11.1.1.1.2. Tanques de ácido sulfúrico (T-105 – T-108).....	9
11.1.1.1.3. Tanque de isopropanol (T-109)	13
11.1.1.1.4. Gasómetro (T-110)	16
11.1.2. Equipos área 200	17
11.1.2.1. Reactores R-201 y R-202	17
11.1.2.2. Flash FS-204.....	31
11.1.2.3. EX del FS-204	33
11.1.2.4. Columna de destilación DC-205.....	36
11.1.2.5. EX-202	40
11.1.3. Equipos área 300	41
11.1.3.1. Mixer MIX-305	41
11.1.3.2. Reactor HR-301	42
11.1.3.3. Columna de destilación DC-302.....	55
11.1.3.4. KR-304	57
11.1.4. Equipos área 400	58
11.1.4.1. Mezclador hidrólisis	58
11.1.4.2. Válvula de expansión PRV-401	60
11.1.4.3. Reactores R-401 y R-402	61
11.1.5. Equipos área 500	75
11.1.5.1. Decantador (DCT-502).....	75
11.1.6. Equipos área 600	79
11.1.6.1. Caldera de vapor (CAL-601)	79
11.1.6.2. Calderas de aceite (CAL-602/CAL-603).....	81
11.1.6.3. Torre de refrigeración (TR-604).....	84
11.1.6.4. Chiller (CH-605).....	88

11.2 CONTROL	91
11.2.1. Ecuaciones de diseño.....	91
11.3 BOMBAS Y COMPRESORES	94
11.4 SEGURIDAD	101
11.4.1. Cálculo de la carga de fuego ponderada y corregida.....	101
11.4.2. Cálculo de la capacidad del cubeto.....	102
11.4.3. Cálculo de la reserva de agua contra incendios	103
11.5 EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	104
11.5.1. Cálculo de los costes de maquinaria y equipos	104
11.5.2. Estimación del capital inmovilizado.....	105
11.5.3. Costes de manufactura.....	106
11.5.4. Costes de administración y ventas.....	107
11.5.5. Amortización	107
11.5.5. Cálculo del VAN y TIR.....	108
11.6 BIBLIOGRAFÍA	109

11.1 Equipos

11.1.1 Equipos área 100

11.1.1.1 Tanques de almacenamiento

Antes de empezar con los cálculos de los tanques de almacenamiento, se recordarán algunas de sus características más importantes. Éstas son:

- Se tratan de tanques de almacenamiento de fondo plano, ya que para estas capacidades son mucho más económicos que los tanques elevados y de fondo cónico.
- El nivel y peso de producto contenido en los tanques se encuentra controlado por los correspondientes sensores de nivel y células de carga, respectivamente.
- La entrada a éstos se realiza por la parte superior y el paso de dichas sustancias se regula mediante válvulas automáticas ON/OFF de bola (AV).
- La salida de producto a proceso se realiza por la parte inferior y es regulada por válvulas ON/OFF de bola.
- No se decide inertizar dichos tanques, ya que las sustancias con las que se trabaja no lo requieren.
- Todos los tanques, exceptuando el gasómetro de hidrógeno, están a presión atmosférica y, por lo tanto, las sustancias que se almacenan se encuentran en estado líquido.

Por otra parte, el hidrógeno se almacena en estado gas, en un gasómetro a una presión de 100 bar y temperatura ambiente.

Finalmente, mencionar que, por razones de seguridad, se deciden instalar dos líneas más en los tanques de fondo plano:

- Una línea de venteo normal cuyo diámetro nominal, por normativa, es como mínimo el del diámetro de la tubería de producto más grande que sale o entra de dicho tanque. De esta forma, como las líneas de entrada a todos estos tanques

son de 3 pulgadas, el diámetro nominal de la línea de venteo normal será de la misma sección.

En esta línea se debe instalar lo que se llama un apagallamas. Éstos son equipos diseñados para evitar la propagación de explosiones en tuberías y venteos de diversos equipos de planta. Así, los apagallamas deben estar certificados por la normativa ATEX.

- Una línea de venteo de emergencia que se calcula en función del caso en que haya un incendio en el tanque. En este caso, se ha decidido por establecer que el diámetro de esta línea sea de 4 pulgadas, ya que es un valor típico en tanques de estas características. Estas líneas de emergencia estarán compuestas por un disco de ruptura tarado a una sobrepresión un 20% superior a la de trabajo, es decir, a una sobrepresión de 200 mbar.

11.1.1.1.1 Tanques de ácido nítrico (T-101 - T-104)

Debido a las grandes cantidades de ácido nítrico, se decidió dividir el volumen en cuatro tanques de almacenamiento iguales. A continuación se pueden ver las cantidades de nítrico necesarias en la planta y como se dividen:

De acuerdo con la cantidad de nítrico que hay en cada batch y los lotes que se hacen cada día, se puede saber el nítrico que se gastará en una semana:

$$V_{nitr\acute{o}ico} = 22.89 \frac{m^3}{d\acute{ia}} \cdot \frac{7 \text{ d}\acute{ias}}{1 \text{ semana}} = 160.23 \frac{m^3}{semana}$$

Por lo tanto, para tener reserva para toda la semana se tienen que almacenar 160.23 m^3 de ácido nítrico. De este modo, no habrá tantos gastos en transporte por carretera. Como ya se ha comentado, hay un total de 4 tanques. De esta manera:

$$V_{nitr\acute{o}ico} = \frac{160.23 \text{ m}^3}{4 \text{ tanques}} = 40.06 \frac{m^3}{tanque}$$

Por razones de seguridad se aplica un 20% de sobredimensionado al volumen que se acaba de calcular:

$$V_{sobredim} = V_{nitr\acute{o}ico} \cdot 1.2 = 40.06 \cdot 1.2 = 48.07 \text{ m}^3$$

No obstante, lo que marcará el volumen final de los tanques serán las dimensiones de éste. Como cada tanque tiene una altura de 7.613 m y un diámetro de 3 m, el volumen real será de:

$$V_{real} = V_{cuerpo} + V_{fondo}$$

Dónde:

V_{real} = Volumen del tanque de almacenamiento (m^3)

V_{cuerpo} = Volumen del cuerpo cilíndrico (m^3)

V_{fondo} = Volumen del fondo toriesférico (2.66 m^3)

Primero de todo hay que calcular el volumen del cuerpo con la siguiente fórmula:

$$V_{cuerpo} = \frac{\pi}{4} \cdot L \cdot D_{int}^2 \quad (Ecuación 11.1.1.1.1.1)$$

Dónde:

L = Longitud del cuerpo cilíndrico (7 m)

D_{int} = Diámetro interno del tanque (3 m)

$$V_{cuerpo} = \frac{\pi}{4} \cdot 7 \cdot 3^2 = 49.5 \, m^3$$

Finalmente ya se puede saber el volumen real:

$$V_{real} = 49.5 + 2.66 = 52.14 \, m^3$$

Espesor del tanque

Como son tanques atmosféricos, se seguirá la normativa API para tanques de almacenamiento según la siguiente ecuación:

$$t = \frac{0.0005D(H - 30.48) \cdot G}{Sd} \quad (\text{Ecuación 11.1.1.1.2})$$

Dónde:

t= Espesor de la pared

D= Diámetro interior del tanque (300 cm)

H= Altura (700 cm)

G= Densidad relativa (respecto al agua) (8 Kg/cm^3)

Sd= Esfuerzo de diseño (1321.77 Kg/cm^2)

C.A= Espesor de corrosión (0.3 cm)

De este modo se obtiene que:

$$t = \frac{0.0005 \cdot (300 \text{ cm}) \cdot (700 \text{ cm} - 30.48) \cdot \left(8 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^3}\right)}{\left(1321.77 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}\right)} + (0.3 \text{ cm}) = 0.91 \text{ cm}$$

Con un sobreespesor de 3 mm debido a la alta corrosión del nítrico, la pared de los tanques de nítrico tendrá un grosor de 9 mm, incluido el fondo toriesférico.

Masa en vacío y masa en operación de los tanques

Primero se calculará la masa en vacío. Para hacerlo se analizarán por separado el cuerpo cilíndrico y el fondo toriesférico. El procedimiento será calcular el volumen de material presente en el tanque y con la ayuda de la densidad pasarlo a masa. Dicho esto, se va a utilizar la siguiente ecuación para el volumen de material en el cuerpo cilíndrico.

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot L \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \quad (\text{Ecuación 11.1.1.1.3})$$

Dónde:

L= Longitud cuerpo del tanque (7 m)

D_{ext} = Diámetro interno más dos veces el espesor

D_{int} = Diámetro interno del reactor (3 m)

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot 7 \text{ m} \cdot (3.018 - 3^2) = 0.596 \text{ m}^3$$

A continuación se hace lo mismo para los fondos.

$$V_{fondo} = 0.1 \cdot (D_{ext}^3 - D_{int}^3) \quad (11.1.1.1.1.4)$$

$$V_{fondo} = 0.1 \cdot (3.018^3 - 3^3) = 0.049 \text{ m}^3$$

El siguiente paso es sumar el volumen del cuerpo más el del fondo

$$V_{material} = 0.5955 + 0.049 = 0.644 \text{ m}^3$$

Finalmente, con la ayuda de la densidad se puede saber la masa del equipo:

$$M_{vacío} = 0.644 \text{ m}^3 \cdot \frac{8000 \text{ kg}}{1 \text{ m}^3} = 5155.48 \text{ kg}$$

Para saber la masa en operación hay que sumar la carga del tanque. De este modo:

$$M_{operación} = M_{vacío} + \text{carga tanque}$$

Con la densidad del nítrico se saca la masa de éste:

$$\text{carga tanque} = 39,86 \text{ m}^3 \cdot \frac{1234 \text{ kg}}{1 \text{ m}^3} = 49187,24 \text{ kg}$$

$$M_{operación} = 5155.48 \text{ kg} + 49187,24 \text{ kg} = 54342,72 \text{ kg}$$

11.1.1.1.2 Tanques de ácido sulfúrico (T-105 - T-108)

Debido a las grandes cantidades de ácido sulfúrico, se decidió dividir el volumen en cuatro tanques de almacenamiento iguales. A continuación se pueden ver las cantidades de sulfúrico necesarias en la planta y como se dividen:

De acuerdo con la cantidad de sulfúrico que hay en cada *batch* y los lotes que se hacen cada día, se puede saber el sulfúrico que se gastará en una semana:

$$V_{\text{sulfúrico}} = 13.2 \frac{m^3}{\text{día}} \cdot \frac{7 \text{ días}}{1 \text{ semana}} = 92,4 \frac{m^3}{\text{semana}}$$

Por lo tanto, para tener reserva para toda la semana se tienen que almacenar 97.37 m^3 de ácido sulfúrico. De este modo, no habrá tantos gastos en transporte por carretera. Como ya se ha comentado, hay un total de 4 tanques. De esta manera:

$$V_{\text{nitríco}} = \frac{92,4 \text{ m}^3}{4 \text{ tanques}} = 23,1 \frac{m^3}{\text{tanque}}$$

Por razones de seguridad se aplica un 20% de sobredimensionado al volumen que se acaba de calcular:

$$V_{\text{sobredim}} = V_{\text{nitríco}} \cdot 1.2 = 23,1 \cdot 1.2 = 27,72 \text{ m}^3$$

No obstante, lo que marcará el volumen final de los tanques serán las dimensiones de éste. Como cada tanque tiene una altura de 7.613 m y un diámetro de 3m, el volumen real será de:

$$V_{\text{real}} = V_{\text{cuerpo}} + V_{\text{fondo}}$$

Dónde:

V_{real} = Volumen del tanque de almacenamiento (m^3)

V_{cuerpo} = Volumen del cuerpo cilíndrico (m^3)

V_{fondo} = Volumen del fondo toriesférico (1.94 m^3)

Primero de todo hay que calcular el volumen del cuerpo con la siguiente fórmula:

$$V_{cuerpo} = \frac{\pi}{4} \cdot L \cdot D_{int}^2 \quad (\text{Ecuación 11.1.1.1.2.1})$$

Dónde:

L= Longitud del cuerpo cilíndrico (5.4 m)

D_{int} = Diámetro interno del tanque (2.7 m)

$$V_{cuerpo} = \frac{\pi}{4} \cdot 5.4 \cdot 2.7^2 = 30.92 \text{ m}^3$$

Finalmente ya se puede saber el volumen real:

$$V_{real} = 30.92 + 1.94 = 32.86 \text{ m}^3$$

Espesor del tanque

Como son tanques atmosféricos, se seguirá la normativa API para tanques de almacenamiento según la siguiente ecuación:

$$t = \frac{0.0005D(H - 30.48) \cdot G}{Sd} \quad (\text{Ecuación 11.1.1.1.2.2})$$

Dónde:

t= Espesor de la pared

D= Diámetro interior del tanque (270 cm)

H= Altura (540 cm)

G= Densidad relativa (respecto al agua) (1.84 Kg/cm³)

Sd= Esfuerzo de diseño (15295.74 Kg/cm²)

C.A= Espesor de corrosión (0.1 cm)

De este modo se obtiene que:

$$t = \frac{0.0005 \cdot (270 \text{ cm}) \cdot (540 \text{ cm} - 30.48) \cdot \left(1.84 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^3}\right)}{\left(15295.74 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}\right)} + (0.1 \text{ cm}) = 0.11 \text{ cm}$$

El hecho que de 1.1 mm de espesor hace tener en cuenta la siguiente tabla:

Tabla 11.1.1.1.2.1 *Espesor mínimo en función del diámetro nominal del tanque*

Diámetro nominal (m)	Espesor mínimo (mm)
< 15.24	4.76
15.24 < 36.576	6.35
36.576 < 60.96	7.93
> 60.96	9.52

Como se puede ver, un recipiente menor a un diámetro nominal en metros de 15.24 tendrá que tener un espesor mínimo de 4.76 mm. Por lo tanto, si se suma el sobreespesor de corrosión de 1 mm se obtiene que la pared de los tanques de sulfúrico tendrán un espesor de 6 mm

Masa en vacío y masa en operación de los tanques

Primero se calculará la masa en vacío. Para hacerlo se analizarán por separado el cuerpo cilíndrico y el fondo toriesférico. El procedimiento será calcular el volumen de material presente en el tanque y con la ayuda de la densidad pasarlo a masa. Dicho esto, se va a utilizar la siguiente ecuación para el volumen de material en el cilindro

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot L \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \quad (\text{Ecuación 11.1.1.1.2.3})$$

Dónde:

L= Longitud cuerpo del tanque (5.4 m)

D_{ext} = Diámetro interno más dos veces el espesor

D_{int} = Diámetro interno del reactor (2.7 m)

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot 5.4 \, m \cdot (2.712^2 - 2.7^2) = 0.275 \, m^3$$

A continuación se hace lo mismo para los fondos.

$$V_{fondo} = 0.1 \cdot (D_{ext}^3 - D_{int}^3) \quad (\text{Ecuación 11.1.1.1.2.4})$$

$$V_{fondo} = 0.1 \cdot (2.712^3 - 2.7^3) = 0.0263 \text{ m}^3$$

El siguiente paso es sumar el volumen del cuerpo más el del fondo

$$V_{material} = 0.275 + 0.0263 = 0.302 \text{ m}^3$$

Finalmente, con la ayuda de la densidad se puede saber la masa del equipo:

$$M_{vacío} = 0.302 \text{ m}^3 \cdot \frac{2580 \text{ kg}}{1 \text{ m}^3} = 778.64 \text{ kg}$$

Para saber la masa en operación hay que sumar la carga del tanque. De este modo:

$$M_{operación} = M_{vacío} + \text{carga tanque}$$

Con la densidad del nítrico se saca la masa de éste:

$$\text{carga tanque} = 23.1 \text{ m}^3 \cdot \frac{1856 \text{ kg}}{1 \text{ m}^3} = 42873.6 \text{ kg}$$

$$M_{operación} = 778.64 \text{ kg} + 42873.6 \text{ kg} = 43652.24 \text{ kg}$$

11.1.1.1.3 Tanque de isopropanol (T-109)

En este caso, como el isopropanol se recircula, solo se tendrá que comprar una vez y se almacenará en un solo tanque de almacenamiento.

Además, como la reacción de hidrogenación es en continuo, dicho tanque no estará lleno en ningún momento.

El tanque tiene una altura de 5508 mm y un diámetro interno de 2500 mm. Con estas dimensiones ya se puede calcular el volumen del tanque:

$$V_{tanque} = V_{cuerpo} + V_{fondo}$$

Dónde:

V_{real} = Volumen del tanque de almacenamiento (m^3)

V_{cuerpo} = Volumen del cuerpo cilíndrico (m^3)

V_{fondo} = Volumen del fondo toriesférico ($1.54 m^3$)

Primero de todo hay que calcular el volumen del cuerpo con la siguiente fórmula:

$$V_{cuerpo} = \frac{\pi}{4} \cdot L \cdot D_{int}^2 \quad (Ecuación 11.1.1.1.3.1)$$

Dónde:

L = Longitud del cuerpo cilíndrico (5 m)

D_{int} = Diámetro interno del tanque (2.5 m)

$$V_{cuerpo} = \frac{\pi}{4} \cdot 5 \cdot 2.5^2 = 24.54 m^3$$

Finalmente ya se puede saber el volumen real:

$$V_{real} = 24.54 + 1.54 = 26.08 m^3$$

Espesor del tanque

Como el tanque está a presión atmosférica, se seguirá la normativa API para tanques de almacenamiento según la siguiente ecuación:

$$t = \frac{0.0005D(H - 30.48) \cdot G}{Sd} \quad (\text{Ecuación 11.1.1.1.3.2})$$

Dónde:

t= Espesor de la pared

D= Diámetro interior del tanque (250 cm)

H= Altura (500 cm)

G= Densidad relativa (respecto al agua) (0.786 Kg/cm³)

Sd= Esfuerzo de diseño (6118.297 Kg/cm²)

C.A= Espesor de corrosión (0.1 cm)

De este modo se obtiene que:

$$t = \frac{0.0005 \cdot (250 \text{ cm}) \cdot (500 \text{ cm} - 30.48) \cdot \left(0.786 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^3}\right)}{\left(6118.297 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}\right)} + (0.1 \text{ cm}) = 0.11 \text{ cm}$$

El hecho que el resultado sea 1.1 mm de espesor, hace tener en cuenta la siguiente tabla:

Tabla 11.1.1.1.3.1 Espesor mínimo en función del diámetro nominal del tanque

Diámetro nominal (m)	Espesor mínimo (mm)
< 15.24	4.76
15.24 < 36.576	6.35
36.576 < 60.96	7.93
> 60.96	9.52

Como se puede ver, un recipiente menor a un diámetro nominal en metros de 15.24 tendrá que tener un espesor mínimo de 4.76 mm. Por lo tanto, si se suma el sobreespesor de corrosión de 1 mm se obtiene que la pared de los tanques de sulfúrico tendrán un espesor de 6 mm.

Masa en vacío y masa en operación de los tanques

Primero se calculará la masa en vacío. Para hacerlo se analizarán por separado el cuerpo cilíndrico y el fondo toriesférico. El procedimiento será calcular el volumen de material presente en el tanque y con la ayuda de la densidad pasarlo a masa. Dicho esto, se va a utilizar la siguiente ecuación para el volumen de material en el cilindro

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot L \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \quad (\text{Ecuación 11.1.1.1.3.3})$$

Dónde:

L= Longitud cuerpo del tanque (5 m)

D_{ext} = Diámetro interno más dos veces el espesor

D_{int} = Diámetro interno del reactor (2.5 m)

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot 5.4 \text{ m} \cdot (2.512^2 - 2.5^2) = 0.236 \text{ m}^3$$

A continuación se hace lo mismo para los fondos.

$$V_{fondo} = 0.1 \cdot (D_{ext}^3 - D_{int}^3) \quad (\text{Ecuación 11.1.1.1.3.4})$$

$$V_{fondo} = 0.1 \cdot (2.512^3 - 2.5^3) = 0.023 \text{ m}^3$$

El siguiente paso es sumar el volumen del cuerpo más el del fondo

$$V_{material} = 0.236 + 0.023 = 0.259 \text{ m}^3$$

Finalmente, con la ayuda de la densidad se puede saber la masa del equipo:

$$M_{vacío} = 0.259 \text{ m}^3 \cdot \frac{7858 \text{ kg}}{1 \text{ m}^3} = 2033.57 \text{ kg}$$

Para saber la masa en operación hay que sumar la carga del tanque. De este modo:

$$M_{operación} = M_{vacío} + \text{carga tanque}$$

$$M_{operación} = 2033.57 \text{ kg} + 15800 \text{ kg} = 17833.57 \text{ kg}$$

11.1.1.1.4 Gasómetro

Debido a las grandes dificultades que se han tenido al encontrar información sobre gasómetros, el diseño de éste se ha limitado a saber el volumen que ocupa el hidrógeno necesario a una presión de 100 bar y ver el diámetro que tendría una esfera de dicho volumen. Por lo tanto, de acuerdo con la ley de gases ideales:

$$V = \frac{n \cdot R \cdot T}{P} \quad \text{Ecuación 11.1.1.1.4.1}$$

Dónde:

V= Volumen que ocupa el hidrógeno (m³)

n= moles de hidrógeno (5130723 mol)

R= Constante de gases ideales (0.082 atm·L/K·mol)

T= Temperatura de almacenamiento (298 K)

P= Presión de almacenamiento (100 bar = 98.69 atm)

$$V = \frac{5130723 \text{ mol} \cdot 0.082 \frac{\text{atm} \cdot \text{L}}{\text{K} \cdot \text{mol}} \cdot 298 \text{ K}}{98.69 \text{ atm}} = 1270385.52 \text{ L} = 1270.39 \text{ m}^3$$

Finalmente, con la fórmula del volumen de una esfera:

$$r = \sqrt[3]{\frac{V \cdot 3}{4\pi}} = \sqrt[3]{\frac{1270.39 \cdot 3}{4\pi}} = 6.719 \quad (\text{Ecuación 11.1.1.1.4.2})$$

El diámetro del gasómetro será de:

$$D = 2r = 2 \cdot 6.719 = 13.44 \text{ m}$$

Finalmente, destacar que toda esta metodología de diseño y cálculo se realiza para los tanques de almacenamiento BT-203 y BT-302, y para los tanques de almacenamiento del área 900 y 1000. Sin embargo, los cálculos no se muestran en el presente manual.

11.1.2 Equipos área 200

11.1.2.1 Reactores R-201 y R-202

Volumen del reactor

El hecho de no disponer de la cinética de ninguna de las reacciones del proceso hace que el volumen de los reactores se calcule a partir de los balances de materia que se obtienen a partir de las patentes estudiadas.

En esta primera reacción, en la que se trabaja en un reactor semi-batch, se ha calculado el volumen teniendo en cuenta el momento final de la reacción, ya que es el momento donde el volumen de la carga es mayor. Posteriormente, se ha añadido un sobredimensionado del 10% y un *head space* del 20% para la atmósfera de nitrógeno que inertizará los reactores. De esta manera, y según los balances de materia presentados anteriormente:

$$V_{teórico} = V_{HNO_3} + V_{1-nitronaftaleno} + V_{2-nitronaftaleno} + V_{di-nitronaftalenos} + V_{H_2O}$$

$$V_{teórico} = (0.093 + 5.935 + 0.294 + 0.099 + 1.746) m^3 = 8.17 m^3$$

Aplicando el sobredimensionado y el *head space*:

$$V_{real} = V_{teórico} + \text{sobredimensionado} + \text{head space}$$

$$V_{real} = 8.17 m^3 \cdot 1.1 \cdot 1.2 = 10.78 m^3$$

Finalmente se decidió trabajar con una relación L/D de 5, teniendo una altura de reactor (L) de 7.5 m y un diámetro (D) de 1.5 m. Cabe destacar que al tener los fondos toriesféricos, el volumen del reactor no se podrá calcular como el volumen de un cilindro. Por lo tanto, ya que se ha decidido que la altura del cuerpo es de 6846 mm y que cada fondo mide 327 mm, el cálculo del volumen con estos valores hace modificar el valor de 10.78 m³ de este modo:

$$V_{cuerpo} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L \quad (\text{Ecuación 11.1.2.1.1})$$

$$V_{cuerpo} = \frac{\pi}{4} \cdot (1.5 m)^2 \cdot 6.846 m = 12.1 m^3$$

El volumen de los cuerpos toriesféricos se especifican en la siguiente figura:


Calculadora de fondos KLOPPER		
Diametro exterior (mm)	<input type="text" value="1500"/>	
Espesor (mm)	<input type="text" value="8"/>	
 <p>fondo Toriesferico Tipo KLOPPER</p>		
Diametro disco (mm)	<input type="text" value="1716"/>	<input type="button" value="Calcular"/>
R (mm)	<input type="text" value="1500"/>	
r (mm)	<input type="text" value="150"/>	
h (mm) >=	<input type="text" value="28"/>	
f (mm)	<input type="text" value="287"/>	
H (mm)	<input type="text" value="323"/>	
V (sin h) (litros)	<input type="text" value="326.8"/>	
Peso (h minima) (kg)	<input type="text" value="148"/>	
HORFASA no se responsabiliza de la precision de estas medidas.		

Figura 11.1.2.1.1- Volumen de un fondo toriesférico.

Ambos fondos del reactor son toriesféricos, así que este valor se tendrá que multiplicar por dos:

$$V_{fondos} = 326.8 \text{ L} \cdot 2 = 653.6 \text{ L} = 0.654 \text{ m}^3$$

Finalmente, el volumen del reactor será de:

$$V_{reactor} = 12.1 + 0.654 \text{ m}^3 = 12.754 \text{ m}^3$$

Espesor del reactor

Para el diseño de estos primeros reactores del proceso se ha seguido la norma API debido a que la reacción de nitración del naftaleno se realiza a presión atmosférica. El material del que están contruidos los tanques es el acero inoxidable 304 de acuerdo con las excelentes condiciones de trabajo que proporciona éste frente a la corrosión de los productos existentes.

La ecuación utilizada para calcular el espesor del tanque es la siguiente:

$$t = \frac{0.0005D(H - 30.48) \cdot G}{Sd} + C.A \quad \text{Ecuación 11.1.2.1.2}$$

Dónde:

t= Espesor de la pared

D= Diámetro interior del tanque (150 cm)

H= Altura (750 cm)

G= Densidad relativa (respecto al agua) (1.106 Kg/cm³)

Sd= Esfuerzo de diseño (1281 Kg/cm²)

C.A= Espesor de corrosión (0.1 cm)

De este modo se obtiene que:

$$t = \frac{0.0005 \cdot (150 \text{ cm}) \cdot (750 \text{ cm} - 30.48) \cdot \left(1.106 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^3}\right)}{\left(1281 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}\right)} + (0.1 \text{ cm}) = 0.147 \text{ cm}$$

Aun así, y de acuerdo con la siguiente tabla extraída de la normativa API (11.1.2.1.1), se tiene que tener en cuenta un espesor mínimo en función del diámetro del tanque.

Tabla 11.1.2.1.1 - Espesor mínimo en función del diámetro nominal del tanque

Diámetro nominal (m)	Espesor mínimo (mm)
< 15.24	4.76
15.24 < 36.576	6.35
36.576 < 60.96	7.93
> 60.96	9.52

Por lo tanto, debido a que el espesor calculado es inferior al mínimo, se tendrá en cuenta éste último. De esta manera:

$$t = 4.76 \text{ mm}$$

Como se le suma un sobreespesor de corrosión de 1 mm, se utilizará una pared con un grosor de 6 mm. Aplicando un sobredimensionado del 20% para los fondos, las paredes de éstos serán de 8 mm.

Masa en vacío y en operación de los reactores

Para hacer este cálculo se necesitan los siguientes datos:

- Altura del cuerpo y de los fondos
- Espesor del cuerpo y de los fondos
- Material de construcción y su densidad (AISI 304)

Se realizará el cálculo por partes. Se empieza por el cuerpo:

Lo primero es calcular el volumen de material. Se consigue restándole el volumen calculado con el diámetro interior del tanque al calculado con el diámetro exterior, tal y como se muestra en la siguiente ecuación:

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot L \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \quad (\text{Ecuación 11.1.2.1.3})$$

Dónde:

L= Longitud cuerpo del reactor

D_{ext} = Diámetro interno del reactor más dos veces el espesor

D_{int} = Diámetro interno del reactor

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot 6.846 \text{ m} \cdot (1.506^2 - 1.5^2) = 0.194 \text{ m}^3$$

A continuación se hace lo mismo para los fondos. Mientras que para el cuerpo el espesor era de 6 mm, para los fondos éste es de 8 mm

$$V_{fondo} = 0.1 \cdot (D_{ext}^3 - D_{int}^3) \quad (\text{Ecuación 11.1.2.1.4})$$

$$V_{fondo} = 0.1 \cdot (1.516^3 - 1.5^3) = 0.011 \text{ m}^3$$

El siguiente paso es sumar el volumen del cuerpo más dos veces el fondo:

$$V_{material} = 0.194 + (2 \cdot 0.011) = 0.216 \text{ m}^3$$

Finalmente, con la ayuda de la densidad se puede saber la masa del equipo:

$$M_{vacío} = 0.216 \text{ m}^3 \cdot \frac{8000 \text{ kg}}{1 \text{ m}^3} = 1729.37 \text{ kg}$$

Para saber la masa en operación hay que sumar la carga del reactor. De este modo:

$$M_{operación} = M_{vacío} + \text{carga reactor}$$

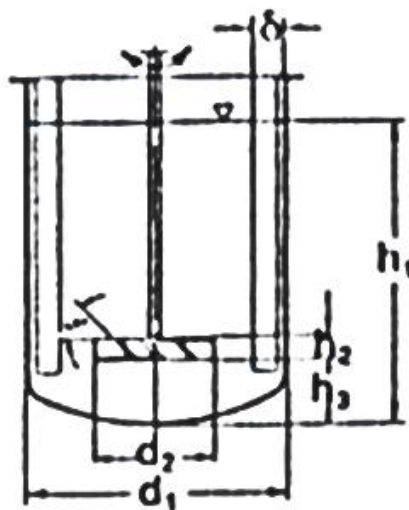
$$M_{operación} = 1729.37 \text{ kg} + 6948.88 \text{ kg} = 8678.25 \text{ kg}$$

Diseño de los agitadores

Para el diseño de los agitadores de los reactores de nitración se han seguido las correlaciones que proporciona el *Trambouze*. Éstas se muestran a continuación:

Tabla 11.1.2.1.2 Dimensiones de los agitadores de los reactores R-201 y R-202

V reactor(m³)	13.25
h1 (m)	5
d1 (m)	1.5
d2/d1	0.33
d2 (m)	0.5
h3/d1	0.3
h3 (m)	0.5
h1/d1	3.33
delta/d1	0.1
delta (m)	0.15
h2/d2	0.125
h2 (m)	0.07



También cabe destacar que, debido a las grandes dimensiones de los reactores de nitración, el número de ejes de agitación o turbinas será de 5.

El tipo de agitador elegido es el *Pitched Bladed turbine* ya que proporciona agitación tanto axial como radial.

Cálculo de la potencia

Uno de los aspectos más importantes de un agitador es la potencia que debe tener el motor para proporcionar una buena mezcla sin provocar ningún vórtex que lo único que haría sería mover el fluido sin mezclarlo. El cálculo de dicha potencia es el siguiente:

El número de potencia (N_p) y el número de caudal (N_Q) vienen dados por el tipo de agitador, y en este caso para el Pitched Bladed Turbine los valores son:

$$N_p = 1.37$$

$$N_Q = 0.79$$

También se necesitan parámetros del medio de agitación, que se presentan a continuación:

$$D_{agitador} = 0.5 \text{ m}$$

$$\rho_{mezcla} = 994 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{mezcla} = 0.85 \text{ cP}$$

Con estos datos ya se puede calcular el *Reynolds*:

$$Re = 200000$$

El siguiente paso es saber la velocidad a la que trabajará el agitador, o dicho de otra forma, las revoluciones por minuto:

$$N = \frac{Re \cdot \mu}{\rho \cdot D_{agitador}^2} \quad (\text{Ecuación 11.1.2.1.5})$$

$$N = \frac{200000 \cdot 5.29 \cdot 10^{-3} \text{ (Pa} \cdot \text{s)}}{1106 \left(\text{kg/m}^3 \right) \cdot 0.5^2 \text{ (m}^2\text{)}} = 3.82 \frac{\text{rev}}{\text{s}} = 229.58 \frac{\text{rev}}{\text{min}}$$

En este punto ya se puede calcular la potencia que tiene que tener el motor del agitador:

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^2 \cdot D_{agitador}^5$$

$$P = 1.37 \cdot 1106 \left(\frac{kg}{m^3} \right) \cdot 3.82^2 \left(\frac{rev^2}{s^2} \right) \cdot 0.5^5 (m^5) = 2652.76 W = 2.65 kW$$

Debido a que se tienen cinco turbinas o ejes de agitación, esta potencia también se tiene que multiplicar.

$$P_T = P \cdot N_{turbinas} \quad (Ecuación 11.1.2.1.6)$$

$$P_T = 2.65 kW \cdot 5 = 13.26 kW$$

Finalmente, suponiendo que la potencia del motor necesita un 80% de carga:

$$P_{motor} = P_T \cdot 1.8 = 23.87 kW$$

Tratamiento térmico del reactor

En estos dos primeros reactores de nitración se tienen que tener en cuenta dos tratamientos térmicos. No obstante, se ha decidido que para ambos se va a utilizar un sistema de media caña, más efectivo que una camisa ya que de este modo se fuerza al fluido refrigerante a seguir un recorrido fijo y evitar, de esta forma, caminos preferenciales.

El primer tratamiento térmico que hay que realizar es el de calentar el naftaleno hasta su punto de fusión y que pase a estado líquido. Por lo tanto, se introducirá vapor de agua a 120 °C. El cálculo de las necesidades de dicho vapor son las siguientes:

Primero de todo es necesario saber el calor total que se tendrá que aportar al naftaleno para fundirlo. Esto se podría saber sumando el calor necesario para llevarlo a la temperatura de fusión más el calor necesario para fundirlo. No obstante, y debido a que

el calor de fusión es considerablemente más grande que el de subir la temperatura, éste último de considerará menospreciable.

$$Q = \Delta H_{fusión} \cdot n_{naftaleno} \quad (\text{Ecuación 11.1.2.1.7})$$

Donde n son los moles de naftaleno.

$$Q = 19 \frac{kJ}{mol} \cdot 29468 \text{ mol} = 559889.06 \text{ kJ}$$

Se ha determinado que esta operación tardará media hora. Por lo tanto, el caudal calorífico necesario será de:

$$q = \frac{Q}{t} = \frac{559889.06 \text{ kJ}}{0.5 \text{ h}} = 1119778.124 \frac{kJ}{h}$$

El siguiente paso consiste en determinar el valor del incremento de temperaturas medio logarítmico:

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)} \quad (\text{Ecuación 11.1.2.1.8})$$

Como punto 1 se entiende el inicio de la operación y como punto 2 el final. Por su parte, la temperatura de fusión del naftaleno es de 81 °C. De esta forma:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(120 - 25) - (120 - 81)}{\ln \left(\frac{(120 - 25)}{(120 - 81)} \right)} = 62.9 \text{ °C}$$

Cogiendo un coeficiente global de transferencia de energía (U) de 800 W/m²·K ya se puede calcular el área de intercambio necesaria a partir del siguiente balance:

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad (\text{Ecuación 11.1.2.1.9})$$

Dónde:

q= Caudal de energía (1119778.124 kJ/h)

U= Coeficiente global de transferencia de energía (800 W/m²·K)

A= Área de intercambio (m²)

ΔT_{ml}= Incremento de temperatura medio logarítmico (62.9 °C)

Aislando el área y poniendo valores a la ecuación se obtiene que:

$$A = \frac{q}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{1119778.124 \frac{kJ}{h} \cdot \frac{1000 J}{1 kJ}}{800 \frac{J}{s \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \cdot \frac{3600 s}{1 h} \cdot 62.9^\circ C} = 6.18 m^2$$

Por su parte, el segundo tratamiento térmico es el de mantener el reactor a la temperatura de 70 °C. Igual que en el caso anterior, se calculará el área de intercambio necesaria para luego compararla con la que tiene disponible el reactor y ver si la necesaria es más pequeña que la disponible. Por lo tanto, se va a seguir un procedimiento similar al del caso de calentar el naftaleno.

Primero de todo se calcula el calor que habrá que quitar con la ayuda del calor de reacción:

$$Q = \Delta H_r(70^\circ C) \cdot n \quad (Ecuación 11.1.2.1.10)$$

Dónde:

ΔH_r (70 °C) = Calor de reacción a 70 °C (-574.698 kJ/mol)

n= moles del reactivo limitante, naftaleno en este caso (29468 mol)

Sustituyendo:

$$Q = 574.698 \frac{kJ}{mol} \cdot 29468 mol = 16935119.98 kJ$$

El siguiente paso es el de calcular el caudal de calor que será necesario extraer del reactor. Debido al poco conocimiento de la cinética de la reacción, se ha supuesto que el caudal de calor retirado será constante a lo largo de la reacción.

$$q = \frac{Q}{t}$$

Dónde:

Q= Calor total que desprende la reacción (16935119.98 kJ)

t= tiempo de reacción (4 h)

$$q = \frac{16935119.98 \text{ kJ}}{4 \text{ h}} = 4233780 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

A continuación se calcula el incremento de temperaturas medio logarítmico:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(81 - 5) - (70 - 20)}{\ln\left(\frac{(81 - 5)}{(70 - 20)}\right)} = 62.095 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Como se trata de un intercambio de calor entre agua y un solvente orgánico, se ha elegido un coeficiente global de intercambio de calor de $750 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$.

El último paso es el de calcular el área de intercambio necesaria con la Ecuación 11.1.2.1.11:

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \text{ (Ecuación 11.1.2.1.11)}$$

Dónde:

q= Caudal de energía (4233780 kJ/h)

U= Coeficiente global de transferencia de energía ($750 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$)

A= Área de intercambio (m^2)

ΔT_{ml} = Incremento de temperatura medio logarítmico ($62.095 \text{ }^{\circ}\text{C}$)

Por lo tanto, aislando A:

$$A = \frac{q}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{4233780 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \cdot \frac{1000 \text{ J}}{1 \text{ kJ}}}{750 \frac{\text{J}}{\text{s} \cdot \text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \cdot 62.095^{\circ}\text{C}} = 25.25 \text{ m}^2$$

Una vez se tienen todas las áreas de intercambio, se calcula el área disponible para poder compararlas. A continuación se realiza dicho cálculo:

El primer dato importante a tener en cuenta es la altura del reactor, que en este caso es 7.5 m. Posteriormente se decidió utilizar una media caña de 5 pulgadas, equivalentes a 0.127 m. A partir de aquí, se estimó el área de intercambio de una vuelta o espira de la media caña utilizando el diámetro del reactor (1.5 m) y suponiendo un cilindro con una altura igual a la del diámetro interior de la conducción de del siguiente modo:

$$A_{\text{espira}} = \pi \cdot D \cdot L \quad (\text{Ecuación 11.1.2.1.12})$$

Dónde:

D= Diámetro del reactor (1.5 m)

L= Diámetro interior de la media caña (0.127 m)

El valor del área de intercambio de una espira es:

$$A_{\text{espira}} = \pi \cdot 1.5 \text{ m} \cdot 0.127 \text{ m} = 0.5985 \text{ m}^2$$

Para saber el número de espiras necesarias se dividirá el área total necesaria entre el área de una espira:

$$N_{\text{espiras}} = \frac{A}{A_{\text{espira}}} \quad (\text{Ecuación 11.1.2.1.13})$$

Este paso se hará tanto para el calentamiento del naftaleno como para la etapa de refrigeración.

Para el calentamiento del naftaleno:

$$N_{\text{espiras}} = \frac{6.18 \text{ m}^2}{0.5985 \text{ m}^2} = 10.32 = 11 \text{ espiras}$$

Y para la etapa de refrigeración:

$$N_{\text{espiras}} = \frac{25.25 \text{ m}^2}{0.5985 \text{ m}^2} = 42.19 = 43 \text{ espiras}$$

Para ver si estas 43 espiras caben a lo largo del reactor se calcula la distancia entre ellas suponiendo que éstas son equidistantes. Se utiliza la siguiente ecuación:

$$d_{\text{espiras}} = \frac{L - D_{\text{media caña}} \cdot N_{\text{espiras}}}{N_{\text{espiras}} - 1} \quad (\text{Ecuación 11.1.2.1.14})$$

Dónde:

d_{espiras} = Distancia entre espiras (m)

L = Longitud del reactor (7.5 m)

$D_{\text{media caña}}$ = Diámetro interno de la media caña (0.127 m)

N_{espiras} = Número de espiras (43)

$$d_{\text{espiras}} = \frac{7.5 \text{ m} - 0.127 \text{ m} \cdot 43}{43 - 1} = 0.0485 \text{ m}$$

Por lo tanto, se puede asegurar que no habrá problemas de espacio por lo que hace referencia a las espiras.

El último parámetro del diseño de los reactores es la velocidad a la que pasarán los fluidos del tratamiento térmico. Primero se mirará la velocidad del vapor de agua:

El caudal de vapor que circulará por la media caña será el siguiente:

$$m = \frac{q}{\lambda} \quad (\text{Ecuación 11.1.2.1.15})$$

Dónde:

m = Caudal de vapor (kg/h)

q = Caudal de calor (kJ/h)

λ = Calor latente de vaporización (kJ/kg)

$$m = \frac{1119778.124 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{2093.4 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = 0.1485 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Con la densidad del vapor se puede pasar este valor a m^3/s :

$$Q = 0.1485 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1.106 \text{ kg}} = 0.1343 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Por último, se dividirá este caudal volumétrico entre el área de sección para obtener la velocidad de circulación:

$$v = \frac{Q}{A_{sección}} \quad (\text{Ecuación 11.1.2.1.16})$$

Dónde:

Q= Caudal volumétrico del vapor (0.1343 m³/s)

A_{sección}= Área de la sección de paso (m²)

Cabe destacar que se asimilará la media caña a un cuerpo semiesférico. Esto se tendrá en cuenta en el cálculo siguiente:

$$v = \frac{0.1343 \frac{m^3}{s}}{\left(\frac{\frac{\pi}{4} \cdot 0.127^2}{2} \right) m^2} = 21.21 \frac{m}{s}$$

Se seguirá el mismo procedimiento para el cálculo de la velocidad del agua.

Primero de todo se saca el caudal volumétrico:

$$m_{agua} = \frac{q}{c_p \cdot \Delta T} \quad (\text{Ecuación 11.1.2.1.17})$$

Dónde:

m_{agua}= Caudal másico de agua (kg/s)

q= Caudal de calor (4233780 kJ/h)

c_p= Calor específico del agua (4.18 kJ/kg·°C)

ΔT= Salto térmico (15 °C)

$$m_{agua} = \frac{4233780 \frac{kJ}{h} \cdot \frac{1h}{3600s}}{4.18 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \cdot 15^\circ C} = 18.76 \frac{kg}{s}$$

Con la densidad:

$$Q = 18.76 \frac{kg}{s} \cdot \frac{1m^3}{995 kg} = 0.0188 \frac{m^3}{s}$$

Como en el caso anterior, para obtener la velocidad se divide el caudal volumétrico entre el área de la sección:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0.0188 \frac{m^3}{s}}{\left(\frac{\pi}{4} \cdot \frac{0.127^2}{2} \right) m^2} = 2.97 m/s$$

11.1.2.2 Flash FS-204

El diseño completo de equipos como por ejemplo el flash FS-204 se ha hecho íntegramente con el simulador de procesos *ASPEN HYSYS®*. Por lo tanto, en el manual solo se introducirán algunas figuras donde muestran las especificaciones del equipo:

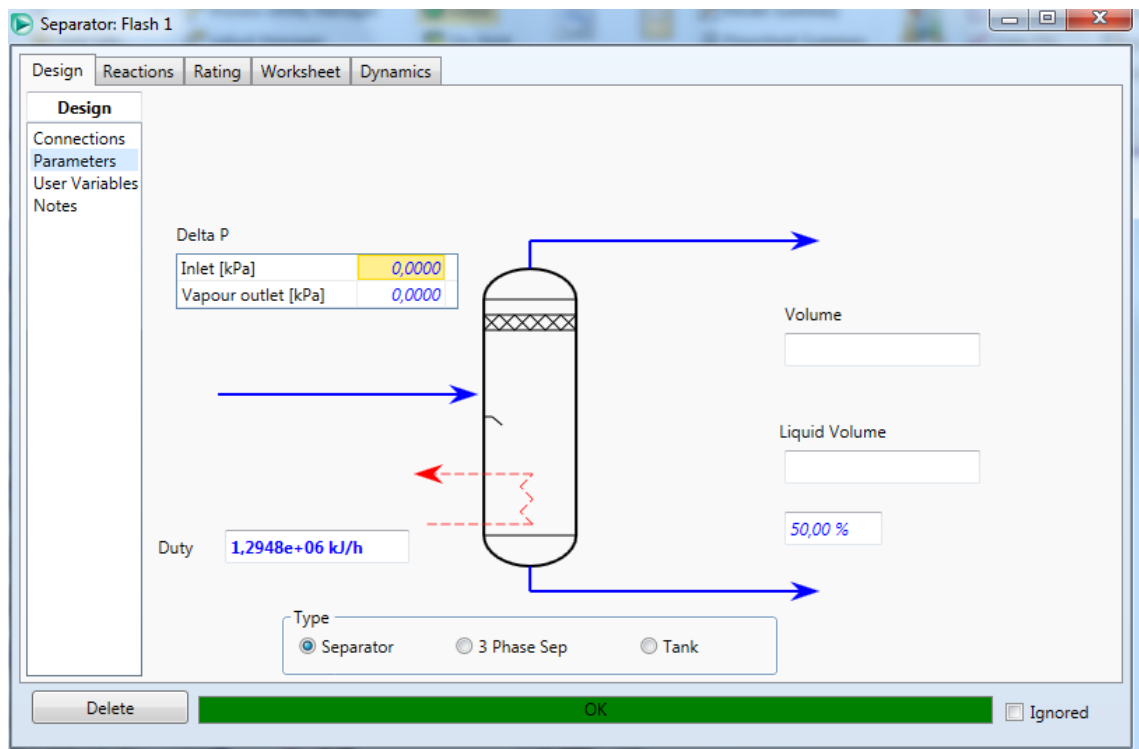


Figura 11.1.2.2.1 – Energía necesaria en el intercambiador del FS-204.

Tabla 11.1.2.2.1 – Especificaciones FS-204

Chemical Eng. Index	252,5
Material Type	Carbon Steel
Mass Density	7861
FMC	1,000
Allowable Stress	9,446e+004
Shell Thickness	6,350
Corrosion Allowance	3,175
Efficiency of Joints	1,000

Diameter [m]	0,7620
Total Length [m]	2,667
L/D Ratio	3,000
Max. Allow. Vap. Velocity [m/s]	1,250
Demister Thickness [mm]	0,0000
Liq. Residence Time [seconds]	000:05:0,00
Liq. Surge Height [m]	0,1900
LLSD [m]	0,3048
Liq. Res. Time at LLSD [seconds]	000:09:52,01

Por lo tanto, se puede ver como el programa proporciona todos los datos de diseño necesarios para su ficha de especificaciones.

11.1.2.3 EX del FS-204

Todos los intercambiadores de la planta también se han diseñado con el programa *ASPEN HYSYS®*. A continuación se presentarán unas figuras con las especificaciones que proporciona el programa.

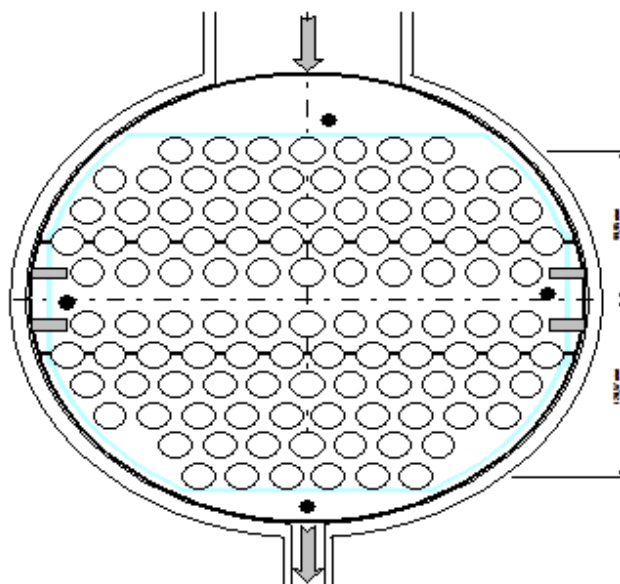


Figura 11.1.2.3.1 – Vista frontal del intercambiador del FS-204.

Heat Exchanger Specification Sheet									
1	Company:								
2	Location:								
3	Service of Unit:			Our Reference:					
4	Item No.:			Your Reference:					
5	Date:	Rev No.:	Job No.:						
6	Size	307 - 3450	mm	Type	BEM	Hor	Connected in	1 parallel	1 series
7	Surf/unit(eff.)	21,8	m ²	Shells/unit	1		Surf/shell (eff.)	21,8	m ²
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side		
10	Fluid name			203->204 / 205			-204 steam in->FS-204 steam		
11	Fluid quantity, Total			2606			600		
12	Vapor (In/Out)			0	524		600	0	
13	Liquid			2606	2082		0	600	
14	Noncondensable			0	0		0	0	
15									
16	Temperature (In/Out)			°C	70	105,6	120	105,91	
17	Dew / Bubble point			°C	557,21	99,26	120	120	
18	Density Vapor/Liquid			kg/m ³	/ 868,22	0,59 / 818,35	1,09 /	/ 942,93	
19	Viscosity			cp	/ 1,9414	0,0095 / 1,4	0,0128 /	/ 0,2626	
20	Molecular wt, Vap					19,24	18,02		
21	Molecular wt, NC								
22	Specific heat			kJ/(kg K)	/ 2,658	1,997 / 2,674	2,286 /	/ 4,203	
23	Thermal conductivity			W/(m K)	/ 0,4198	0,0242 / 0,334	0,0261 /	/ 0,683	
24	Latent heat			kJ/kg	2128,3	2025,3	2201,1	2203	
25	Pressure (abs)			kPa	101,325	96,218	198,5	182,905	
26	Velocity			m/s	15,97			16,33	
27	Pressure drop, allow./calc.			kPa	8,6	5,107	4,2	15,595	
28	Fouling resistance (min)			m ² K/w	0		0	0	Ao based
29	Heat exchanged			377,1	MTD corrected			14,15	°C
30	Transfer rate, Service			1222,8	Dirty 1105,5	Clean 1105,5	W/m ² K		

Figura 11.1.2.3.2 – Especificaciones del intercambiador del FS-204.

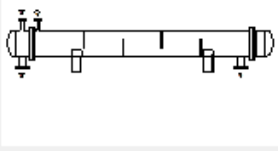
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL										Sketch			
32					Shell Side			Tube Side						
33	Design/vac/test pressure:g		kPa	300/	/		300/	/						
34	Design temperature		°C	140			155							
35	Number passes per shell		1			2								
36	Corrosion allowance		mm	3,18			3,18							
37	Connections	In	mm	1	102,26/	-	1	35,05/	-					
38	Size/rating	Out	1	18,85/	-	1	90,12/	-						
39	ID	Intermediate	/		-		/		-					
40	Tube No.	108 Us	OD	19,05	TksAvg	2,11	mm	Length	3450	mm	Pitch	23,81	mm	
41	Tube type	Plain	#/m	Material	Carbon Steel				Tube pattern	30				
42	Shell	Carbon Steel	ID	307,09	OD	323,85	mm	Shell cover	-					
43	Channel or bonnet	Carbon Steel							Channel cover	-				
44	Tubesheet-stationary	Carbon Steel	-						Tubesheet-floating	-				
45	Floating head cover	-							Impingement protection	None				
46	Baffle-cross	Carbon Steel	Type	Single segmental			Cut(%d)	37,6	H	Spacing: c/c	610	mm		
47	Baffle-long	-	Seal type						Inlet	771,47				mm
48	Supports-tube	U-bend		0		Type								
49	Bypass seal	Tube-tubesheet joint						Exp.						
50	Expansion joint	-	Type						None					
51	RhoV2-Inlet nozzle	9	Bundle entrance			0	Bundle exit			120	kg/(m s²)			
52	Gaskets - Shell side	-	Tube Side						Flat Metal Jacket Fibe					
53	Floating head	-												
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1							TEMA class	R - refinerv service				
55	Weight/Shell	767,1	Filled with water			1001,2	Bundle		400,2	kg				
56	Remarks													
57														
58														

Figura 11.1.2.3.3 – Especificaciones del intercambiador del FS-204.

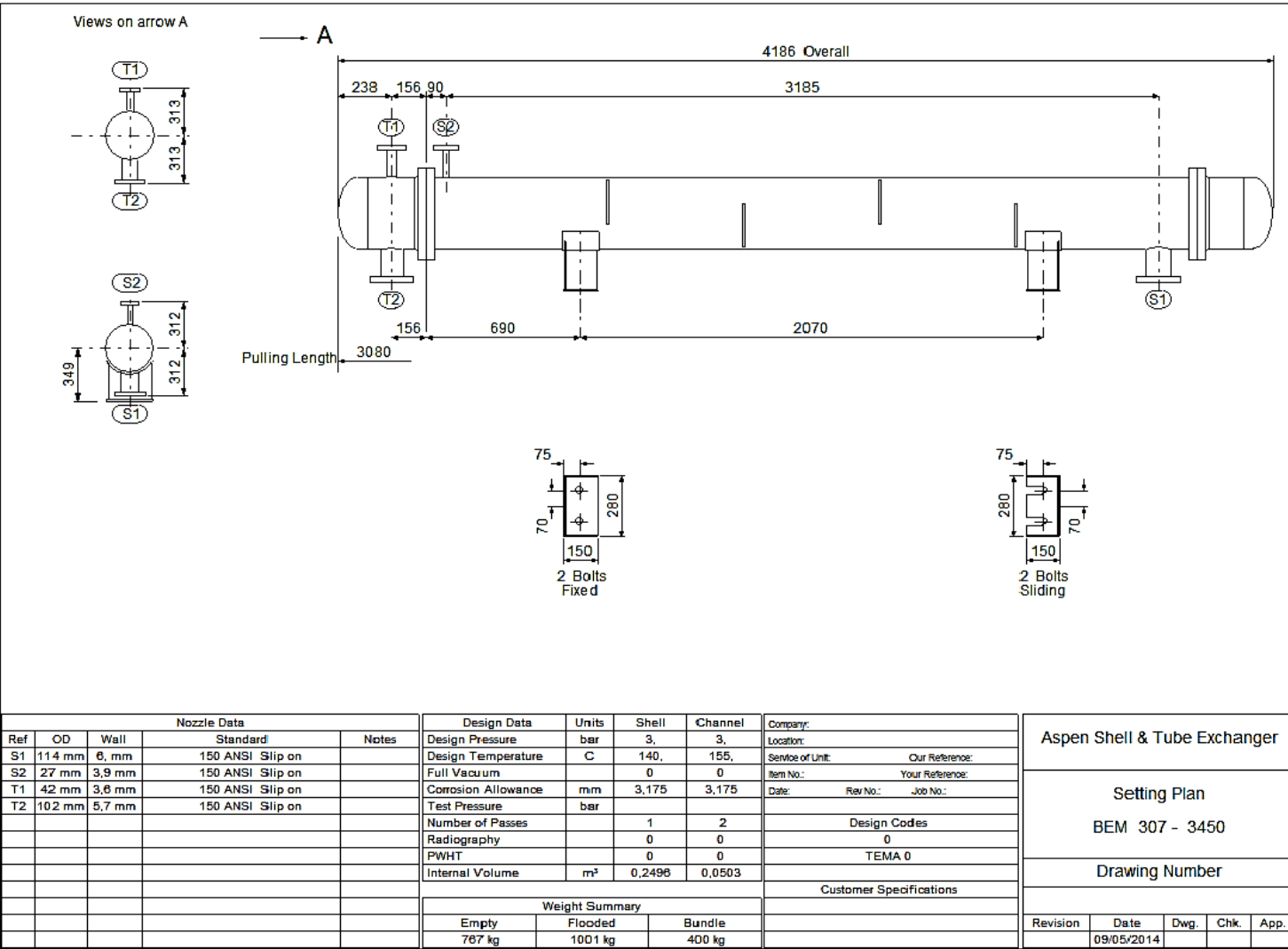


Figura 11.1.2.3.4 – Especificaciones del intercambiador del FS-204.

11.1.2.4 Columna de destilación DC-205

Las columnas de destilación también se han diseñado con el programa *ASPEN HYSYS®*, por lo que seguirá el mismo procedimiento que con el FS-204.

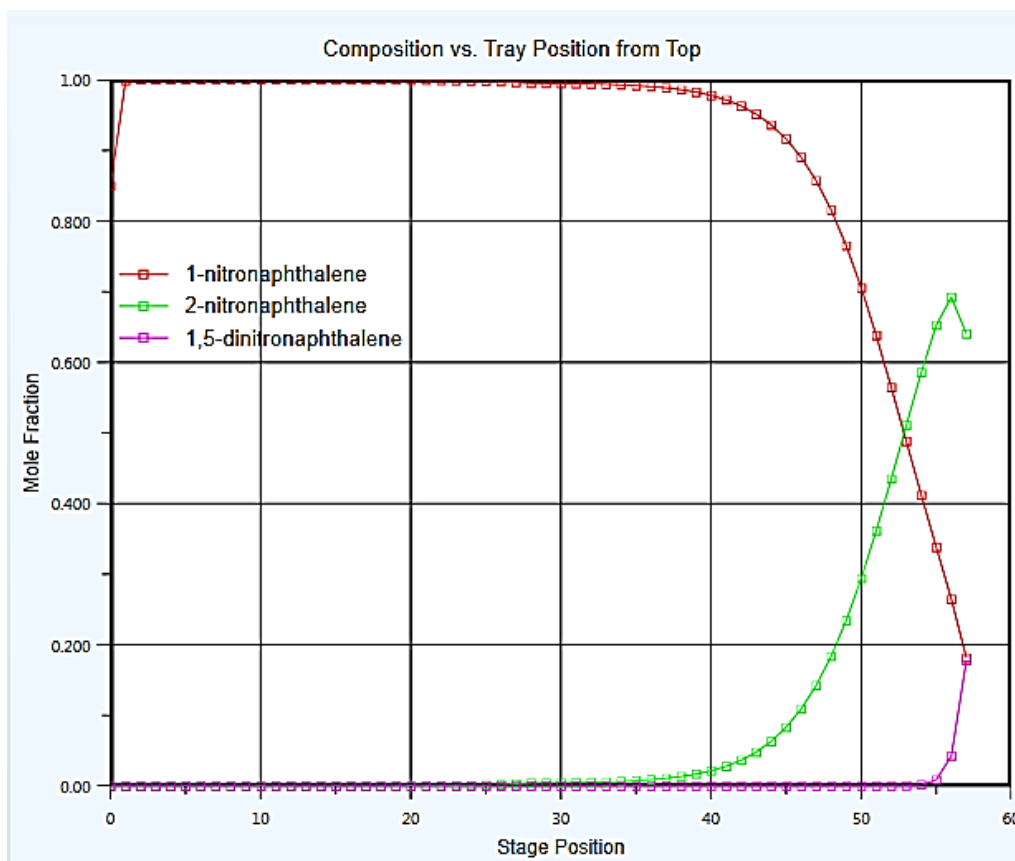


Figura 11.1.2.4.1 - Composición de los compuestos en la columna en función de la posición. DC-205.

En esta figura se muestra la separación de los isómeros del 1-nitronaftaleno para demostrar que se cumplen las condiciones para que el hidrogenador tenga el rendimiento deseado.

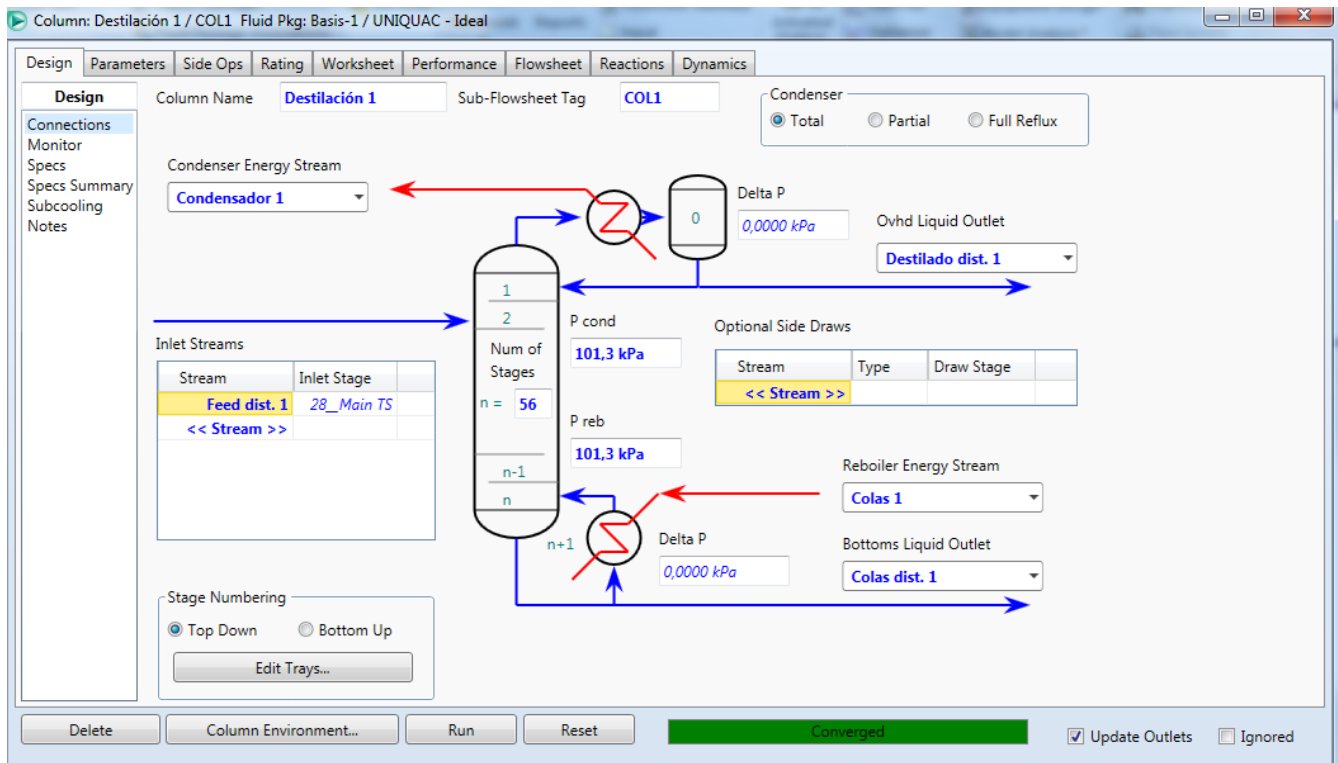


Figura 11.1.2.4.2 - Especificaciones DC-205

La información más importante que proporciona esta figura es el número de platos que tiene la columna y el plato del alimento, además de que los cálculos realizados por el programa han convergido.

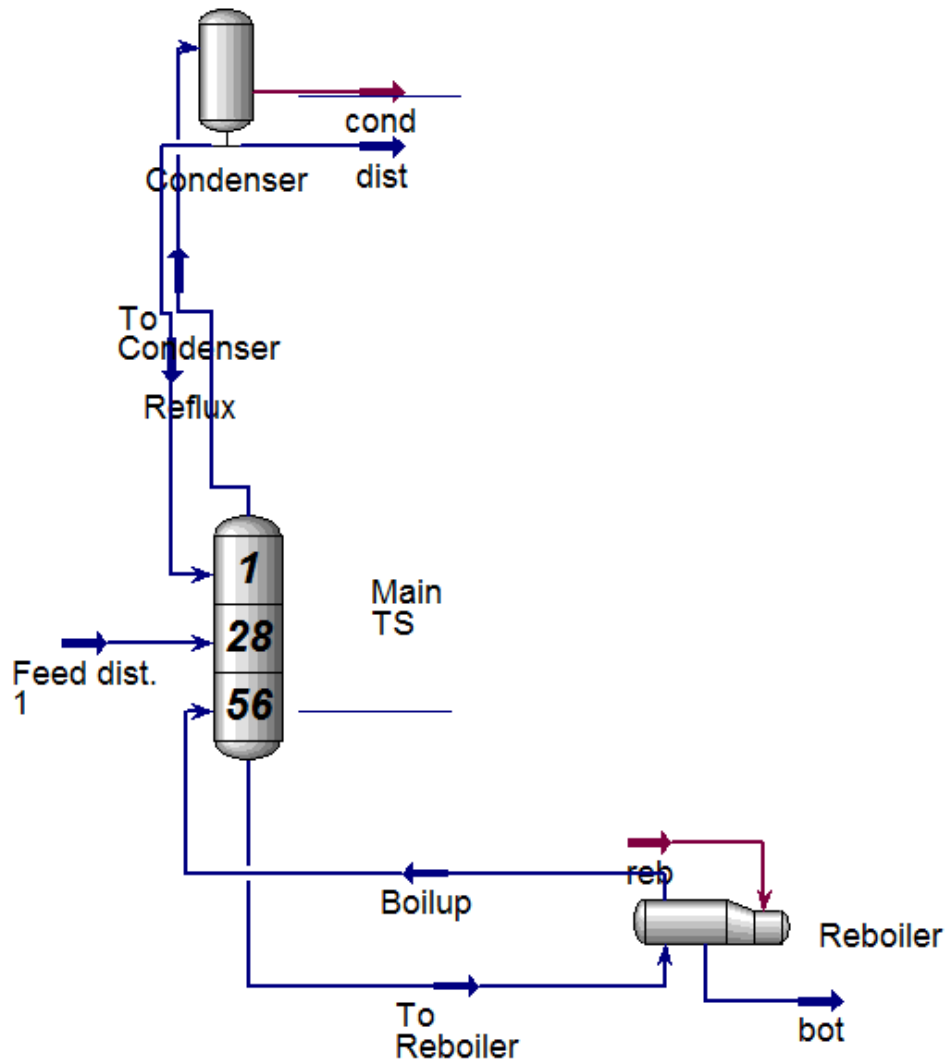


Figura 11.1.2.4.3 - Especificaciones DC-205

Esta figura representa un esquema global de toda la columna de destilación. Se pueden observar, a parte de la columna, el reboiler y el condensador de ésta. Además, se especifica el plato del alimento y la zona de rectificación y la de agotamiento

Section Results

☐ Trayed
☒ Packed

Export Pressures

View Warnings...

Packing Results

	Section_1	Section_2
Internals	Packed	Packed
Packing Type	Ballast Rings (Metal	Ballast Rings (Metal
Flooding Correlation	SLEv73	SLEv73
HETP Correlation	Norton	Norton
Est. # Pieces of Packing	0	0
Est. Mass of Packing [kg]	0,0	0,0
Est. Packing Cost (US\$)		
Column Geometry		
Section Diameter [m]	2,438	4,115
X-Sectional Area [m2]	0,0000	0,0000
Section Height [m]	0,4380	21,65
Hydraulic Results		
Max Flooding [%]	0,00	0,00
Section DeltaP [kPa]	0,1254	7,079
DP per Length [kPa/m]	0,0000	0,0000

Figura 11.1.2.4.4 - Relleno y medidas de la torre DC-205.

11.1.2.5 EX-202

Igual que en el caso del intercambiador del FS-204, el diseño se ha realizado con el ASPEN HYSYS®. A continuación se muestran algunas de las especificaciones:

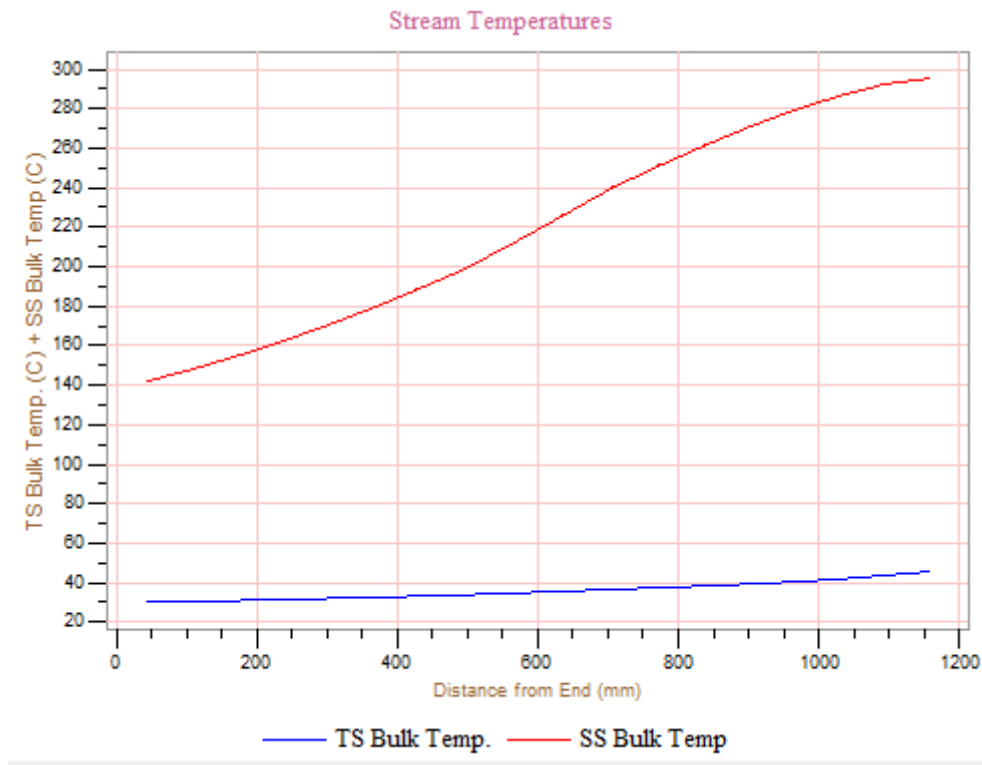


Figura 11.1.2.5.1 – Perfil de temperaturas del EX-202.

31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL							Sketch			
32			Shell Side		Tube Side						
33	Design/vac/test pressure:g	kPa	300/	/	300/	/					
34	Design temperature	°C	335		80						
35	Number passes per shell		1		1						
36	Corrosion allowance	mm	3,18		3,18						
37	Connections	In	mm	1	304,8/	-	1				304,8/
38	Size/rating	Out	1	202,72/	-	1	254,51/	-			
39	ID	Intermediate	/		-	/		-			
40	Tube No.	352 Us	OD	19,05	TksAvg	2,11	mm	Length	1200	mm	
41	Tube type	Plain	#/m		Material	Carbon Steel	Tube pattern				30
42	Shell	Carbon Steel	ID	539,75	OD	558,8	mm	Shell cover	-		
43	Channel or bonnet	Carbon Steel					Channel cover	-			
44	Tubesheet-stationary	Carbon Steel	-				Tubesheet-floating	-			
45	Floating head cover	-					Impingement protection	None			
46	Baffle-cross	Carbon Steel	Type	Single segmental	Cut(%d)	38,54	V	Spacing: c/c	215	mm	
47	Baffle-long	-	Seal type				Inlet	450,97		mm	
48	Supports-tube	U-bend	0	Type							
49	Bypass seal	Tube-tubesheet joint				Exp.					
50	Expansion joint	-	Type				None				
51	RhoV2-Inlet nozzle	3717	Bundle entrance		6308	Bundle exit		189	kg/(m s²)		
52	Gaskets - Shell side	-	Tube Side				Flat Metal Jacket Fibe				
53	Floating head	-									
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1					TEMA class	R - refinerv service			
55	Weight/Shell	1102,9	Filled with water		1577,4	Bundle	517	kg			

Figura 11.1.2.5.2 – Especificaciones del EX-202.

11.1.3 Equipos área 300

11.1.3.1 Mixer MIX-305

A continuación, se introduce un ejemplo de un mezclador, en este caso el MIX-305, realizado con el programa ASPEN HYSYS®. La corriente de salida de este mezclador es la entrada al HR-301.

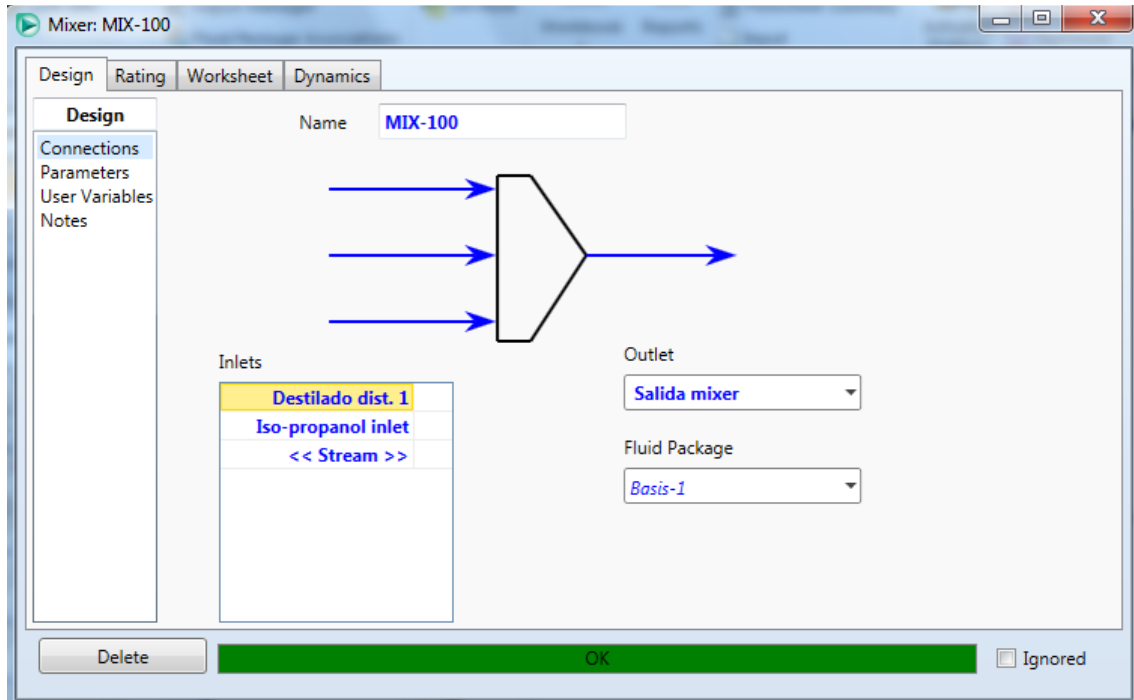


Figura 11.1.3.1.1- Especificaciones mixer MIX-305

En esta figura se observan los caudales de entrada provenientes del destilado de la DC-205 y el de isopropanol se juntan para entrar en el hidrogenador.

11.1.3.2 Reactor HR-301

A continuación aparecen todos los cálculos realizados para el diseño del hidrogenador.

Volumen del tanque

El hecho de no disponer de la cinética de ninguna de las reacciones del proceso hace que el volumen de los reactores se calcule a partir de los balances de materia que se obtienen a partir de las patentes estudiadas.

Al contrario que en el caso de la nitración, esta segunda reacción se trata de una operación en continuo. Por lo tanto, la primera aproximación del volumen del reactor se realizará de la siguiente forma:

$$\tau = \frac{V_{teórico}}{Q} \rightarrow V_{teórico} = \tau \cdot Q \quad (\text{Ecuación 11.1.3.2.1})$$

Dónde:

$V_{teórico}$ = Volumen del reactor (m^3)

Q = Caudal volumétrico ($5.46 m^3/h$)

T = tiempo de residencia ($30 \text{ min} = 0.5 \text{ h}$)

Sustituyendo:

$$V_{teórico} = 0.5 \text{ h} \cdot 5.46 \frac{m^3}{h} = 2.73 m^3$$

Al ser un reactor multifásico, el hidrogeno también ocupará un volumen que no se puede saber exactamente su valor. Por lo tanto, se ha decidido suponer que este hidrógeno ocupará lo mismo que la fase líquida, lo que supone multiplicar el volumen obtenido por dos:

$$V_{teórico} = 2.73 m^3 \cdot 2 = 5.46 m^3$$

Aplicando un sobredimensionado del 5% y un *head space* del 20%:

$$V_{real} = V_{teórico} + \text{sobredimensionado} + \text{head space}$$

$$V_{real} = 5.46 \text{ m}^3 \cdot 1.05 \cdot 1.2 = 6.88 \text{ m}^3$$

Finalmente se decidió trabajar con una relación L/D de 6, teniendo una altura de reactor (L) de 7 m y un diámetro (D) de 1.1 m. Cabe destacar que al tener los fondos toriesféricos, el volumen del reactor no se podrá calcular como el volumen de un cilindro. Por lo tanto, ya que se ha decidido que la altura del cuerpo es de 5856 mm y que cada fondo mide 622 mm, el cálculo del volumen calculado con estos valores es de:

$$V_{cuerpo} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L \quad (\text{Ecuación 11.1.3.2.2})$$

$$V_{cuerpo} = \frac{\pi}{4} \cdot (1.1 \text{ m})^2 \cdot 5.856 \text{ m} = 5.565 \text{ m}^3$$

El volumen de los cuerpos toriesféricos se especifican en la siguiente figura:

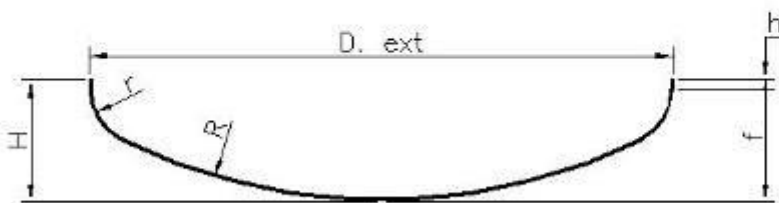
Calculadora de fondos KLOPPER		
Diametro exterior (mm)	<input type="text" value="1100"/>	
Espesor (mm)	<input type="text" value="101"/>	
 <p>fondo Toriesferico Tipo KLOPPER</p>		
Diametro disco (mm)	<input type="text" value="1911"/>	<div>Calcular</div>
R (mm)	<input type="text" value="1100"/>	
r (mm)	<input type="text" value="110"/>	
h (mm) >=	<input type="text" value="353.5"/>	
f (mm)	<input type="text" value="167"/>	
H (mm)	<input type="text" value="622"/>	
V (sin h) (litros)	<input type="text" value="72.4"/>	
Peso (h minima) (kg)	<input type="text" value="2318"/>	
<p>HORFASA no se responsabiliza de la precision de estas medidas.</p>		

Figura 11.1.3.2.1 - Volumen de un fondo toriesférico.

Ambos fondos del reactor son toriesféricos, así que este valor se tendrá que multiplicar por dos:

$$V_{fondos} = 72.4 \text{ L} \cdot 2 = 144.8 \text{ L} = 0.145 \text{ m}^3$$

Finalmente, el volumen del reactor será de:

$$V_{reactor} = 5.565 + 0.145 \text{ m}^3 = 5.71 \text{ m}^3$$

Espesor del tanque

Para el diseño del reactor de hidrogenación se ha seguido la norma ASME debido a que la reacción de hidrogenación del 1-nitronaftaleno se realiza a una presión de 100 bares. El material del que está construido el tanque es el acero inoxidable 304 de acuerdo con las excelentes condiciones de trabajo que proporciona éste frente a la corrosión de los productos existentes.

La ecuación utilizada para calcular el espesor del cuerpo del tanque a partir de la presión interna del tanque es la siguiente:

$$t = \frac{P_{interna} \cdot r_{interno}}{SE - 0.6P_{interna}} + C.A \quad (\text{Ecuación 11.1.3.2.3})$$

Dónde:

t= Espesor de la pared

P_{interna}= Presión interna de diseño (119 barg = 1704 psi)*

r_{interno} = Radio interior del tanque (21.65 in)

S= Máxima tensión permisible del material (16200 psi)

E= Eficiencia de las juntas (0.85)

C.A= Espesor de corrosión (0.04 in= 1 mm)

* La presión de diseño es la de operación sobredimensionada un 20%

De este modo se obtiene que:

$$t = \frac{1704.87 \text{ psi} \cdot 21.65 \text{ in}}{16200 \text{ psi} \cdot 0.85 - 0.6 \cdot 1704.87 \text{ psi}} + (0.04 \text{ in}) = 2.936 \text{ in} = 74.68 \text{ mm}$$

Por su parte, para calcular el valor del espesor de la pared de los fondos toriesféricos la ecuación es la siguiente:

$$t = \frac{P_{interna} \cdot L \cdot M}{2SE - 0.2P_{interna}} \quad (\text{Ecuación 11.1.3.2.4})$$

Dónde:

P_{interna} = Presión interna de diseño (119 barg = 1704 psi)

L = Diámetro interno del tanque (1100 mm = 43.31 in)

M = coeficiente del código ASME (1.54) al ser $L/r=10$

S = Máxima tensión permisible del material (16200 psi)

E = Eficiencia de las juntas (1)

$$t = \frac{1704.87 \text{ psi} \cdot 43.31 \text{ in} \cdot 1.54}{2 \cdot 16200 \text{ psi} \cdot 1 - 0.2 \cdot 1704.87 \text{ psi}} = 3.55 \text{ in}$$

No obstante, al tratarse de fondos, se les aplica un sobredimensionado del 10% a parte del espesor de corrosión. De esta forma:

$$t_{\text{tori}} = t \cdot 1.1 + C.A = 3.55 \cdot 1.1 + 0.04 \text{ in} = 3.942 \text{ in} = 100.08 \text{ mm}$$

No se calculará el espesor con la presión externa porque dará un valor mucho más pequeño. Finalmente se presentan los espesores del HR-301 en la siguiente tabla:

Tabla 11.1.3.2.1 - Espesores del reactor HR-301

Espesor cuerpo cilíndrico (mm)	80
Espesor fondos (mm)	100

Masa en vacío y en operación de los reactores

Para hacer este cálculo se necesitan los siguientes datos:

- Altura del cuerpo y de los fondos.
- Espesor del cuerpo y de los fondos.
- Material de construcción y su densidad (AISI 304).

Se hará el cálculo por partes. Se empieza por el cuerpo cilíndrico:

Lo primero es calcular el volumen de material. Se consigue restándole el volumen calculado con el diámetro interior del tanque al calculado con el diámetro exterior, tal y como se muestra en la siguiente ecuación:

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot L \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \quad (\text{Ecuación 11.1.3.2.5})$$

Dónde:

L= Longitud cuerpo del reactor

D_{ext} = Diámetro interno del reactor más dos veces el espesor

D_{int} = Diámetro interno del reactor

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot 5.856 \, m \cdot (1.26^2 - 1.1^2) = 1.74 \, m^3$$

A continuación se hace lo mismo para los fondos. Mientras que para el cuerpo el espesor era de 80 mm, para los fondos éste es de 100 mm

$$V_{fondo} = 0.1 \cdot (D_{ext}^3 - D_{int}^3) \quad (\text{Ecuación 11.1.3.2.6})$$

$$V_{fondo} = 0.1 \cdot (1.3^3 - 1.1^3) = 0.0866 \, m^3$$

El siguiente paso es sumar el volumen del cuerpo más dos veces el fondo:

$$V_{material} = 1.74 + (2 \cdot 0.0866) = 1.91 \, m^3$$

Finalmente, a partir de la densidad se determina la masa del equipo:

$$M_{vacío} = 1.91 \text{ m}^3 \cdot \frac{8000 \text{ kg}}{1 \text{ m}^3} = 15279.14 \text{ kg}$$

Para conocer la masa en operación hay que sumar la carga del reactor. De este modo:

$$M_{operación} = M_{vacío} + \text{carga reactor}$$

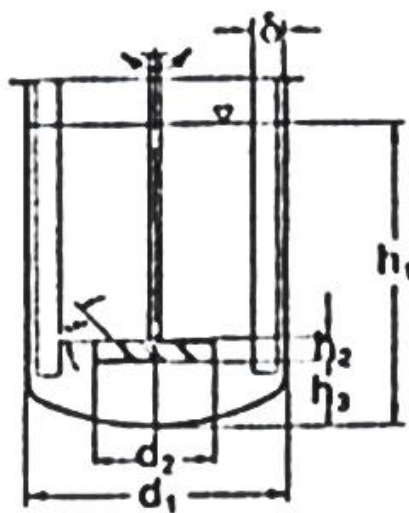
$$M_{operación} = 15279.14 \text{ kg} + 3621.7 \text{ kg} = 18900.84 \text{ kg}$$

Diseño de los agitadores

Para el diseño del agitador del HR-301 se han seguido las correlaciones que proporciona el *Trambouze*. Éstas se muestran a continuación:

Tabla 11.1.3.2.2 - Dimensiones del agitador del reactor HR-301

V(m3)	6.7
h1 (m)	7
d1 (m)	1.1
d2/d1	0.33
d2 (m)	0.5
h3/d1	0.3
h3 (m)	0.5
h1/d1	6.36
delta/d1	0.1
delta (m)	0.11
h2/d2	0.125
h2 (m)	0.06



También cabe destacar que debido a las grandes dimensiones del reactor de hidrogenación el número de ejes de agitación o turbinas será de 7.

El tipo de agitador elegido es el *Pitched Bladed turbine* ya que proporciona agitación tanto axial como radial.

Cálculo de la potencia

Uno de los aspectos más importantes de un agitador es la potencia que debe tener el motor para proporcionar una buena mezcla sin provocar ningún vórtex que lo único que haría sería mover el fluido sin mezclarlo. El cálculo de dicha potencia es el siguiente:

El número de potencia (N_p) y el número de caudal (N_q) vienen dados por el tipo de agitador, y en este caso para el Pitched Bladed Turbine los valores son:

$$N_p = 1.37$$

$$N_q = 0.79$$

También se necesitan parámetros del medio de agitación, que se presentan a continuación:

$$D_{agitador} = 0.5 \text{ m}$$

$$\rho_{mezcla} = 654.1 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{mezcla} = 0.2103 \text{ cP}$$

Con estos datos ya se puede calcular el *Reynolds*:

$$Re = 3300000$$

El siguiente paso es saber la velocidad a la que trabajará el agitador, o dicho de otra forma, las revoluciones por minuto:

$$N = \frac{Re \cdot \mu}{\rho \cdot D_{agitador}^2} \quad (\text{Ecuación 11.1.3.2.7})$$

$$N = \frac{3300000 \cdot 2.103 \cdot 10^{-4} \text{ (Pa} \cdot \text{s)}}{654.1 \left(\text{kg/m}^3 \right) \cdot 0.5^2 \text{ (m}^2\text{)}} = 4.24 \frac{\text{rev}}{\text{s}} = 254.64 \frac{\text{rev}}{\text{min}}$$

En este punto ya se puede calcular la potencia que tiene que tener el motor del agitador:

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^2 \cdot D_{agitador}^5 \text{ (Ecuación 11.1.3.2.8)}$$

$$P = 1.37 \cdot 654.1 \left(\frac{kg}{m^3} \right) \cdot 4.24^2 \left(\frac{rev^2}{s^2} \right) \cdot 0.5^5 (m^5) = 2140.53 W = 2.14 kW$$

Debido a que se tienen siete turbinas o ejes de agitación, esta potencia también se tiene que multiplicar.

$$P_T = P \cdot N_{turbinas} \text{ (Ecuación 11.1.3.2.9)}$$

$$P_T = 2.14 kW \cdot 7 = 14.98 kW$$

Finalmente, suponiendo que la potencia del motor necesita un 80% de carga:

$$P_{motor} = P_T \cdot 1.8 = 26.97 kW$$

Tratamiento térmico del reactor

Para el reactor de hidrogenación, igual que en el caso de los reactores R-201 y R-202, se ha decidido que se va a utilizar un sistema de media caña.

El tratamiento térmico del HR-301 sirve para mantener el reactor a una temperatura de 190°C. Igual que en el caso anterior, se calculará el área de intercambio necesaria para luego compararla con la que tiene disponible el reactor y ver si la necesaria es más pequeña que la disponible. Por lo tanto, se va a seguir un procedimiento similar al del caso de los reactores de nitración.

Primero de todo se calcula el calor que habrá que quitar con la ayuda del calor de reacción:

$$q = \Delta H_r(190^\circ C) \cdot n \text{ (Ecuación 11.1.3.2.10)}$$

Dónde:

q = Caudal de energía (kJ/h)

ΔH_r (190°C) = Calor de reacción a 190°C (-434.493 kJ/mol)

n = Caudal molar del reactivo limitante, 1-nitronaftaleno en este caso (10180 mol/h)

Sustituyendo:

$$q = 434.493 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \cdot 10180 \frac{\text{mol}}{\text{h}} = 4423139.03 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

A continuación se calcula el incremento de temperaturas medio logarítmico:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(190 - 5) - (190 - 20)}{\ln\left(\frac{(190 - 5)}{(190 - 20)}\right)} = 177.394 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Como se trata de un intercambio de calor entre agua y un solvente orgánico, se ha elegido un coeficiente global de intercambio de calor de 750 W/m²·K.

El último paso es el de calcular el área de intercambio necesaria la siguiente ecuación:

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \text{ (Ecuación 11.1.3.2.11)}$$

Donde:

q = Caudal de energía (4423139.03 kJ/h)

U = Coeficiente global de transferencia de energía (750 W/m²·K)

A = Área de intercambio (m²)

ΔT_{ml} = Incremento de temperatura medio logarítmico (177.394°C)

Por lo tanto, aislando A :

$$A = \frac{q}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{4423139.03 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \cdot \frac{1000 \text{ J}}{1 \text{ kJ}}}{750 \frac{\text{J}}{\text{s} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \cdot 177.394 ^\circ\text{C}} = 9.235 \text{ m}^2$$

Una vez se tiene las áreas de intercambio necesario, se calcula el área disponible para poder compararlas. A continuación se realiza dicho cálculo:

El primer dato importante a tener en cuenta es la altura del reactor, que en este caso es 7 m. Posteriormente se decidió utilizar una media caña de 6 pulgadas, equivalentes a 0.1524 m. A partir de aquí, se estimó el área de intercambio de una vuelta o espira de la media caña utilizando el diámetro del reactor (1.1 m) y suponiendo un cilindro con una altura igual a la del diámetro interior de la conducción de del siguiente modo:

$$A_{\text{espira}} = \pi \cdot D \cdot L \quad (\text{Ecuación 11.1.3.2.12})$$

Dónde:

D= Diámetro del reactor (1.1 m)

L= Diámetro interior de la media caña (0.1524 m)

El valor del área de intercambio de una espira es:

$$A_{\text{espira}} = \pi \cdot 1.1 \text{ m} \cdot 0.1524 \text{ m} = 0.5267 \text{ m}^2$$

Para saber el número de espiras necesarias se dividirá el área total necesaria entre el área de una espira:

$$N_{\text{espiras}} = \frac{A}{A_{\text{espira}}} \quad (\text{Ecuación 11.1.3.2.13})$$

$$N_{\text{espiras}} = \frac{9.235}{0.5267} = 17.53 = 18 \text{ espiras}$$

Para ver si estas 18 espiras caben a lo largo del reactor se calcula la distancia entre ellas suponiendo que éstas son equidistantes. Se utiliza la siguiente ecuación:

$$d_{\text{espiras}} = \frac{L - D_{\text{media caña}} \cdot N_{\text{espiras}}}{N_{\text{espiras}} - 1} \quad (\text{Ecuación 11.1.3.2.14})$$

Dónde:

d_{espiras} = Distancia entre espiras (m)

L = Longitud del reactor (7 m)

$D_{\text{media caña}}$ = Diámetro interno de la media caña (0.1524 m)

N_{espiras} = Número de espiras (18)

$$d_{\text{espiras}} = \frac{7 \text{ m} - 0.1524 \text{ m} \cdot 18}{18 - 1} = 0.25 \text{ m}$$

Por lo tanto, se puede asegurar que no habrá problemas de espacio por lo que hace referencia a las espiras.

El último paso es el cálculo de la velocidad del agua de refrigeración a través de la media caña. Ésta debería estar entre 1 y 3 m/s

Primero de todo se saca el caudal volumétrico:

$$m_{\text{agua}} = \frac{q}{c_p \cdot \Delta T} \quad (\text{Ecuación 11.1.3.2.15})$$

Dónde:

m_{agua} = Caudal másico de agua (kg/s)

q = Caudal de calor (4423139.03 kJ/h)

C_p = Calor específico del agua (4.18 kJ/kg·°C)

ΔT = Salto térmico (15 °C)

$$m_{\text{agua}} = \frac{4423139.03 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{4.18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot 15^\circ\text{C}} = 19.6 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Con la densidad:

$$m = 0.0225 \frac{m^3}{s}$$

Como en el caso anterior, para sacar la velocidad se divide el caudal volumétrico entre el área de la sección:

$$v = \frac{m}{A} = \frac{0.0225 \frac{m^3}{s}}{\left(\frac{\frac{\pi}{4} \cdot 0.1524^2}{2} \right) m^2} = 2.46 \text{ m/s}$$

11.1.3.3 Columna de destilación DC-302

La columna DC-302 fue diseñada con el simulador ASPEN HYSYS®. A continuación se muestran algunas de las especificaciones más importantes de dicha columna:

Section Results
☒ Trayed
☐ Packed

Export Pressures

View Warnings...

Tray Results

	Section_1	Section_2	Section_3
Internals	Sieve	Sieve	Sieve
Number of Flow Paths	1	1	1
Jet Flooding Method	Glitsch	Glitsch	Glitsch
Column Geometry			
Section Diameter [m]	1,981	1,524	1,067
X-Sectional Area [m2]	3,083	1,824	0,8938
Hole Area [m2]	0,3018	0,1560	2,305e-002
Active Area [m2]	2,995	1,548	0,2287
DC Area [m2]	4,395e-002	0,1381	0,3325
Tray Spacing [m]	0,6096	0,6096	0,6096
Section Height [m]	0,6096	0,6096	0,6096
Hydraulic Results			
Max Flooding [%]	75,36	70,17	21,15
Max DC Backup [%]	25,75	27,64	-1,#J
Max DP/Tray [kPa]	0,745	0,687	-1,#IO
Section DeltaP [kPa]	0,7448	0,6873	-1,#IO000
Max Weir Load [m3/h-m]	17,13	27,46	79,00
Tray Details			
Total Weir Length [mm]	791,8	1022	1045
Weir Height [mm]	50,80	50,80	50,80
DC Clearance [mm]	38,10	38,10	38,10
Side Weir Length [m]	0,7918	1,022	1,045
Estimated # of Holes/Valves	9530	4926	727
Side DC Top Width [mm]	82,55	196,9	425,5
Side DC Btm Width [mm]	82,55	196,9	425,5
Side DC Top Length [m]	0,7918	1,022	1,045
Side DC Btm Length [m]	0,7918	1,022	1,045
Side DC Top Area [m2]	4,395e-002	0,1381	0,3325
Side DC Btm Area [m2]	4,395e-002	0,1381	0,3325

11.1.3.4 KR-304

Este intercambiador, como todos los otros, fue diseñado con el ASPEN HYSYS®. A continuación se muestran algunas de sus especificaciones.

Heat Exchanger Specification Sheet									
1	Company:								
2	Location:								
3	Service of Unit:			Our Reference:					
4	Item No.:			Your Reference:					
5	Date:		Rev No.:		Job No.:				
6	Size	875 -- 4350	mm	Type	BEM	Hor	Connected in	1 parallel	2 series
7	Surf./unit (eff.)	462,8	m²	Shells/unit	2		Surf./shell (eff.)	231,4	m²
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side		
10	Fluid name			To KR-304->From KR-304			KR-304 oil in->KR-304 oil out		
11	Fluid quantity, Total			54487			215000		
12	Vapor (In/Out)			8			0		
13	Liquid			54479			215000		
14	Noncondensable			0			0		
15									
16	Temperature (In/Out)			242			380		
17	Dew / Bubble point			300,47			383,95		
18	Density Vapor/Liquid			1,19 / 677,78			/ 835,47		
19	Viscosity			0,0117 / 0,2839			/ 0,2971		
20	Molecular wt, Vap			50,37					
21	Molecular wt, NC								
22	Specific heat			2,302 / 2,911			/ 1,363		
23	Thermal conductivity			0,0291 / 0,0994			/ 0,0826		
24	Latent heat			712,4					
25	Pressure (abs)			101,325			101,325		
26	Velocity			52,63			0,91		
27	Pressure drop, allow./calc.			30			50		
28	Fouling resistance (min)			0			0		
29	Heat exchanged			7472,5			MTD corrected		
30	Transfer rate, Service			466,4			Clean 464,9		

Figura 11.1.3.4.1 – Especificaciones del KR-304

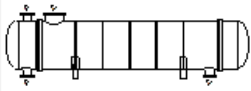
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL										Sketch		
32				Shell Side			Tube Side						
33	Design/vac/test pressure:g		kPa	300/	/		300/	/					
34	Design temperature		°C	340			415						
35	Number passes per shell			1			2						
36	Corrosion allowance		mm	3,18			3,18						
37	Connections	In	mm	1	202,72/	-	1	202,72/	-				
38	Size/rating	Out		1	438,15/	-	1	202,72/	-				
39	ID	Intermediate		1	438,15/	-	1	202,72/	-				
40	Tube No.	913 Us	OD	19,05	TksAvg	2,11	mm	Length	4350	mm	Pitch	23,81	mm
41	Tube type		Plain	#/m	Material	Carbon Steel			Tube pattern		30		
42	Shell	Carbon Steel	ID	875	OD	899	mm	Shell cover	-				
43	Channel or bonnet	Carbon Steel						Channel cover	-				
44	Tubesheet-stationary	Carbon Steel	-					Tubesheet-floating	-				
45	Floating head cover	-						Impingement protection	None				
46	Baffle-cross	Carbon Steel	Type	Single segmental			Cut(%d)	40,57	V	Spacing: c/c	650	mm	
47	Baffle-long	-	Seal type					Inlet	817,48				
48	Supports-tube	U-bend		0		Type							
49	Bypass seal		Tube-tubesheet joint					Exp.					
50	Expansion joint		-		Type		None						
51	RhoV2-Inlet nozzle		353	Bundle entrance		15		Bundle exit		7727	kg/[m s²]		
52	Gaskets - Shell side		-	Tube Side			Flat Metal Jacket Fibe						
53	Floating head		-										
54	Code requirements		ASME Code Sec VIII Div 1					TEMA class		R - refinerv service			
55	Weight/Shell		6096,5	Filled with water		8789		Bundle		4086,7	kg		

Figura 11.1.3.4.2 – Especificaciones del KR-304

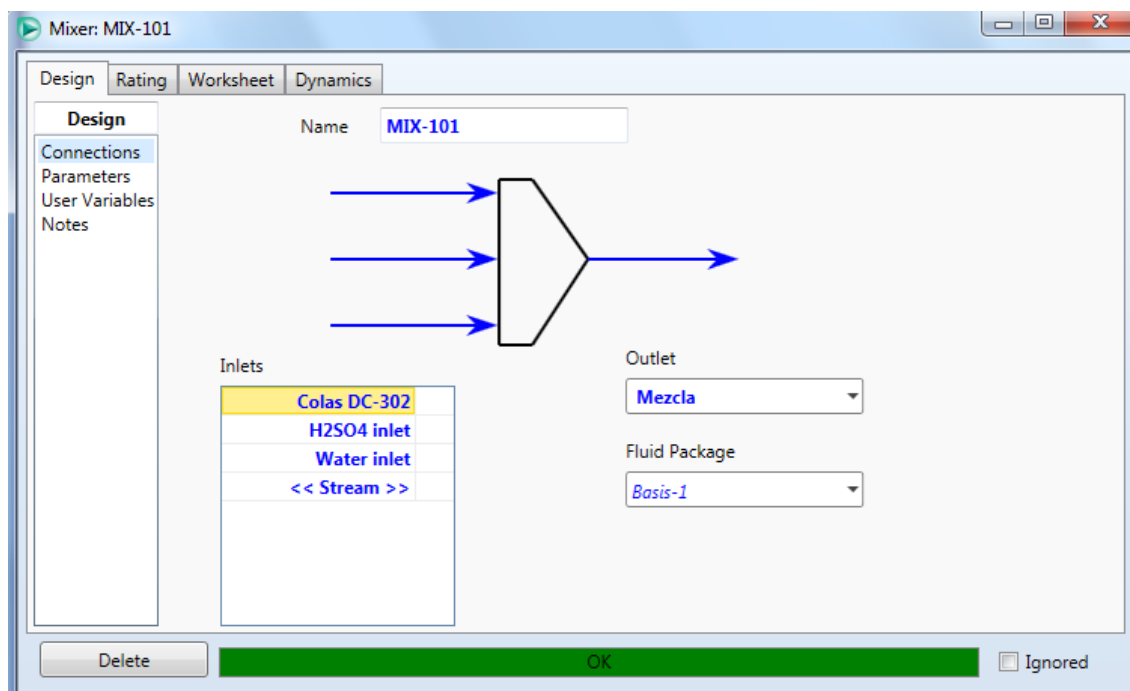
11.1.4 Equipos zona 400

11.1.4.1 Mezclador hidrólisis

Este mezclador sirve para juntar todas las corrientes que entran en los reactores de hidrólisis R-401 y R-402.

Se simuló con el *ASPEN HYSYS®* y a continuación se mostrarán algunos de sus parámetros más importantes:

Name	Colas DC-302	H2SO4 inlet	Water inlet	Mezcla
Vapour	0,0004	0,0000	0,0000	0,2697
Temperature [C]	300,5	25,00	25,00	144,5
Pressure [kPa]	101,3	101,3	101,3	101,3
Molar Flow [kgmole/h]	40,73	45,32	48,88	134,9
Mass Flow [kg/h]	5831	4082	880,5	1,079e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	6,904	2,243	0,8823	10,03
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,228e+005	-7,476e+005	-2,849e+005	-4,216e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	517,9	14,59	6,559	187,1
Heat Flow [kJ/h]	-9,072e+006	-3,388e+007	-1,393e+007	-5,688e+007



Figuras 11.1.4.1.1 y 11.1.4.1.2 – Especificaciones del mezclador antes de la hidrólisis.

De esta forma, a partir de dicho mezclador se determina la temperatura que alcanzará la mezcla de 1-naftilamina, agua y ácido sulfúrico antes de iniciarse la reacción de hidrólisis. (Dicho cálculo se podría haber hecho también mediante balances de energía).

Por lo tanto, se consigue determinar que la temperatura de la mezcla, antes de la presurización a 13 bar, será de 149°C. En este punto, cabe remarcar que quizá la adición del ácido pueda hacer aumentar un poco esta temperatura. Sin embargo, no se ha considerado tal hecho y, por lo tanto, el caudal de aceite necesario será el que permita aumentar la temperatura hasta los 190°C en un periodo de 30 minutos.

11.1.4.2 Válvula de expansión PRV-401

Esta válvula se pone a modo de ejemplo, ya que es igual a las que hay en la zona 300. En la siguiente figura se muestran sus especificaciones:

Name	404	501
Vapour	0,0000	0,0789
Temperature [C]	190,0	179,0
Pressure [kPa]	1300	100,0
Molar Flow [kgmole/h]	70,91	70,91
Mass Flow [kg/h]	8093	8093
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	8,304	8,304
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-4,183e+005	-4,183e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	313,6	292,7
Heat Flow [kJ/h]	-2,966e+007	-2,966e+007

Figura 11.1.4.2.1 – Especificaciones PRV-401.

Por lo tanto, la válvula denominada Pressure Relief Valve permite determinar las condiciones de salida de la corriente entrante conociendo la temperatura y presión de entrada así como el salto de presión establecido.

11.1.4.3 Reactores R-401 y R-402

A continuación aparecen todos los cálculos realizados para el diseño de los reactores de hidrólisis.

Volumen del tanque

El hecho de no disponer de la cinética de ninguna de las reacciones del proceso hace que el volumen de los reactores se calcule a partir de los balances de materia que se obtienen a partir de las patentes estudiadas.

Ya que esta última reacción, al igual que la primera, se trata de un proceso en discontinuo, el volumen del reactor se calculara de la siguiente forma:

$$V_{teórico} = V_{1-naftilamina} + V_{H_2SO_4} + V_{H_2O} + V_{1-naftol} + V_{NH_3}$$

$$V_{teórico} = 10.8 \text{ m}^3$$

Aplicando el sobredimensionado y el *head space*:

$$V_{real} = V_{teórico} + \text{sobredimensionado} + \text{head space}$$

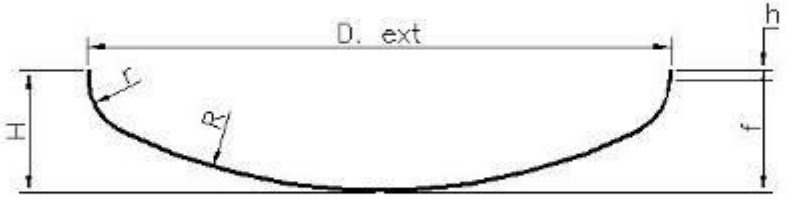
$$V_{real} = 10.8 \text{ m}^3 \cdot 1.1 \cdot 1.2 = 13.61 \text{ m}^3$$

Finalmente se decidió trabajar con una relación L/D de 3.2, teniendo una altura de reactor (L) de 6 m y un diámetro (D) de 1.8 m. Cabe destacar que al tener los fondos toriesféricos, el volumen del reactor no se podrá calcular como el volumen de un cilindro. Por lo tanto, ya que se ha decidido que la altura del cuerpo es de 5148 mm y que cada fondo mide 426 mm, el cálculo del volumen calculado con estos valores es de:

$$V_{cuerpo} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L = \frac{\pi}{4} \cdot (1.8 \text{ m})^2 \cdot 5.148 \text{ m} = 13.10 \text{ m}^3$$

El volumen de los cuerpos toriesféricos se especifican en la siguiente figura:

Diametro exterior (mm)	<input type="text" value="1800"/>
Espesor (mm)	<input type="text" value="19"/>



fondo Toriesferico Tipo KLOPPER

Diametro disco (mm)	<input type="text" value="2124"/>	<input type="button" value="Calcular"/>
R (mm)	<input type="text" value="1800"/>	
r (mm)	<input type="text" value="180"/>	
h (mm) >=	<input type="text" value="66.5"/>	
f (mm)	<input type="text" value="340"/>	
H (mm)	<input type="text" value="426"/>	
V (sin h) (litros)	<input type="text" value="547"/>	
Peso (h minima) (kg)	<input type="text" value="539"/>	

HORFASA no se responsabiliza de la precision de estas medidas.

Figura 11.1.4.3.1 - Volumen de un fondo toriesférico.

Ambos fondos del reactor son toriesféricos, así que este valor se tendrá que multiplicar por dos:

$$V_{fondos} = 547 \text{ L} \cdot 2 = 1094 \text{ L} = 1.094 \text{ m}^3$$

Finalmente, el volumen del reactor será de:

$$V_{reactor} = 13.10 + 1.094 \text{ m}^3 = 14.19 \text{ m}^3$$

Espesor del tanque

Para el diseño de los reactores de hidrólisis se ha seguido la norma ASME debido a que esta reacción se realiza a una presión de 13 bares. El material del que está construido el tanque es el acero inoxidable 316 de acuerdo con las buenas condiciones de trabajo que proporciona éste frente a la corrosión del ácido sulfúrico al 98%. La ecuación utilizada para calcular el espesor del cuerpo del tanque a partir de la presión interna del tanque es la siguiente:

$$t = \frac{P_{interna} \cdot r_{interno}}{SE - 0.6P_{interna}} + C.A \quad (\text{Ecuación 11.1.4.3.1})$$

Dónde:

t= Espesor de la pared

P_{interna}= Presión interna de diseño (14 barg = 200.57 psi)*

r_{interno} = Radio interior del tanque (35.43 in)

S= Máxima tensión permisible del material (18178 psi)

E= Eficiencia de las juntas (0.85)

C.A= Espesor de corrosión (0.04 in= 1 mm)

* La presión de diseño es la de operación sobredimensionada un 20%

De este modo se obtiene que:

$$t = \frac{200.57 \text{ psi} \cdot 35.43 \text{ in}}{18178 \text{ psi} \cdot 0.85 - 0.6 \cdot 200.57 \text{ psi}} + (0.04 \text{ in}) = 0.504 \text{ in} = 12.80 \text{ mm}$$

Por su parte, para calcular el valor del espesor de la pared de los fondos toriesféricos la ecuación es la siguiente:

$$t = \frac{P_{interna} \cdot L \cdot M}{2SE - 0.2P_{interna}} \quad (\text{Ecuación 11.1.4.3.2})$$

Dónde:

P_{interna} = Presión interna de diseño (14 barg = 200.57 psi)

L = Diámetro interno del tanque (1800 mm = 70.87 in)

M = coeficiente del código ASME (1.54) al ser $L/r=10$

S = Máxima tensión permisible del material (18178 psi)

E = Eficiencia de las juntas (1)

$$t = \frac{200.57 \text{ psi} \cdot 70.87 \text{ in} \cdot 1.54}{2 \cdot 18178 \text{ psi} \cdot 1 - 0.2 \cdot 200.57 \text{ psi}} = 0.6 \text{ in}$$

No obstante, al tratarse de fondos, se les aplica un sobredimensionado del 10% a parte del espesor de corrosión. De esta forma:

$$t_{\text{tori}} = t \cdot 1.1 + C.A = 0.6 \cdot 1.1 + 0.04 \text{ in} = 0.70 \text{ in} = 17.78 \text{ mm}$$

No se calculará el espesor con la presión externa porque dará un valor mucho más pequeño. Finalmente se presentan los espesores en la siguiente tabla:

Tabla 11.1.4.3.1 - Espesores del reactor HR-301

Espesor cuerpo cilíndrico (mm)	14
Espesor fondos (mm)	18

Masa en vacío y en operación de los reactores

Para hacer este cálculo se necesitan los siguientes datos:

- Altura del cuerpo y de los fondos
- Espesor del cuerpo y de los fondos
- Material de construcción y su densidad (AISI 316)

Se hará el cálculo por partes. Se empieza por el cuerpo:

Lo primero es calcular el volumen de material. Se consigue restándole el volumen calculado con el diámetro interior del tanque al calculado con el diámetro exterior, tal y como se muestra en la siguiente ecuación:

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot L \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \quad (\text{Ecuación 11.1.4.3.3})$$

Dónde:

L= Longitud cuerpo del reactor

D_{ext} = Diámetro interno del reactor más dos veces el espesor

D_{int} = Diámetro interno del reactor

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot 5.148 \text{ m} \cdot (1.828^2 - 1.8^2) = 0.41 \text{ m}^3$$

A continuación se hace lo mismo para los fondos. Mientras que para el cuerpo el espesor era de 14 mm, para los fondos éste es de 18 mm

$$V_{fondo} = 0.1 \cdot (D_{ext}^3 - D_{int}^3) \quad (\text{Ecuación 11.1.4.3.4})$$

$$V_{fondo} = 0.1 \cdot (1.836^3 - 1.8^3) = 0.071 \text{ m}^3$$

El siguiente paso es sumar el volumen del cuerpo más dos veces el fondo:

$$V_{material} = 0.41 + (2 \cdot 0.071) = 0.554 \text{ m}^3$$

Finalmente, con la ayuda de la densidad se puede saber la masa del equipo:

$$M_{vacío} = 0.554 \text{ m}^3 \cdot \frac{8000 \text{ kg}}{1 \text{ m}^3} = 4428.10 \text{ kg}$$

Para saber la masa en operación hay que sumar la carga del reactor. De este modo:

$$M_{operación} = M_{vacío} + \text{carga reactor}$$

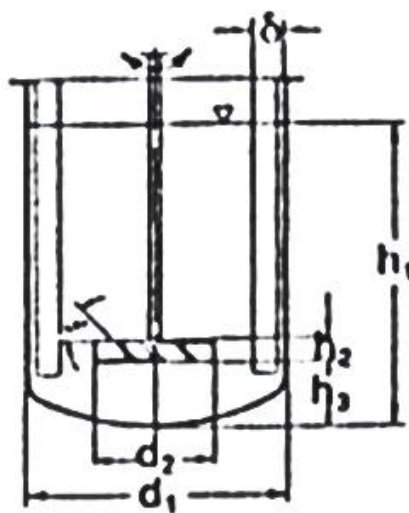
$$M_{operación} = 4428.10 \text{ kg} + 10712.415 \text{ kg} = 15140.52 \text{ kg}$$

Diseño de los agitadores

Para el diseño del agitador del HR-301 se han seguido las correlaciones que proporciona el *Trambouze*. Éstas se muestran a continuación:

Tabla 11.1.4.3.2 - Dimensiones de los agitadores de los reactores R-401 y R-402

V(m ³)	15.26
h1 (m)	4.25
d1 (m)	1.8
d2/d1	0.33
d2 (m)	0.6
h3/d1	0.3
h3 (m)	0.54
h1/d1	2.36
delta/d1	0.1
delta (m)	0.18
h2/d2	0.125
h2 (m)	0.075



También cabe destacar que debido a las grandes dimensiones de los reactores el número de ejes de agitación o turbinas será de 4.

El tipo de agitador elegido es el *Pitched Bladed turbine* ya que proporciona agitación tanto axial como radial.

Cálculo de la potencia

Uno de los aspectos más importantes de un agitador es la potencia que debe tener el motor para proporcionar una buena mezcla sin provocar ningún vórtex que lo único que haría sería mover el fluido sin mezclarlo. El cálculo de dicha potencia es el siguiente:

El número de potencia (N_p) y el número de caudal (N_Q) vienen dados por el tipo de agitador, y en este caso para el Pitched Bladed Turbine los valores son:

$$N_p = 1.37$$

$$N_Q = 0.79$$

También se necesitan parámetros del medio de agitación, que se presentan a continuación:

$$D_{agitador} = 0.6 \text{ m}$$

$$\rho_{mezcla} = 994 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{mezcla} = 0.85 \text{ cP}$$

Con estos datos ya se puede calcular el *Reynolds*:

$$Re = 200000$$

El siguiente paso es saber la velocidad a la que trabajará el agitador, o dicho de otra forma, las revoluciones por minuto:

$$N = \frac{Re \cdot \mu}{\rho \cdot D_{agitador}^2} \quad (\text{Ecuación 11.1.4.3.5})$$

$$N = \frac{200000 \cdot 8.5 \cdot 10^{-4} \text{ (Pa} \cdot \text{s)}}{994 \left(\text{kg/m}^3 \right) \cdot 0.6^2 \text{ (m}^2\text{)}} = 1.19 \frac{\text{rev}}{\text{s}} = 71.26 \frac{\text{rev}}{\text{min}}$$

En este punto ya se puede calcular la potencia que tiene que tener el motor del agitador:

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^2 \cdot D_{agitador}^5$$

$$P = 1.37 \cdot 994 \left(\frac{kg}{m^3} \right) \cdot 1.19^2 \left(\frac{rev^2}{s^2} \right) \cdot 0.6^5 (m^5) = 177.40 W = 0.18 kW$$

Debido a que se tienen cuatro turbinas o ejes de agitación, esta potencia también se tiene que multiplicar.

$$P_T = P \cdot N_{turbinas} \quad (Ecuación 11.1.4.3.6)$$

$$P_T = 0.18 kW \cdot 4 = 0.71 kW$$

Finalmente, suponiendo que la potencia del motor necesita un 80% de carga:

$$P_{motor} = P_T \cdot 1.8 = 1.28 kW$$

Tratamiento térmico del reactor

En este caso también se trabajará con un sistema de media caña. Aquí también tenemos un doble tratamiento. El primero se hace para subir la temperatura a 190°C porque aparte de la 1-naftinalmina, que ya viene a esta temperatura, al reactor se le añade ácido sulfúrico y agua a temperatura ambiente. Según el simulador de procesos *ASPEN HYSYS®*, la mezcla de todos los reactivos baja hasta una temperatura de 149.3°C.

Se hará el cálculo por partes. Primero para el calentamiento del reactor con aceite térmico. Con los datos de los kg de mezcla que hay que calentar, el calor específico de ésta y sabiendo que se quiere calentar de 149.3 a 190°C, se puede saber el calor total que se le tiene que aportar al reactor en kJ.

$$Q = m \cdot cp \cdot \Delta T \quad (Ecuación 11.1.4.3.7)$$

Dónde:

Q= Calor total necesario (kJ)

m= Cantidad de mezcla dentro del reactor (10712.04 kg)

cp= calor específico de la mezcla (2.1755 kJ/kg·°C)

ΔT= salto térmico (40.7°C)

$$Q = 10712.04 \text{ kg} \cdot 2.1755 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot 40.7^\circ\text{C} = 948474.73 \text{ kJ}$$

Se ha decidido realizar esta operación en media hora. Por lo tanto, la potencia será la siguiente:

$$q = \frac{Q}{t} \quad (\text{Ecuación 11.1.4.3.8})$$

Dónde:

q= Caudal de calor (kW)

Q= calor total necesario (948474.73 kJ)

t= Tiempo de operación (30 min = 1800 s)

$$q = \frac{948474.73 \text{ kJ}}{1800 \text{ s}} = 526.93 \text{ kW}$$

Aislado de la misma fórmula que se ha utilizado para calcular el calor total se puede calcular el caudal de acetite que pasará por la media caña:

$$m = \frac{q}{c_p \cdot \Delta T}$$

Dónde:

m= Caudal de aceite (kg/s)

q= caudal de energia (526.93 kW)

c_p = calor específico del aceite (1.3 kJ/kg.°C)

ΔT = Salto térmico del aceite (90°C)

$$m = \frac{526.93 \text{ kW}}{1.3 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot 90^\circ\text{C}} = 4.50 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{850 \text{ kg}} = 0.0053 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Por último, dividiendo este caudal entre el área de sección de la media caña, se sacará la velocidad y se verá si ésta es razonable.

$$v = \frac{m}{A} = \frac{0.0053 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{\left(\frac{\frac{\pi}{4} \cdot 0.0762^2}{2} \right) \text{ m}^2} = 2.32 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Como se puede observar, la velocidad es razonable para un líquido.

Para el caso del calentamiento no se ha calculado ni número de espiras necesarias ni distancia entre ellas ya que la operación que limitará en este reactor es el enfriamiento, que se calcula a continuación

El segundo tratamiento térmico de los reactores R-401 y R-402 sirve para mantener el reactor a una temperatura de 190°C. Primero se calculará el área de intercambio necesaria para luego compararla con la que tiene disponible el reactor y ver si la necesaria es más pequeña que la disponible.

Primero de todo se calcula el calor que habrá que quitar con la ayuda del calor de reacción:

$$Q = \Delta H_r(190^\circ\text{C}) \cdot n \quad (\text{Ecuación 11.1.4.3.9})$$

Dónde:

Q = Energía total desprendida (kJ)

$\Delta H_r(190^\circ\text{C})$ = Calor de reacción a 190°C (-158.440 kJ/mol)*

n = Moles totales del reactivo limitante, 1-naftilamina en este caso (40720 mol)

*En este caso hay una reacción secundaria, que es la formación de sulfato de amonio a partir de amoníaco y ácido sulfúrico. Se trata de una reacción endotérmica. Para calcular el calor de reacción se han sumado los calores de las dos reacciones que tienen lugar.

Sustituyendo:

$$Q = 158.440 \frac{kJ}{mol} \cdot 40720 \frac{mol}{h} = 6451628.26 \frac{kJ}{h}$$

El siguiente paso es el de calcular el caudal de calor que será necesario extraer del reactor. Debido al poco conocimiento de la cinética de la reacción, se ha supuesto que el caudal de calor retirado será constante a lo largo de la reacción.

$$q = \frac{Q}{t}$$

Dónde:

Q= Calor total que desprende la reacción (6451628.26 kJ)

t= tiempo de reacción (5 h)

$$q = \frac{6451628.26 \text{ kJ}}{5 \text{ h}} = 1290325.65 \frac{kJ}{h}$$

A continuación se calcula el incremento de temperaturas medio logarítmico:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(190 - 30) - (190 - 45)}{\ln \left(\frac{(190 - 30)}{(190 - 45)} \right)} = 152.38 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Como se trata de un intercambio de calor entre agua y un solvente orgánico, se ha elegido un coeficiente global de intercambio de calor de $750 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$.

El último paso es el de calcular el área de intercambio necesaria con la *Ecuación 11.1.4.3.10*:

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \text{ (Ecuación 11.1.4.3.10)}$$

Dónde:

q= Caudal de energía (1290325.65 kJ/h)

U= Coeficiente global de transferencia de energía (750 W/m²·K)

A= Área de intercambio (m²)

ΔT_{ml} = Incremento de temperatura medio logarítmico (152.38°C)

Por lo tanto, aislando A:

$$A = \frac{q}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{1290325.65 \frac{kJ}{h} \cdot \frac{1000 J}{1kJ}}{750 \frac{J}{s \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \cdot \frac{3600 s}{1h} \cdot 152.37^\circ C} = 3.136 m^2$$

Una vez se tiene el área de intercambio necesario, se calcula el área disponible para poder compararlas. A continuación se realiza dicho cálculo:

El primer dato importante a tener en cuenta es la altura del reactor, que en este caso es 6m. Posteriormente se decidió utilizar una media caña de 3 pulgadas, equivalentes a 0.0762 m. A partir de aquí, se estimó el área de intercambio de una vuelta o espira de la media caña utilizando el diámetro del reactor (1.8 m) y suponiendo un cilindro con una altura igual a la del diámetro interior de la conducción de del siguiente modo:

$$A_{espira} = \pi \cdot D \cdot L \text{ (Ecuación 11.1.4.3.11)}$$

Dónde:

D= Diámetro del reactor (1.8 m)

L= Diámetro interior de la media caña (0.0762 m)

El valor del área de intercambio de una espira es:

$$A_{espira} = \pi \cdot 1.8 m \cdot 0.0762 m = 0.424 m^2$$

Para saber el número de espiras necesarias se dividirá el área total necesaria entre el área de una espira:

$$N_{\text{espiras}} = \frac{A}{A_{\text{espira}}} \quad (\text{Ecuación 11.1.4.3.12})$$

$$N_{\text{espiras}} = \frac{3.136}{0.424} = 7.39 = 8 \text{ espiras}$$

Para ver si estas 8 espiras caben a lo largo del reactor se calcula la distancia entre ellas suponiendo que éstas son equidistantes. Se utiliza la siguiente ecuación:

$$d_{\text{espiras}} = \frac{L - D_{\text{media caña}} \cdot N_{\text{espiras}}}{N_{\text{espiras}} - 1} \quad (\text{Ecuación 11.1.4.3.13})$$

Dónde:

d_{espiras} = Distancia entre espiras (m)

L = Longitud del reactor (6 m)

$D_{\text{media caña}}$ = Diámetro interno de la media caña (0.0762 m)

N_{espiras} = Número de espiras (8)

$$d_{\text{espiras}} = \frac{6 \text{ m} - 0.0762 \text{ m} \cdot 8}{8 - 1} = 0.77 \text{ m}$$

Por lo tanto se puede asegurar que no habrá problemas de espacio por lo que hace referencia a las espiras.

El último paso es el cálculo de la velocidad del agua de refrigeración a través de la media caña. Ésta debería estar entre 1 y 3 m/s

Primero de todo se saca el caudal volumétrico:

$$m_{\text{agua}} = \frac{q}{c_p \cdot \Delta T}$$

Dónde:

m_{agua} = Caudal másico de agua (kg/s)

q = Caudal de calor (1290325.65 kJ/h)

c_p = Calor específico del agua (4.18 kJ/kg·°C)

ΔT = Salto térmico (15 °C)

$$m_{agua} = \frac{1290325.65 \frac{kJ}{h} \cdot \frac{1h}{3600s}}{4.18 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \cdot 15^\circ C} = 5.72 \frac{kg}{s}$$

Con la densidad:

$$Q = 0.00572 \frac{m^3}{s}$$

Como en el caso anterior, para sacar la velocidad se divide el caudal volumétrico entre el área de la sección:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0.00572 \frac{m^3}{s}}{\left(\frac{\pi \cdot 0.0762^2}{4} \right) m^2} = 2.50 m/s$$

Como se ha comentado anteriormente, debido a que la velocidad del agua se encuentra entre 1 y 3 m/s, se puede dar por válido el valor.

11.1.5 Equipos área 500

11.1.5.1 Decantador (DCT-502)

Tratamiento térmico

En el decantador DCT-502 únicamente se calculará el diseño de la camisa para hacer bajar la mezcla de 80°C a 75°C para que precipite el 1-naftol.

Debido a la poca cantidad de calor que se tiene que extraer de la operación, se ha supuesto que la camisa solo ocupará la parte cónica del decantador.

Dicho esto, lo que se tiene que hacer es saber el área de transferencia que tiene el cono. Según su fórmula:

$$A_{lateral} = \pi \cdot r \cdot g \quad (\text{Ecuación 11.1.5.1.1})$$

Dónde:

$$g = \sqrt{h^2 + r^2} \quad (\text{Ecuación 11.1.5.1.2})$$

Dónde:

r= radio de la base del cono (1.25 m)

h= Altura del cono (1.25 m)

$$g = \sqrt{1.25^2 + 1.25^2} = 1.77 \text{ m}$$

$$A_{lateral} = \pi \cdot 1.25\text{m} \cdot 1.77\text{m} = 6.94 \text{ m}^2$$

Ahora se comparará el área disponible con la necesaria. Para poder hacerlo, lo primero que hay que calcular es el calor que se tiene que disipar:

$$Q = m \cdot cp \cdot \Delta T \quad (\text{Ecuación 11.1.5.1.3})$$

Dónde:

Q= Calor a disipar (kJ)

m= carga del decantador (10712.41 kg)

cp= Calor específico de la mezcla (2.127 kJ/kg.°C)

ΔT= Salto térmico (5°C)

$$Q = 10712.41 \text{ kg} \cdot 2.127 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \cdot 5^\circ\text{C} = 113926.495 \text{ kJ}$$

Suponiendo un tiempo de decantación de 10 minutos:

$$q = \frac{Q}{t}$$

Dónde:

Q= Calor total a disipar (113926.495 kJ)

t= tiempo de decantación (10 min = 0.1667 h)

$$q = \frac{113926.495 \text{ kJ}}{0.1667 \text{ h}} = 683558.97 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

A continuación se calcula el incremento de temperaturas medio logarítmico:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(80 - 30) - (75 - 45)}{\ln \left(\frac{(80 - 30)}{(75 - 45)} \right)} = 39.15^\circ\text{C}$$

Como se trata de un intercambio de calor entre agua y un solvente orgánico, se ha elegido un coeficiente global de intercambio de calor de 750 W/m²·K.

El último paso es el de calcular el área de intercambio necesaria:

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \text{ (Ecuación 11.1.5.1.4)}$$

Dónde:

q= Caudal de energía (683558.97 kJ/h)

U= Coeficiente global de transferencia de energía (750 W/m²·K)

A= Área de intercambio (m²)

ΔT_{ml}= Incremento de temperatura medio logarítmico (39.15°C)

Por lo tanto, aislando A:

$$A = \frac{q}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{683558.97 \frac{kJ}{h} \cdot \frac{1000 J}{1 kJ}}{750 \frac{J}{s \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \cdot \frac{3600 s}{1 h} \cdot 39.15^\circ C} = 6.47 m^2$$

Por lo tanto, el área necesaria es menor que la disponible.

El siguiente paso es calcular el agua necesaria para disipar el calor calculado:

$$m_{agua} = \frac{q}{c_p \cdot \Delta T}$$

Dónde:

m_{agua}= Caudal másico de agua (kg/s)

q= Caudal de calor (683558.97 kJ/h)

c_p= Calor específico del agua (4.22 kJ/kg·°C)

ΔT= Salto térmico (15 °C)

$$m_{agua} = \frac{683558.97 \frac{kJ}{h} \cdot \frac{1 h}{3600 s}}{4.22 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \cdot 15^\circ C} = 1799.79 kg$$

Con la densidad:

$$Q = 1.80 m^3$$

El siguiente paso es calcular el caudal volumétrico:

$$Q = \frac{1.80 \text{ m}^3}{600 \text{ s}} = 0.003 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Como es muy difícil calcular la velocidad que tendrá el agua a través de la camisa, lo que se ha hecho ha sido mirar la velocidad que tendrá en la tubería de entrada. Por lo tanto, se ha fijado una velocidad de 1.5 m/s y se ha calculado a que diámetro equivale.

Una vez hecho esto, debido a que la velocidad del agua obtenida se encuentra entre 1 y 3 m/s, se puede dar por válido el valor.

Con la ecuación siguiente se puede sacar el área de sección:

$$A_{\text{sección}} = \frac{Q}{v} \quad (\text{Ecuación 11.1.5.1.5})$$

Dónde:

$A_{\text{sección}}$ = Área de la sección (m^2)

Q = Caudal volumétrico ($0.003 \text{ m}^3/\text{s}$)

v = Velocidad de circulación (m/s)

$$A_{\text{sección}} = \frac{0.003 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{1.5 \frac{\text{m}}{\text{s}}} = 0.002 \text{ m}^2$$

El último paso es el de calcular el diámetro que tendrá que tener la tubería:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0.002}{\pi}} = 0.05 \text{ m} = 2 \text{ in}$$

11.1.6 Equipos área 600

11.1.6.1 Caldera de vapor (CAL-601)

Las necesidades de vapor solo representan una pequeña parte de los servicios ya que la en la planta hay pocas operaciones que lo requieran. Concretamente son dos:

- En la primera reacción, como ya se ha comentado anteriormente, el naftaleno reacciona con el ácido nítrico para dar 1-nitronaftaleno. El problema es que el naftaleno se encuentra en estado sólido y se almacena en *big bags*. Por lo tanto, antes de empezar a añadir el nítrico será necesario fundir el naftaleno.
- El segundo equipo que requiere tratamiento con vapor es el separador flash del área 200 (FS-204). Su objetivo es separar el agua y el nítrico de la mezcla de isómeros del nitronaftaleno que entrarán a la DC-205.

En la tabla siguiente se pueden ver los caudales de vapor por equipo:

Tabla 11.1.6.1.1 - Caudales de entrada a la caldera de vapor

Equipo	Caudal (kg/h)	Temperatura inicial (°C)	Temperatura final (°C)
EX del FS-204	600	120	105.9
Heting naftaleno	534.91	120	120
Total	1134.91		

En este caso se tendrá que calcular solo la potencia necesaria para calentar el naftaleno ya que la del intercambiador del flash la marca la ficha de especificaciones del equipo.

Con los moles de naftaleno presentes en la reacción y su entalpía de fusión se puede calcular el calor que se tiene que aportar para fundir el naftaleno:

$$Q = m_{\text{naftaleno}} \cdot \Delta H_{\text{fusión}} \quad (\text{Ecuación 11.1.6.1.1})$$

Dónde:

Q= Calor necesario para fundir el naftaleno (KJ)

$m_{\text{naftaleno}}$ = moles de naftaleno en el reactor (mol)

$\Delta H_{\text{fusión}}$ = Entalpía de fusión del naftaleno (kJ/mol)

$$Q = 29468 \text{ mol} \cdot 19 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} = 559889.06 \text{ kJ}$$

Si se divide entre el tiempo que se dedica a la operación se puede obtener la potencia necesaria:

$$q = \frac{Q}{t} \quad (\text{Ecuación 11.1.6.1.2})$$

Dónde:

q= Caudal de calor necesario (kJ/s = kW)

Q= Calor necesario para fundir el naftaleno (KJ)

t= tiempo de fusión (1800 s =30 min)

$$q = \frac{559889 \text{ kJ}}{1800 \text{ s}} = 311.05 \text{ kW}$$

Sabiendo que la potencia del intercambiador del flash es, según su ficha de especificaciones, de 377.22 kW, la potencia total que tendrá que tener la caldera de vapor será:

$$P = 311.05 \text{ kW} + 377.22 \text{ kW} = 688.27 \text{ kW}$$

La caldera elegida es de la marca *BABCOCK WANSON* y se trata del modelo BWB 100.

Las dimensiones de dicha caldera se especifican a continuación:

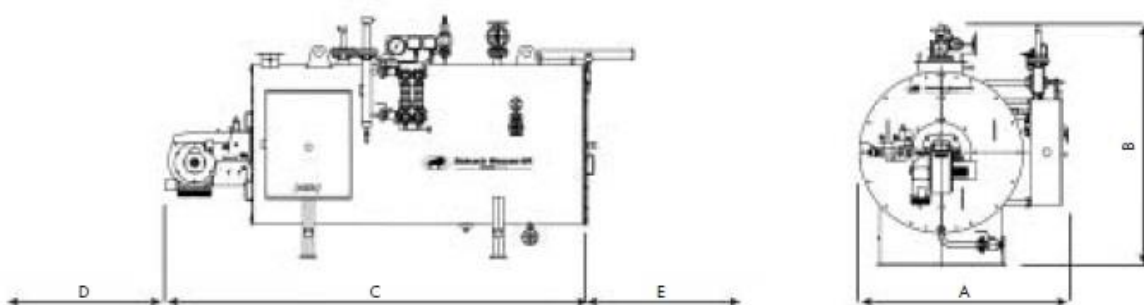


Figura 11.1.6.1.1– Dimensiones de la caldera de vapor

Dimensions		A mm	1740
		B mm	1780
		C mm	3840
Tube withdrawal space	Front	D mm	1900
Alternative	Rear	E mm	2150

11.1.6.2 Calderas de aceite (CAL-602/CAL-603)

Algunas partes del proceso requieren la calefacción con aceite. Se ha decidido utilizar este tipo de fluido térmico ya que para poder utilizar vapor, éste tendría que estar a una presión demasiado elevada.

El aceite elegido es el *Therminol 75* debido a que tiene un rango de temperaturas adecuado para las temperaturas a las que se trabaja en la planta y todos los equipos responden bien con este producto.

De esta manera, todo el aceite utilizado en la planta se junta en un mismo caudal y se trata en las dos calderas de aceite de las que dispone la planta, la CAL-602 y la CAL-603. Para elegir las calderas se realizaron los siguientes cálculos:

Primero de todo, se analizó el caudal de aceite que necesitaba cada equipo. Las temperaturas de salida de cada equipo son distintas. Este hecho obliga a saber cuál será la temperatura de la mezcla de todos los aceites de la planta. En la siguiente tabla se muestran las necesidades de aceite con su correspondiente temperatura de salida:

Tabla 11.1.6.2.1 - Caudales de entrada a las calderas de aceite

Equipo	Caudal (kg/h)	Caudal (kg/día)	Temperatura entrada (°C)	Temperatura salida (°C)
KR206	290000	6960000	380	324.1
EX301	10000	240000	380	318.5
KR-304	250000	6000000	380	282.5
R-401 & R-402	2026.66	48639.73	380	290
Total	552026.66			

Como se acaba de comentar, para cualquier balance de energía de este tipo es necesario saber las temperaturas a las cuales se entra y se sale de la torre. El hecho que haya distintas temperaturas de entrada, hace difícil la estimación de la temperatura global de entrada. Por esta razón, se utilizó el simulador de procesos para tener una idea de dicha temperatura. El valor que proporcionó el simulador fue de 305.2°C.

Por su parte, la temperatura de salida de la caldera está fijada en 380°C, ya que es la temperatura que se ha tenido en cuenta a la hora de diseñar los reactores y la mayoría de los equipos que precisan de este aceite. Por lo tanto, el salto térmico de la torre de refrigeración será de:

$$\Delta T = 380^{\circ}\text{C} - 305.2^{\circ}\text{C} = 74.8^{\circ}\text{C}$$

A partir de aquí el último dato que falta es el calor específico. El cambio de este parámetro con la temperatura hizo tomar la decisión de trabajar con un valor medio:

$$c_p = 1.3 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^{\circ}\text{C}}$$

Una vez ya se tienen todos los datos necesarios, se calcula la potencia de la torre con el mismo balance utilizado cuando se hacían los tratamientos térmicos de los reactores:

$$q = m \cdot c_p \cdot \Delta T$$

Dónde:

q= Caudal de calor que tiene que aportar la caldera (kJ)

m= Caudal de aceite a tratar (552026.66 kg/h)

cp= Calor específico del aceite (1.3 kJ/kg·°C)

ΔT= Salto térmico (74.8°C)

Hay que pasar el caudal de agua a kg/s para que cuadren las unidades del balance:

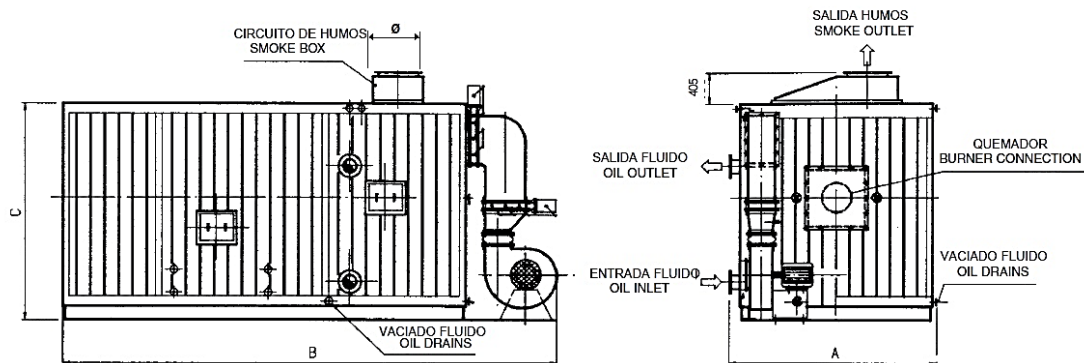
$$m = 552026.66 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 153.34 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Finalmente se puede calcular la potencia de la caldera:

$$q = 153.34 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 1.3 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^{\circ}\text{C}} \cdot 74.8^{\circ}\text{C} = 14910 \text{ kW}$$

Una vez ya se tiene la potencia calculada ya se puede elegir la caldera. El valor de la potencia necesaria es muy elevado, hecho que hace que la planta disponga de dos calderas que se repartirán el caudal de aceite y, a su vez, la potencia.

Las dos calderas son iguales y corresponden a la marca *BABCOCK WANSON*. Se trata del modelo EPC-H7000. Por último, sus dimensiones se muestran a continuación:



Ancho- Width	A	3268
Largo- Lenght	B	8450
Alto- Eight	C	3462
Ø Chimenea - Chimney		700

Figura 11.1.6.2.1 – Dimensiones de las calderas de aceite

11.1.6.3 Torre de refrigeración (TR-604)

Las necesidades térmicas de los reactores y otros equipos del proceso exigen la necesidad de disponer de agua para la refrigeración de éstos y, por lo tanto, de un sistema para poder enfriarla una vez finalizada la operación.

De esta manera, toda el agua utilizada en la planta se junta en un mismo caudal y se trata en la única torre de refrigeración que tiene la planta, la TR-604. Para elegir la torre, se tuvieron que realizar los siguientes cálculos.

En primer lugar, se analizó el caudal de agua que entraba en la torre para cada equipo. Debido a que hay algunos equipos que utilizan agua de chiller y su temperatura de salida es de 20°C, se harán dos tablas; en la primera se han contabilizado los equipos que expulsan el agua a 45°C y en la segunda los que lo hacen a 20°C.

Tabla 11.1.6.3.1- Caudales de entrada a la torre de refrigeración a 45°C

Equipo	Caudal (kg/h)	Caudal (kg/día)	Temperatura inicial (°C)	Temperatura final (°C)
EX201	1730	41520	30	45
EX202	310000	7440000	30	45.62
EX302	440000	10560000	30	45.17
EX501	539.375	12945	30	45
EX1005	1400	33600	30	45.86
R401 & R402	20579.3565	617380.695	30	45
EX401	0.933	22.382	30	45
DCT-502	449.95	10798.72	30	45
Total	774699.6107			

Por su parte, las entradas a la torre de caudales a 20°C son:

Tabla 11.1.6.3.2- Caudales de entrada a la torre de refrigeración a 45°C

Equipo	Caudal (kg/h)	Caudal (kg/día)	Temperatura inicial (°C)	Temperatura final (°C)
EX1001	25300	607200	5	20.21
EX1002	3500	84000	5	29.51
R201 & R202	101727.5141	2441460.338	5	20
HR301	80920.4971	1942091.93	5	20
Total	211448.0112			

Por lo tanto, el caudal total de entrada a la torre será de:

$$m_{total} = m_{45} + m_{20} = 774699.61 + 211448.01 = 986147.62 \frac{kg}{h}$$

Como es lógico, para cualquier balance de energía de este tipo es necesario saber las temperaturas a las cuales se entra y se sale de la torre. El hecho que haya distintas temperaturas de entrada, hace difícil la estimación de la temperatura global de entrada. Por esta razón se utilizó el simulador de procesos para tener una idea de dicha temperatura. El valor que proporcionó el simulador fue de 39.68°C.

Por su parte, la temperatura de salida de la torre está fijada en 30°C, ya que es la temperatura que se ha tenido en cuenta a la hora de diseñar los reactores y la mayoría de los equipos, a excepción de los que trabajan con agua proveniente del chiller. Por lo tanto, el salto térmico de la torre de refrigeración será de:

$$\Delta T = 39.68^{\circ}\text{C} - 30^{\circ}\text{C} = 9.68^{\circ}\text{C}$$

A partir de aquí el último dato que falta es el calor específico. El cambio de este parámetro con la temperatura hizo tomar la decisión de trabajar con un valor medio:

$$c_p = 4.22 \frac{kJ}{kg \cdot ^{\circ}\text{C}}$$

Una vez ya se tienen todos los datos necesarios, se calcula la potencia de la torre con el mismo balance utilizado cuando se hacían los tratamientos térmicos de los reactores:

$$q = m \cdot c_p \cdot \Delta T$$

Dónde:

q= Caudal de calor que tiene que disipar la torre (kJ)

m= Caudal de agua a tratar (986147.62 kg/h)

cp= Calor específico de la mezcla (4.22 kJ/kg·°C)

ΔT= Salto térmico (9.68°C)

Hay que pasar el caudal de agua a kg/s para que cuadren las unidades del balance:

$$m = 986147.62 \frac{kg}{h} \cdot \frac{1 h}{3600 s} = 273.93 \frac{kg}{s}$$

Finalmente se puede calcular la potencia de la torre:

$$q = 273.93 \frac{kg}{s} \cdot 4.22 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \cdot 9.68^\circ C = 11189.93 \text{ kW}$$

Una vez ya se tiene la potencia calculada ya se puede elegir la torre. Concretamente se trata de la EWK/EWB7200. Las medidas de la torre son las que marca el catálogo. Como no se han calculado se especifican en la siguiente figura, que corresponde al plano de dicho catálogo.

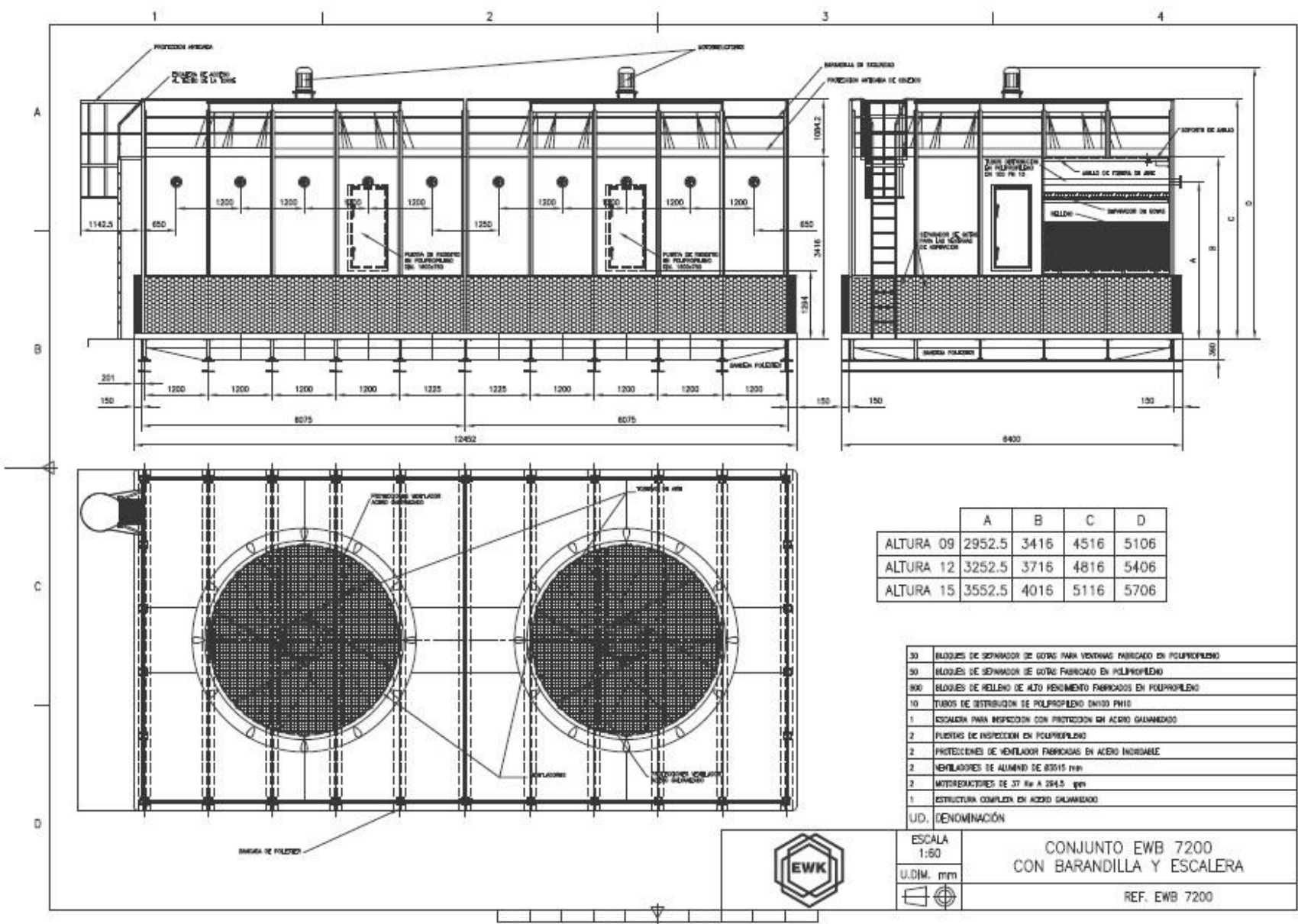


Figura 11.1.6.3.1 – Dimensiones de la torre de refrigeración (TR-604)

11.1.6.4 Chiller (CH-605)

Tal y como se ha comentado en la torre de refrigeración, algunos equipos necesitan agua a una temperatura demasiado baja para que la pueda suministrar dicha torre. Por lo tanto, el caudal de agua que aun necesite bajar más de temperatura será conducido hasta el chiller (CH-605).

En este caso, al contrario que las otras calderas, la temperatura de entrada al chiller ya estará fijada en 30°C, que es la temperatura de salida de la torre de refrigeración.

En la siguiente tabla se muestran las necesidades de cada equipo para poder calcular el caudal de entrada del chiller.

Tabla 11.1.6.4.1 - Caudales de entrada al chiller

Equipo	Caudal (kg/h)	Caudal (kg/día)	Temperatura inicial (°C)	Temperatura final (°C)
EX-1001	25300	607200	5	20.21
EX-1002	3500	84000	5	29.51
R-201 & R-202	101727.5141	2441460.338	5	20
HR-301	80920.4971	1942091.93	5	20
Total	211448.0112			

En este caso el salto térmico que tendrá que proporcionar el chiller será de:

$$\Delta T = 30 - 5 = 25^{\circ}\text{C}$$

A partir de aquí el último dato que falta es el calor específico. El cambio de este parámetro con la temperatura hizo tomar la decisión de trabajar con un valor medio:

$$c_p = 4.22 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^{\circ}\text{C}}$$

Una vez ya se tienen todos los datos necesarios, se calcula la potencia de la torre con el mismo balance utilizado cuando se hacían los tratamientos térmicos de los reactores:

$$q = m \cdot c_p \cdot \Delta T$$

Dónde:

q= Caudal de calor que tiene que disipar la torre (kW)

m= Caudal de agua a tratar (211448.01 kg/h)

cp= Calor específico de la mezcla (4.22 kJ/kg.°C)

ΔT= Salto térmico (25°C)

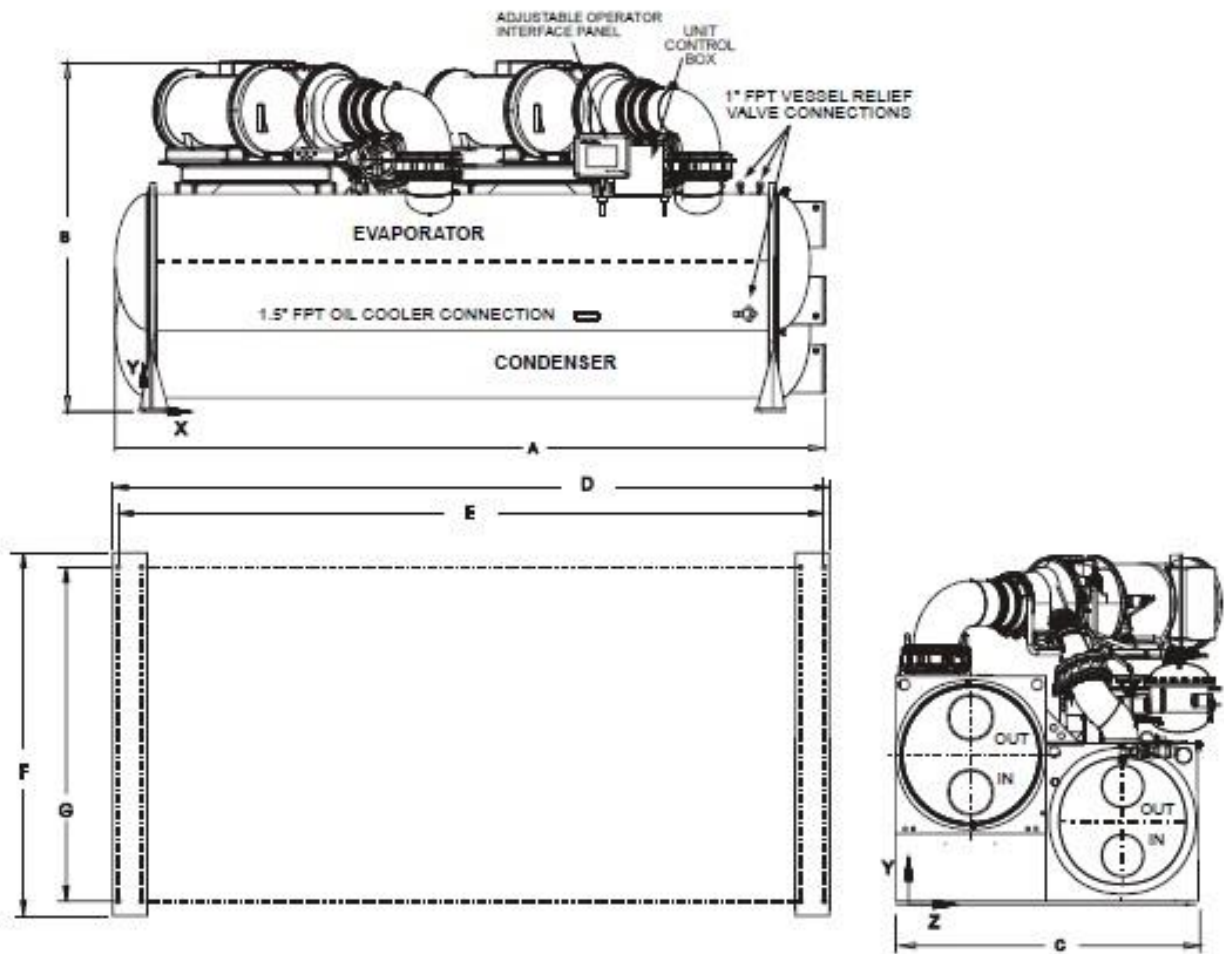
Hay que pasar el caudal de agua a kg/s para que cuadren las unidades del balance:

$$m = 211448.01 \frac{kg}{h} \cdot \frac{1 h}{3600 s} = 58.74 \frac{kg}{s}$$

Finalmente se puede calcular la potencia de la torre:

$$q = 58.74 \frac{kg}{s} \cdot 4.22 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \cdot 25^\circ C = 6196.601 kW$$

Una vez ya se tiene la potencia calculada ya se puede elegir el chiller. Es de la marca McQuay y el modelo es el WDC113. Las medidas se encuentran a continuación:



VESSEL CODE		OVERALL LENGTH			OVERALL HEIGHT	OVERALL WIDTH W/O STARTER	CENTER OF GRAVITY W/O STARTER			FOOTPRINT				CONNECTIONS	
EVAP	COND	1&3 PASS	2 PASS	HEAD CONN BOTH ENDS										EVAP 2 PASS	COND 2 PASS
		A	A	A	B	C	X	Y	Z	D	E	F	G		
E3616	C3616	224 (5692)	218 (5528)	224 (5692)	104 (2652)	95 (2419)	93 (2353)	51 (1292)	40 (1003)	199 (5050)	196 (4974)	95 (2419)	87 (2216)	12	12
E4216	C4216	224 (5692)	219 (5554)	224 (5692)	107 (2722)	100 (2545)	94 (2381)	50 (1254)	44 (1105)	199 (5050)	196 (4974)	100 (2545)	92 (2342)	14	16
E4816	C4816	230 (5848)	224 (5703)	230 (5848)	116 (2956)	110 (2792)	95 (2400)	52 (1318)	51 (1292)	199 (5050)	196 (4974)	110 (2792)	102 (2569)	18	18

- Notes:
1. E3616/C3616 is available on WDC 100 only.
 2. See notes on page 62.

Figura 11.1.6.4.1 – Dimensiones chiller

11.2 Control

11.2.1 Ecuaciones de diseño

Por una parte, el cálculo de la Kv se hará a partir de las propiedades del fluido y el diámetro de la conducción donde se situará la válvula de control.

La pérdida de carga de la válvula de control se obtendrá a partir de la siguiente ecuación:

$$e_v = \frac{k \cdot v^2}{2 \cdot g} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.1})$$

, v: velocidad del fluido (m/s).

, g: aceleración de la gravedad=9.8 m/s².

, k: constante de la válvula. Destacar que K=10 para válvula todo/nada y k=13 para válvulas de regulación.

, e_v es la pérdida de carga (m).

De esta forma, la velocidad del fluido a través de la válvula será:

$$v = \frac{W/\rho}{\frac{\pi}{4} \cdot D^2} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.2})$$

$$W/\rho = Q \quad (\text{Ecuación 11.2.1.3})$$

, v: velocidad del fluido (m/s).

, W se corresponde con el caudal másico (kg/s).

, ρ es la densidad del fluido (kg/m³).

, D es el diámetro nominal de la conducción (m).

, Q: caudal volumétrico (m³/s).

Combinando las ecuaciones 11.2.1.1, 11.2.1.2 y 11.2.1.3 se obtiene que:

$$e_v = \frac{k \cdot \left(\frac{W/\rho}{\frac{\pi}{4} \cdot D^2} \right)^2}{2 \cdot g} = \frac{k \cdot \left(\frac{Q}{\frac{\pi}{4} \cdot D^2} \right)^2}{2 \cdot g} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.4})$$

Por otra parte, la pérdida de presión se obtiene a partir de la siguiente expresión:

$$\Delta P = \frac{e_v \cdot \rho}{1.013 \cdot 10^4} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.5})$$

, e_v es la pérdida de carga (m).

, ρ se corresponde con la densidad del fluido (kg/m^3).

, ΔP : pérdida de presión expresada en bar.

Así, una vez calculada la pérdida de presión, se podrá determinar el valor de la Kvs (expresada en m^3/h) teniendo en cuenta si el fluido es un líquido, gas o vapor de agua.

Por lo tanto:

➤ Líquidos:

$$Kvs = \frac{Q}{\sqrt{1000 \cdot \frac{\Delta P}{\rho}}} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.6})$$

, Q: caudal volumétrico (m^3/h).

, ΔP : pérdida de presión expresada en bar.

, ρ : densidad del fluido (kg/m^3).

➤ Gases:

$$Kvs = \frac{W}{14.2 \cdot m \cdot \sqrt{P_1 \cdot \rho}} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.7})$$

, W: caudal másico (kg/h).

, P_1 : presión de entrada en la válvula (bar).

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

, m: factor que es función de P_1/P_2 . Normalmente se establece que $m=2$, ya que P_1/P_2 es aproximadamente 1.

➤ Vapor de agua:

$$Kvs = \frac{W}{m \cdot Z} \quad (\text{Ecuación 11.2.1.8})$$

, W: caudal másico (kg/h).

, m: factor que es función de P_1/P_2 . Normalmente se establece que $m=0.2$, ya que P_1/P_2 es aproximadamente 1.

, Z se trata de un factor que es función de P_1 y de la temperatura del vapor de agua.

Los coeficientes citados anteriormente se obtienen a partir de las siguientes tablas:

Tabla 11.2.1.1 - Coeficientes de pérdida de presión m en función de P_2/P_1 .

Relación de presiones P_2/P_1	0 a 0,6	0,70	0,75	0,80	0,85	0,90	0,95	0,99
Coeficiente de pérdida de presión m	1,0	0,96	0,92	0,86	0,77	0,66	0,48	0,22

Tabla 11.2.1.2 - Factor de compresibilidad Z para vapor de agua.

Factor de compresibilidad Z para ...													
P ₁ en bar	vapor saturado	vapor sobrecalentado a las siguientes temperaturas ...											
		60° C	80° C	100° C	120° C	140° C	160° C	180° C	200° C	250° C	300° C	350° C	400° C
0,1	1,16	1,13	1,1	1,07	1,04	1,02	0,99	0,97	0,95	0,90	0,86	0,83	0,80
0,2	2,27	2,27	2,21	2,15	2,09	2,04	1,99	1,95	1,90	1,81	1,73	1,66	1,59
0,3	3,37		3,31	3,22	3,14	3,06	2,99	2,92	2,86	2,71	2,59	2,49	2,39
0,4	4,45		4,42	4,29	4,18	4,08	3,98	3,89	3,81	3,62	3,46	3,32	3,19
0,5	5,53			5,37	5,23	5,10	4,98	4,86	4,76	4,52	4,33	4,15	3,99
0,6	6,58			6,45	6,28	6,12	5,97	5,84	5,72	5,43	5,19	4,98	4,78
0,7	7,65			7,53	7,33	7,15	6,97	6,82	6,67	6,34	6,06	5,80	5,59
0,8	8,71			8,62	8,39	8,17	7,97	7,79	7,63	7,25	6,91	6,64	6,37
0,9	9,76			9,70	9,44	9,19	8,98	8,77	8,58	8,16	7,90	7,37	7,18
1,0	10,8			10,8	10,5	10,2	9,98	9,76	9,53	9,07	8,66	8,30	7,98
1,1	11,9				11,5	11,3	11,0	10,8	10,5	10,0	9,50	9,10	8,70
1,2	12,9				12,6	12,3	12,0	11,8	11,4	10,9	10,4	10,0	9,60
1,3	13,9				13,7	13,3	13,0	12,7	12,3	11,8	11,2	10,8	10,4
1,4	15,0				14,7	14,3	14,0	13,7	13,4	12,7	12,1	11,6	11,2
1,5	16,0				15,8	15,4	15,0	14,7	14,3	13,6	13,0	12,4	12,0
1,6	17,0				16,9	16,4	16,0	15,6	15,3	14,5	13,9	13,3	12,8
1,7	18,0				17,9	17,5	17,0	16,6	16,3	15,4	14,7	14,1	13,6
1,8	19,1				19,0	18,5	18,0	17,6	17,2	16,4	15,6	14,9	14,4
1,9	20,1				20,1	19,5	19,0	18,6	18,1	17,3	16,5	15,8	15,2
2,0	21,1				21,1	20,6	20,0	19,6	19,1	18,2	17,3	16,6	16,1
2,2	23,2					22,6	22,1	21,5	21,0	20,0	19,1	18,3	17,6
2,4	25,2					24,7	24,1	23,5	23,1	21,8	20,8	20,0	19,2
2,6	27,2					26,8	26,0	25,5	24,9	23,6	22,6	21,5	20,8
2,8	29,3					28,9	28,1	27,5	26,8	25,5	24,3	23,2	22,4
3,0	31,0					31,0	30,2	29,4	28,8	27,3	26,0	24,9	24,0
3,2	33,4					33,1	32,2	31,4	30,7	29,1	27,8	26,6	25,6
3,4	35,4					35,2	34,3	33,4	32,6	31,0	29,6	28,2	27,2
3,6	37,4					37,3	36,3	35,4	34,6	32,8	31,3	29,9	28,9
3,8	39,4						38,3	37,4	36,5	34,7	33,0	31,6	30,4
4,0	41,4						40,4	39,4	38,5	36,5	35,1	33,3	32,0
4,5	46,4						45,6	44,4	42,8	41,1	39,1	37,3	36,1
5,0	51,4						50,8	49,4	48,2	45,7	43,6	41,8	40,0

11.3 Bombas y compresores

A continuación se mostrará el cálculo de todos los parámetros relacionados con las bombas, desde la potencia necesaria, pasando por los NPSH entre otros como se han visto en su apartado.

Para poder realizarlo, es importante que todas las tuberías estén dimensionadas, dado que así se sabrá el porcentaje de pérdida de carga que sufrirán usando el diámetro de tubería y el caudal que pasa.

Para ello, destacar que las tuberías se han realizado variando los diámetros de tubería de forma que, circulando el caudal necesario, el valor de la velocidad se encontrase en valores entre 1 y 2 m/s, dado que son valores típicos para los líquidos. Esto se ha hecho a partir de la ecuación siguiente:

$$Q \left(\frac{m^3}{h} \right) = v \left(\frac{m}{s} \right) \cdot A(m^2) \cdot \frac{3600s}{h} \quad (\text{Ecuación 11.3.1})$$

Como se comentaba, se establecería el caudal necesario para el funcionamiento correcto del sistema, y se irán dando valores del diámetro en pulgadas, sabiendo que $A = \pi \cdot r^2$ y a su vez que 1 pulgada son 0.0254 m, así irá variando el valor de la velocidad y cuando se encuentre entre los valores deseados se escogerá el tamaño de las tuberías.

Una vez establecidas todas ellas, para centrarse en las bombas es importante remarcar que se trabajará en carga, es decir que a partir de la gravedad bajará el fluido hasta la bomba, y por tanto no necesitará usarse fuerza para poder aspirar el fluido. En algunos casos en que no podría estarlo, se ha decidido elevar a alguno de los equipos para que trabajase en estas condiciones. Esto hace que las pérdidas de carga en la aspiración sean prácticamente menospreciables dado que la tubería es muy corta y prácticamente en todos los casos tiene como mucho un codo o una válvula.

Como se decía anteriormente, sabiendo los valores de las tuberías y el caudal, se podrá saber la pérdida de carga que se sufre en esa cañería a partir del siguiente gráfico, dado por la empresa *Preyva S.L.*, empresa dedicada a bombas de vacío y centrífugas en su mayoría.

TABLA DE PERDIDAS DE CARGA

Pérdida de carga P_c en m. manométricos por cada 100 m. de tubería nueva de hierro fundido
Velocidad V del líquido en la conducción en metros/segundo

Caudal		Diámetro interior en mm.																							
m³/h		25	32	40	50	60	70	80	90	100	125	150	175	200	225	250	275	300	350	400	450	500	600	700	
3	Pc %	17	6	1.6	0.54	0.25	0.13	0.06	0.03	0.02															
	Vm/s	1.70	1.03	0.67	0.43	0.29	0.22	0.16	0.13	0.10															
6	Pc %		24	6	2	0.9	0.43	0.21	0.13	0.08	0.026														
	Vm/s		2.06	1.34	0.85	0.58	0.44	0.32	0.26	0.20	0.13														
9	Pc %			12.5	4.3	1.32	0.9	0.46	0.25	0.15	0.06														
	Vm/s			2.08	1.8	0.89	0.65	0.5	0.39	0.32	0.20														
12	Pc %			20	7	3.2	1.5	0.75	0.44	0.25	0.09	0.03													
	Vm/s			2.76	1.76	1.19	0.88	0.67	0.53	0.43	0.27	0.18													
15	Pc %				12	5.2	2.4	1.25	0.7	0.42	0.15	0.06													
	Vm/s				2.2	1.49	1.1	0.87	0.66	0.54	0.34	0.24													
18	Pc %				17	7	3.5	1.7	1	0.6	0.2	0.08													
	Vm/s				2.64	1.78	1.3	1	0.78	0.64	0.4	0.28													
21	Pc %				22	8.8	4.2	2.2	1.3	0.75	0.26	0.1	0.05												
	Vm/s				3.35	2.08	1.54	1.17	0.93	0.75	0.48	0.32	0.24												
24	Pc %				12	5.7	3	1.7	1	0.36	0.14	0.07													
	Vm/s				2.38	1.76	1.34	1.06	0.86	0.54	0.36	0.28													
27	Pc %				14	7	3.5	2	1.25	0.42	0.17	0.08													
	Vm/s				2.7	1.97	1.45	1.17	0.96	0.6	0.42	0.31													
30	Pc %				17	8.2	4.2	2.5	1.5	0.5	0.2	0.09													
	Vm/s				2.98	2.2	1.74	1.32	1.08	0.68	0.48	0.34													
36	Pc %				25	12	6.3	3.5	2	0.75	0.3	0.14	0.07												
	Vm/s				3.58	2.63	2	1.58	1.28	0.82	0.57	0.42	0.32												
42	Pc %					16	8.5	4.5	2.7	0.85	0.33	0.18	0.08												
	Vm/s					3.07	2.34	1.85	1.5	0.96	0.66	0.48	0.37												
48	Pc %					21	10	6	3.6	1.2	0.45	0.22	0.12	0.06											
	Vm/s					3.51	2.68	2.12	1.72	1.08	0.72	0.56	0.43	0.34											
54	Pc %					25	13.5	7.6	4.5	1.5	0.55	0.28	0.14	0.08											
	Vm/s					3.94	3	2.34	1.92	1.2	0.84	0.63	0.48	0.38											
60	Pc %					16	9	5.5	1.8	0.7	0.33	0.17	0.1												
	Vm/s						3.32	2.64	2.16	1.36	0.96	0.68	0.53	0.42											
75	Pc %						24	14	8	2.76	1	0.49	0.24	0.14	0.08										
	Vm/s						4.17	3.31	2.68	1.72	1.18	0.87	0.67	0.53	0.43										
90	Pc %							20	12.5	3.8	1.45	0.74	0.36	0.2	0.14	0.08									
	Vm/s							3.97	3.24	2.04	1.44	1.02	0.8	0.63	0.51	0.42									
105	Pc %							26	16.5	5.3	1.95	0.9	0.47	0.27	0.16	0.1									
	Vm/s							4.6	3.74	2.41	1.66	1.22	0.93	0.74	0.59	0.49									
120	Pc %								21.5	6.9	2.6	1.2	0.61	0.36	0.2	0.14	0.08								
	Vm/s								4.31	2.72	1.93	1.35	1.06	0.84	0.68	0.56	0.47								
135	Pc %								26	9	3.3	1.5	0.76	0.45	0.25	0.17	0.1								
	Vm/s								4.81	1.07	2.13	1.56	1.19	0.95	0.76	0.63	0.53								
150	Pc %									11	4	1.9	0.95	0.55	0.3	0.21	0.12	0.06							
	Vm/s									3.44	2.36	1.74	1.34	1.05	0.86	0.70	0.59	0.43							
165	Pc %									13	4.7	2.2	1.13	0.65	0.37	0.24	0.15	0.08							
	Vm/s									3.75	2.61	1.91	1.46	1.15	0.94	0.77	0.65	0.48							
180	Pc %									15.2	5.5	2.6	1.3	0.76	0.43	0.29	0.18	0.09							
	Vm/s									4.09	2.83	2.08	1.59	1.26	1.02	0.84	0.71	0.52							
210	Pc %									21	7.4	3.5	1.8	1.1	0.6	0.37	0.24	0.12	0.06						
	Vm/s									4.70	3.32	2.43	1.86	1.49	1.19	0.98	0.82	0.61	0.47						
240	Pc %										9.4	4.3	2.3	1.3	0.75	0.48	0.3	0.15	0.08						
	Vm/s										3.78	2.77	2.12	1.68	1.36	1.12	0.95	0.69	0.53						
270	Pc %										12	5.5	2.8	1.62	0.9	0.58	0.35	0.18	0.09						
	Vm/s										4.26	3.13	2.39	1.90	1.53	1.26	1.07	0.78	0.59						
300	Pc %										14	7.5	3.4	2	1.1	0.74	0.46	0.22	0.11	0.07					
	Vm/s										4.75	3.47	2.66	2.10	1.71	1.40	1.18	0.86	0.67	0.53					
360	Pc %											9	4.7	2.8	1.6	1	0.65	0.32	0.16	0.09	0.05				
	Vm/s											4.15	3.17	2.53	2.04	1.68	1.41	1.04	0.79	0.63	0.51				
420	Pc %											11.6	6.2	3.5	2	1.3	0.82	0.41	0.21	0.12	0.07	0.03			
	Vm/s											4.86	3.72	2.94	2.37	1.96	1.64	1.22	0.94	0.76	0.59	0.41			
480	Pc %											8.5	4.9	2.9	1.9	1.2	0.6	0.3	0.17	0.09	0.04				
	Vm/s											4.24	3.36	2.72	2.24	1.90	1.38	1.06	0.84	0.69	0.47				
540	Pc %											11	6.5	3.7	2.35	1.52	0.75	0.38	0.22	0.12	0.05				
	Vm/s											4.78	3.80	3.06	2.52	2.13	1.56	1.19	0.94	0.76	0.53				
600	Pc %											12.2	7.4	4.3	2.7	1.7	0.9	0.45	0.25	0.13	0.055				
	Vm/s											5.30	4.20	3.40	2.81	2.36	1.73	1.34	1.06	0.86	0.61				

Las PERDIDAS DE CARGA producidas por los accesorios se calculan considerándolos como equivalentes a las siguientes longitudes de tubería:

Válvulas de pie Como 15 m. t.
 Válvulas de retención Como 10 m. t.
 Válvulas de compuerta Como 5 m. t.
 Curvas, codos (90°) Como 5 m. t.

Para tuberías que no sean de hierro fundido recomendamos multiplicar los valores de las PERDIDAS DE CARGA obtenidos en la TABLA por los siguientes coeficientes:

Tuberías de hierro forjado 0.76
 Tuberías de acero sin soldadura 0.76
 Tuberías de fibro-cemento 0.80
 Tuberías de cemento (par. lisas) 0.80
 Tubería de gres 1.17
 Tubería forjada muy usada 2.10
 Tubería de hierro con paredes muy rugosas 3.60

- Diámetro tubería impulsión recomendable (mm.)
- Diámetro tubería aspiración recomendable (mm.)

Como se puede observar, esta gráfica proporciona el porcentaje de pérdida de carga dependiendo del caudal y del diámetro interior de tubería, además de destacar el porcentaje añadido en caso de no ser de hierro fundido que se ve en la parte inferior.

Además, cabe destacar que te hace una aproximación de las pérdidas de carga según los accesorios que se establezcan, es decir servirá para poder aproximar el cálculo de las longitudes de tubería.

Una vez se sabe este porcentaje, es importante calcular aproximadamente la altura acumulada para saber exactamente el tipo de bomba que se adhiere mejor a estas condiciones, para ella se utilizará la siguiente ecuación:

$$H_{acumulada}(m) = H_{total} + (L + 5 \cdot C + 10 \cdot V) \cdot \frac{P(\%)}{100} \quad (\text{Ecuación 11.3.2})$$

Dónde:

H_{total} = diferencia de altura entre tramo aspiración y impulsión (m)

L = Longitud tramo recto de la tubería (m)

5·C = Número de codos multiplicado por 5m

10·V= Número de válvulas multiplicado por 10m

P = Porcentaje de pérdida de carga establecido en la gráfica (%)

Así, se dará una aproximación fiable de la altura acumulada y con esta y el caudal, una vez escogido el tipo de bomba (en nuestro caso el TCH), se escogerá el modelo adecuado con los gráficos de selección como el siguiente, ejemplo de bombas de 1480 rpm.

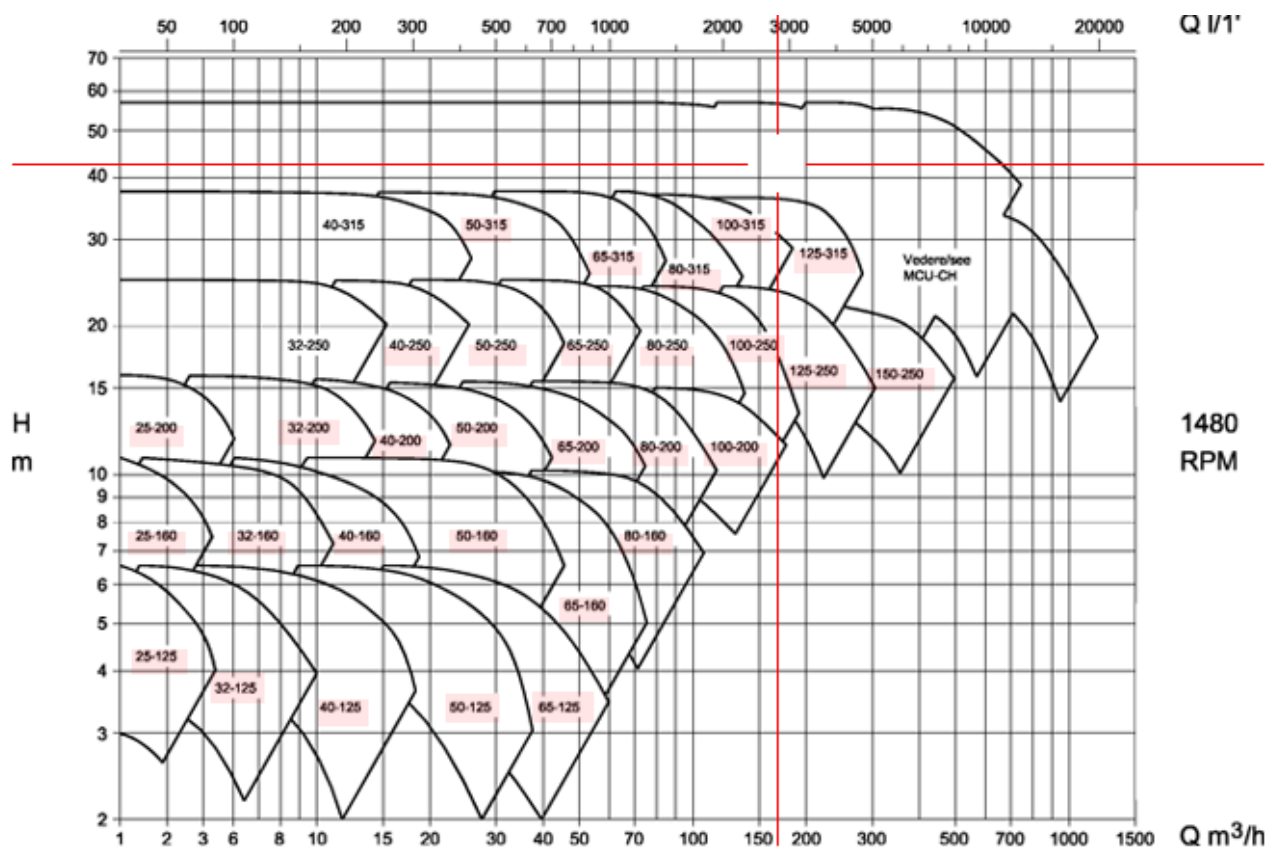


Figura 11.3.2. Gráfico de selección de bombas para el modelo TCH a 1480rpm.

Habiendo seleccionado el modelo correcto, se podrá saber exactamente el rendimiento, el grosor de rodete, el NPSH requerido y a su vez la potencia de la bomba, para densidades parecidas al agua, a partir de los siguientes gráficos.

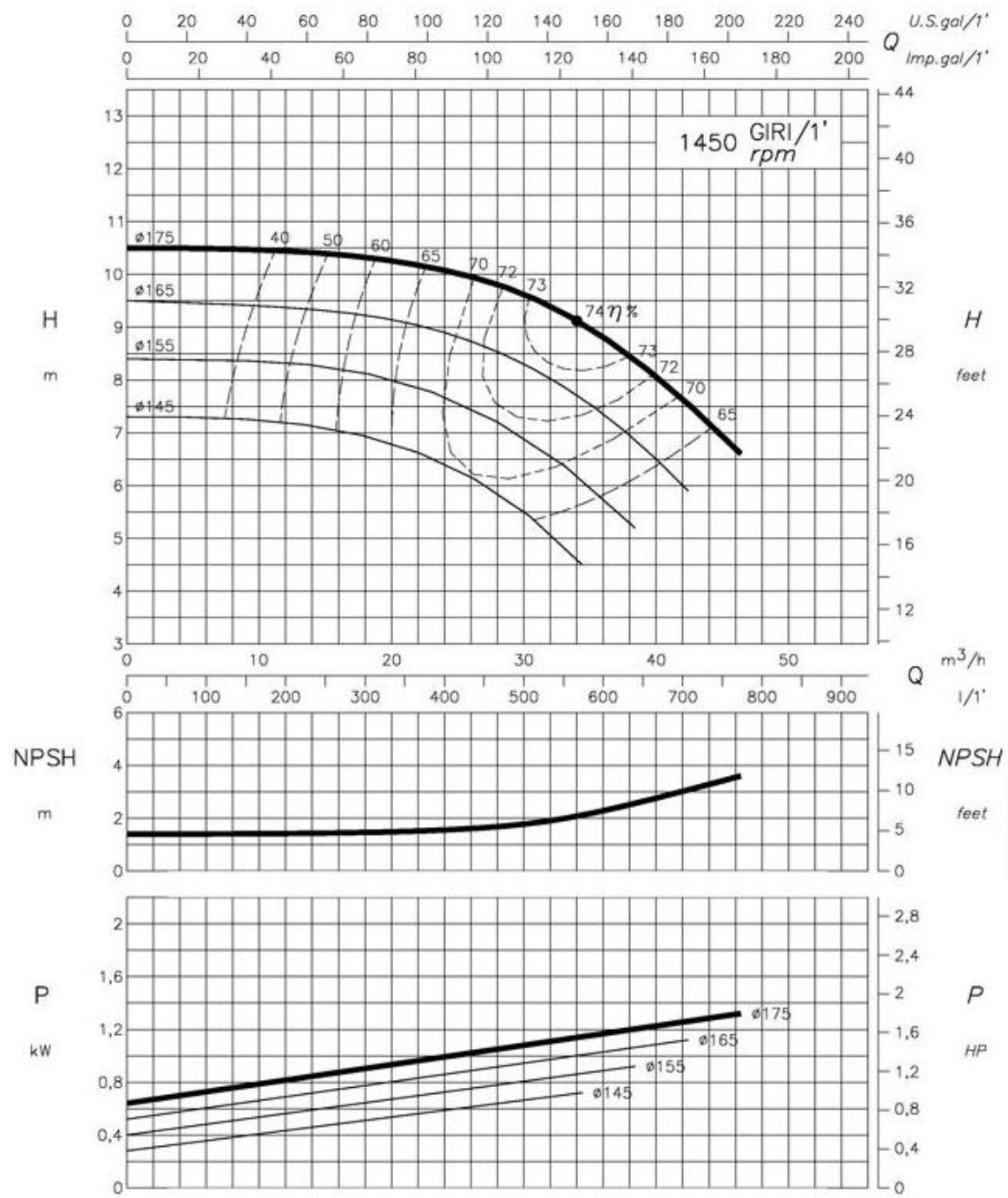


Figura 11.3.3. Gráficos de elección de grosor de rodete, rendimiento, potencia y NPSH requerido de la bomba elegida.

Como se puede observar, para densidades parecidas al agua, la variación es poca pero interesa saber exactamente el valor de la potencia de la bomba exacta, y se hará a partir de la ecuación siguiente, en la cual cabe remarcar que se añadirá un 20% más, para asegurar el funcionamiento tal y como hacen las empresas.

$$P \text{ (kW)} = \frac{H_{\text{acumulada}} \cdot Q \cdot \frac{\rho}{1000}}{270 \cdot \eta} \cdot 1.2 \quad (\text{Ecuación 11.3.3})$$

Dónde:

$H_{\text{acumulada}}$ = altura acumulada entre tramo aspiración y impulsión (m)

Q = caudal (m^3/h)

ρ = densidad del fluido (kg/m^3)

η = rendimiento de la bomba (%) establecido en figura 11.4.3.

Mencionar que aunque los valores para cada una de las ecuaciones anteriores no será un valor exacto hay que remarcar que las potencias que se usan dado que son las comunes son las siguientes:

Tabla 11.3.1. Tabla de potencias exactas de posible uso.

P(kW)	P(CV)
0.55	0.74
0.75	1.01
1.1	1.48
1.5	2.01
2.2	2.95
3	4.02
4	5.36
5.5	7.38
7.5	10.06
11	14.75

15	20.12
18.5	24.81
...	...

Por último, cabe destacar el cálculo del NPSH disponible, ya que en todos los casos es necesario que se cumpla la siguiente referencia:

$$NPSH_{disponible} > NPSH_{requerido}$$

Como se ha visto el NPSH requerido viene determinado por la bomba, pero el NPSH disponible viene dado por la siguiente ecuación:

$$NPSH_{disponible} = H_{total} + \frac{1}{g} \cdot \left(\frac{P_1 - P_v}{\rho} + \frac{v^2}{2} \right) - e_v \quad (\text{Ecuación 11.3.4})$$

Dónde:

g = gravedad (m/s^2)

P_1 = presión del fluido en la cañería (Pa)

P_v = presión de vapor del fluido (Pa)

V = velocidad del fluido (m/s)

e_v = pérdidas de carga establecidas en esa cañería (m)

Como se ha observado en todos los casos, se ha cumplido la referencia anterior y, por tanto, en principio deberían de funcionar y hacer circular el fluido.

Por último, hacer una referencia a los compresores, dado que estos se han sacado directamente de diferentes empresas, dado que el caudal de esos fluidos tanto de aire como de hidrógeno es importante hacer pruebas anteriormente para saber el caudal exacto que mejor trabaje para que las reacciones se den adecuadamente, por eso se ha decidido establecer compresores que puedan aguantar un caudal relativamente alto y con una potencia media.

11.4 Seguridad

11.4.1 Cálculo de la carga de fuego ponderada y corregida.

Para determinar el nivel de riesgo intrínseco de cada sector o área de incendio será necesario calcular previamente la densidad de carga de fuego, ponderada y corregida mediante la siguiente expresión:

$$Q_s = \frac{\sum_1^i G_i q_i C_i}{A} \cdot R_A \quad (\text{Ecuación 11.4.1.1})$$

Dónde:

Q_s: densidad de carga de fuego, ponderada y corregida, del sector o área de incendio (MJ/m²) o Mcal/m².

G_i: masa, en kg, de cada uno de los combustibles (i) que existen en el sector o área de incendio.

q_i: poder calorífico, en MJ/kg o Mcal/m², de cada uno de los combustibles que existen en el sector de incendio.

C_i: coeficiente adimensional que pondera el grado de peligrosidad (por la combustibilidad) de cada uno de los combustibles (i) que existen en el sector de incendio.

R_a: coeficiente adimensional que corrige el grado de peligrosidad (por la activación) inherente a la actividad industrial que se desarrolla en el sector de incendio (producción, montaje, transformación, reparación, almacenamiento,...)

A: área construida del sector de incendio o superficie ocupada del área de incendio, en m².

Los valores del coeficiente de peligrosidad por combustibilidad, C_i, de cada combustible pueden deducirse de la tabla siguiente.

Tabla 11.4.1.1: Valores del coeficiente de peligrosidad por combustibilidad C_i .

Valores del coeficiente de peligrosidad por combustibilidad C_i		
Alta	Media	Baja
Líquidos clasificados como clase A en la ITC MIE-APQ1	Líquidos clasificados como subclase B ₂ , en la ITC MIE-APQ1.	Líquidos clasificados como clase D, en la ITC MIE-APQ1
Líquidos clasificados como subclase B ₁ , en la ITC MIE-APQ1	Líquidos clasificados como clase C, en la ITC MIE-APQ1	
Sólidos capaces de iniciar su combustión a temperatura inferior a 100 °C	Sólidos que comienzan su ignición a temperatura comprendida entre 100 °C y 200 °C	Sólidos que comienzan su ignición a una temperatura superior a 200 °C
Productos que pueden formar mezclas explosivas con el aire	Sólidos que emiten gases inflamables	
Productos que pueden iniciar combustión espontánea en el aire		
$C_i = 1,60$	$C_i = 1,30$	$C_i = 1,00$

Para los coeficientes de peligrosidad por activación (abreviados R_a) se utiliza la tabla 1.2 del Anexo I del Real Decreto 2267/2004. Como se ve en dicha tabla, para productos químicos combustibles se utilizará una R_a de 2.

11.4.2 Cálculo de la capacidad del cubeto

Para calcular el volumen que ha de tener el cubeto se deberá escoger entre el valor más alto de los dos que se presentan en la tabla 5.3.4.4.1 del apartado de seguridad como Volumen cubeto 1 y Volumen cubeto 2. El primero se calcula con las siguientes ecuaciones.

$$V_{sub} = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot h}{4} \quad (\text{Ecuación 11.4.2.1})$$

Dónde:

V_{sub}: Volumen del cubeto descontando que el tanque quede sumergido un metro (m³).

D: Diámetro del tanque (m).

h: Altura de un metro de sumersión (m).

Este valor se utiliza en la siguiente fórmula para conseguir el valor final de la capacidad del cubeto.

$$V = V_{tanque} + (N_{tanques} \cdot V_{sub}) \quad (Ecuación 11.4.2.2)$$

Dónde:

V: Volumen final del cubeto (m³).

N_{tanques}: número de tanques restantes (descontando el más grande por defecto).

V_{tanque}: Volumen del tanque más grande (m³).

El segundo volumen llamado Volumen cubeto 2 se calcula simplemente haciendo un 10% del valor del volumen del tanque más grande. Para escoger entre estos dos valores, se deberá escoger el valor más grande entre ellos.

Para el cálculo de las dimensiones del cubeto, se usarán las siguientes fórmulas.

$$V = Largo \cdot Ancho \cdot Profundidad$$

$$Largo = 2 \cdot d_{pared} + 4 \cdot D + 3 \cdot d_{pared}$$

$$Ancho = 2 \cdot d_{pared} + 2 \cdot D + d_{pared}$$

$$Profundidad = \frac{V}{Largo \cdot Ancho}$$

11.4.3 Cálculo de la reserva de agua contra incendios

Se necesita calcular el perímetro del tanque. Aproximadamente el perímetro se calcula como la suma de los perímetros de las partes del cilindro que representa el tanque de almacenamiento. Eso será dos veces el perímetro del círculo (las tapas) más el perímetro de un rectángulo. Multiplicando el valor obtenido por el valor mínimo de caudal por perímetro que se ha especificado en su respectivo apartado se obtendrá el valor de reserva de agua contra incendios.

11.5 Evaluación económica

11.5.1 Cálculo de los costes de maquinaria y equipos

Los costes de la maquinaria y equipos han sido calculados vía diferentes métodos de estimación de costes de equipos. Éstos son Sinnot-Toule y Couper. El criterio para escoger entre uno u otro viene dado por la propia metodología; en ambos métodos exigen que el parámetro característico esté dentro de unos rangos aceptables. Es por ello que se escogerá entre uno u otro dependiendo del valor de ese parámetro así como del tipo de equipo del que se trata, ya que hay equipos que por el método Couper no existen correlaciones pero por el método Sinnot-Toule sí que existen.

El método Couper se basa en algoritmos que varían en función del tipo de equipo que se esté tratando. Es por ello que se adjuntará el método Couper en el apartado de Anexos para facilitar esta información.

El método Sinnot-Toule se basa en una misma fórmula para todos los equipos pero variando tres parámetros; a, b y n. Dichos parámetros se encuentran en la bibliografía. La fórmula es la que sigue:

$$C = a + (b \cdot S^n) \quad (\text{Ecuación 11.5.1.1})$$

Donde S es el parámetro característico de cada equipo en las unidades especificadas en la tabla de Sinnot-Toule.

11.5.2 Estimación del capital inmovilizado

El capital inmovilizado ha sido calculado por el método VIAN. Este método se resume en la siguiente tabla.

Tabla 11.5.2.1 - Tabla resumen de todos los porcentajes para el cálculo del capital inmovilizado por el método VIAN.

Cálculo del capital inmovilizado	
<u>X: Maquinaria y aparatos</u>	-
<u>I2: Instalación</u>	0,35X-0,5X
<u>I3: Cañerías y válvulas</u>	0,1X (sólidos) ó 0,6X (fluidos)
<u>I4: Instrumentación</u>	0,05X-0,3X
<u>I5: Aislamientos</u>	0,03X-0,1X
<u>I6: Instalación eléctrica</u>	0,1X-0,2X
<u>I7: Terrenos y edificios</u>	0,2X-0,3X (interiores); 0,12X-0,15X (mixtos); 0,05X (exteriores)
<u>I8: Instalaciones auxiliares</u>	0,25X-0,7X
<u>Y: Capital primario</u>	Suma X-I8
<u>I9: Proyecto y dirección de obra y montaje</u>	0,2Y-0,3Y
<u>Z: Capital secundario</u>	Suma Y+I9
<u>I10: Contratista</u>	0,04Z-0,10Z
<u>I11: Gastos no previstos</u>	0,1Z-0,3Z

11.5.3 Costes de manufactura

Para el cálculo de los costes de manufactura se han utilizado los siguientes porcentajes resumidos en la tabla que sigue.

Tabla 11.5.2.2 - Costes de manufactura y los porcentajes de su cálculo.

<u>COSTES DE MANUFACTURA</u>		
<u>M1</u>	<i>Materias Primas</i>	-
<u>M2</u>	<i>Mano de obra directa</i>	-
<u>M3</u>	<i>Patentes</i>	-
<u>M4</u>	<i>Mano de Obra indirecta</i>	0,12M2-0,45M2
<u>M5</u>	<i>Servicios generales</i>	-
<u>M6</u>	<i>Suministros</i>	0,002(I)-0,015(I)
<u>M7</u>	<i>Mantenimiento</i>	0,02(I)-0,1(I)
<u>M8</u>	<i>Laboratorio</i>	0,05M2-0,25M2
<u>M9</u>	<i>Envasado</i>	-
<u>M10</u>	<i>Expedición</i>	-
<u>M11</u>	<i>Directivos</i>	0,10M2-0,4M2
<u>M12</u>	<i>Amortización</i>	-
<u>M13</u>	<i>Alquileres</i>	-
<u>M14</u>	<i>Impuestos</i>	0,005(I)
<u>M15</u>	<i>Seguros</i>	0,01(I)
	<u>M</u>	Sumatorio M1 hasta M15

11.5.4 Costes de administración y ventas

Para el caso del cálculo de los costes de administración y ventas se han utilizado los porcentajes que se resumen en la siguiente tabla.

Tabla 11.5.4.1 - Costes de administración y ventas y sus respectivos porcentajes de cálculo.

Costes de administración y ventas		
<u>G1</u>	<i>Gastos comerciales</i>	0,05M-0,2M
<u>G2</u>	<i>Gerencia</i>	0,03M-0,06M
<u>G3</u>	<i>Gastos financieros</i>	-
<u>G4</u>	<i>Investigación</i>	0M-0,05M
	<u>G total</u>	Suma de G1 hasta G4
	<u>M+G</u>	Suma de G y M

11.5.5 Amortización

Para el cálculo de la amortización, la fórmula es la que sigue.

$$A = \frac{I - VR}{T} \quad (\text{Ecuación 11.5.5.1})$$

Dónde:

A: Amortización anual. (€)

I: Inversión inicial. Capital inmovilizado. (€).

VR: Valor residual (€).

T: Número de años en los que se desea realizar dicha amortiguación (años).

11.5.6 Cálculo del VAN y el TIR

Para el cálculo del VAN se ha utilizado la siguiente fórmula.

$$VAN = \frac{\sum_{j=0}^{j=N} NCF_j}{(1+i)^j} \quad (\text{Ecuación 11.5.5.2})$$

Donde:

NCF: Flujos de caja anuales calculados anteriormente. (€)

j: Número del año del NCF escogido.

i: Interés al que se trabaja.

Para el cálculo del TIR se utiliza la relación siguiente.

$$TIR = i(VAN = 0) \quad (\text{Ecuación 11.5.5.3})$$

Donde:

i(VAN=0): Interés por el cual el valor del VAN es nulo.

11.6 Bibliografía

- Bibliografía general:
 - W.L. Mc Cabe, J.C. Smith, P. Harriot, “Unit Operations of Chemical Engineering”, Mc Graw Hill.
 - R.H. Perry, D. Green, “Perry’s Chemical Engineering Handbook”, Mc. Graw Hill.
 - O. Levenspiel “Flujo de fluidos. Intercambio de calor” Ed. Reverté (1993).
 - Phillip C. Wankat “Ingeniería de procesos de separación”, Pearson 2ª ed. (2008).
 - Pierre Trambouze, Jean-Paul Euzen, “Chemical reactors: from design to operation” Editions Technip (2004).
 - H. Scott Fogler, “Elements of chemical reaction engineering”, Prentice Hall (2006).
- Tanques de almacenamiento:
 - Regla API diseño y cálculo tanques de almacenamiento a presión atmosférica
 - Regla ASME cálculo y diseño de aparatos a presión.
 - Gasómetros (14/05/2014) - http://www.mspsp.com/pdf/spt_gasometro.pdf

Economía

- Ángel Vian Ortuño, “El pronóstico económico en química industrial”, Eudem Universidad Manuales cop. 1991.
- James R. Couper, “Process engineering economics”, Marcel Dekker cop. 2003.
- Derek H. Allen, “Economic Evaluation of projects”, Institution of Chemical Engineers 1991.
- Sinnott R., Towler G., “Diseño en Ingeniería Química”, Ed Reverté, Barcelona, 2012

Bombas y compresores

- W.L. Mc Cabe, J.C. Smith, P. Harriot, "Unit Operations of Chemical Engineering", Mc Graw Hill.
- R.H. Perry, D. Green, "Perry's Chemical Engineering Handbook", Mc. Graw Hill.
- Preyva S.L. - <http://www.preyva.com/>
- Pompetravaini - <http://www.pompetravaini.it/default.aspx>
- Wordpress - <http://franklinlinkmx.wordpress.com/2010/04/26/npsh-carga-de-succion-neta-positiva/>
- Novatec - <http://www.novatec.cr/Utilitarios/Bombas/NPSH.pdf>

Bibliografía general

- Ángel Vian Ortuño, "El pronóstico económico en química industrial", Eudem Universidad Manuales cop. 1991.
- James R. Couper, "Process engineering economics", Marcel Dekker cop. 2003.
- Derek H. Allen, "Economic Evaluation of projects", Institution of Chemical Engineers 1991.
- Sinnott R., Towler G., "Diseño en Ingeniería Química", Ed Reverté, Barcelona, 2012

Bibliografía específica

- **Costes de materias primas**

- Hidrógeno - Chemical Industry news (29/05/14) - <http://www.icis.com/>
- Hidrógeno – Air Liquide (29/05/14) - <http://www.es.airliquide.com/>
- Ácido nítrico – Chemical Industry news (29/05/14) - <http://www.icis.com/resources/news/2008/05/19/9124327/chemical-profile-nitric-acid/>
- Ácido sulfúrico – Alibaba.com (29/05/14) <http://www.alibaba.com/showroom/industrial-sulfuric-acid-price.html>
- Iospropanol – Alibaba.com (29/05/14) <http://www.alibaba.com/showroom/price-isopropyl-alcohol.html>
- Naftaleno – Alibaba.com (29/05/14) <http://www.alibaba.com/showroom/price-of-industrial-naphthalene.html>

- **Costes servicios**

- Agua – iagua (31/05/14) - <http://www.iagua.es/2010/01/informe-aeas-sobre-tarifas-y-precios-del-agua-en-espana/>
- Electricidad – Red Eléctrica de España (31/05/14) - <http://www.ree.es/es/sala-de-prensa/notas-de-prensa/2014/03/red-electrica-empieza-publicar-los-nuevos-precios-horarios-de-la-electricidad>
- Gas natural – Gas natural Fenosa (31/05/14) - <http://www.gasnaturalfenosa.es/es/hogar/productos+y/servicios/tarifas+de+energia/1285340342233/tarifas+precio+libre.html>
- Aceite térmico – Therminol (31/05/14) - <http://www.therminol.com/products/Therminol-75>

- **Ventas**

- 1-naftol – Zaubas (31/05/14) - <https://www.zaubas.com/import-ALPHA+NAPHTHOL-hs-code.html>