





11	MANUAL DE CÁLCULOS.....	3
11.1	INTRODUCCIÓN.....	3
11.2	DISEÑO DE TANQUES Y CUBETOS .....	4
11.2.1	CONSIDERACIONES DE DISEÑO .....	4
11.2.2	DISEÑO DE TANQUES DE PROPILENO.....	6
11.2.3	DISEÑO DE TANQUES DE BENCENO .....	10
11.2.4	DISEÑO DE TANQUES DE CUMENO .....	14
11.2.5	DISEÑO DE TANQUES DE DIPB.....	18
11.3	DISEÑO DEL MEZCLADOR .....	25
11.3.1	CÁLCULO DEL VOLUMEN, DIÁMETRO Y ALTURA DEL MEZCLADOR.....	25
11.3.2	CÁLCULO DEL AGITADOR .....	26
11.4	DISEÑO DEL REACTOR .....	28
11.4.1	INFORMACIÓN DE LA REACCIÓN .....	28
11.4.2	OPERACIÓN DEL REACTOR (ASPEN HYSYS).....	29
11.4.3	DISEÑO DEL REACTOR.....	33
11.5	DISEÑO DE LA COLUMNA FLASH.....	34
11.5.1	CÁLCULO DEL DIÁMETRO, ÁREA Y ALTURA DE LA COLUMNA .....	34
11.5.2	PARÁMETROS DE DISEÑO OBTENIDOS CON HYSYS.....	35
11.5.3	COMPARACIÓN DE RESULTADOS.....	37
11.6	DISEÑO DE COLUMNAS DE DESTILACIÓN DE PLATOS.....	38
11.6.1	DISEÑO MECÁNICO DE LA COLUMNA DE PLATOS .....	38
11.6.2	CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA COLUMNA.....	41
11.6.3	CÁLCULO DE LA ALTURA DE LA COLUMNA .....	42
11.6.4	COMPARACIÓN DE RESULTADOS.....	43
11.7	DISEÑO DE INTERCAMBIADORES .....	44



---

11.8	DISEÑO DE SERVICIOS .....	49
11.8.1	EQUIPOS DE FRIO .....	49
11.8.2	EQUIPOS DE CALOR .....	52
11.8.3	DIMENSIONAMIENTO DEL TRAFO .....	52
11.8.4	CONSUMOS .....	53
11.9	DISEÑO DE TUBERÍAS.....	55
11.9.1	DISEÑO DE TUBERÍAS DE UNA FASE .....	55
11.9.2	DISEÑO DE TUBERÍAS BIFÁSICAS.....	57
11.10	DISEÑO DE BOMBAS.....	59
11.11	DISEÑO DE COMPRESORES.....	63



## 11 MANUAL DE CÁLCULOS

### 11.1 INTRODUCCIÓN

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

Al trabajar con productos altamente explosivos, se ha seguido la normativa ATEX (Atmósferas Explosivas). Los equipos dentro de la normativa ATEX son aquellos que trabajan de -20 a +60°C y hasta 0,1 bar (condiciones atmosféricas). Sin embargo, la guía de la directiva indica muy claramente que si estás en ambiente explosivo, aunque se esté fuera de las condiciones antes mencionadas se han de tomar medidas de protección.

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



## 11.2 DISEÑO DE TANQUES Y CUBETOS

### 11.2.1 CONSIDERACIONES DE DISEÑO

Los tanques se han diseñado según las normas:

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

#### Volumen de diseño

Se ha sobredimensionado un 15% el volumen de diseño como margen de seguridad en caso de cualquier imprevisto. Así, el volumen de diseño será el volumen de trabajo más 15%

$$V_t = V_l \cdot 1.15$$

La relación entre diámetro y altura en tanques no esféricos es de un 1.5

#### Presión de diseño

Se ha sobredimensionado un 15% la presión de diseño como margen de seguridad en caso de cualquier imprevisto. Así la presión de diseño será un la presión de trabajo más 15%.

$$P_d = P_t \cdot 1.15$$

#### Temperatura de diseño

Para el cálculo de la temperatura de diseño se suma un margen de seguridad a la temperatura máxima de trabajo.

$$T_d = T_t + 20^{\circ}C$$

#### Materiales de diseño

Para los tanques se ha escogido un acero inoxidable AISI 304, ya que su precio no es muy elevado y ofrece los requisitos mínimos para el diseño de los equipos. No se ha escogido aceros como el 316L o el 304L ya los compuestos a almacenar no requieren materiales anticorrosión.

#### Composición

18Cr-8Ni

Spec No: SA-240

#### Tensión máxima admisible

$$S = 85000psi$$

#### Módulo de Elasticidad

$$E = 290000000psi = 200GPa$$

#### Margen o sobreespesor por corrosión

Se ha preestablecido un valor de sobreespesor por corrosión igual al máximo de espesor corroído previsto durante diez años.

$$C_1 = 0.001mm$$



### Margen o sobreespesor de fabricación

Se ha preestablecido un valor de sobreespesor por margen de fabricación.

$$C_2 = 0.0018mm$$

### Eficiencia de la soldadura

La unión entre chapas se realiza, en equipos a medida, mediante soldadura. Este tramo discontinuo dónde la afección de los límites de grano del material se ven más expuestos y el material puede quedar debilitado frente a una disminución o aumento de la temperatura de manera súbita, debe considerarse una zona débil del equipo. Por este motivo y según los puntos de soldadura, debe introducirse un coeficiente de soldadura que penalice la tensión máxima admisible. Este coeficiente debe ser igual a 0.85.

### Radiografiado

Se ha tomado el radiografiado parcial para todos los equipos.

### Fondo inferior

En los tanques verticales se ha escogido un fondo plano y cómo se recoge en la API 650 sección 5.6.1.1 para tanques menores de 50ft (15m), se ha escogido un grueso nominal mínimo de 3/12in (0.005m aprox).

### Aislamiento

Cálculo realizado mediante programación comercial CALORCOL. Se ha optado por la lana de roca y un grueso de 2.5cm.

**CALORCOL**  
LANA MINERAL DE ROCA  
**Mantas Aislantes de 100 kg/m<sup>3</sup>**

Datos de Entrada:

Temperatura Interior:	0	°C
Temperatura Superficie Aislamiento:	0	°C
Temperatura Ambiente:	0	°C
Velocidad del Aire:	9.72	km/h
Superficie Exterior Aislamiento:	7	0.3
Superficie Desnuda:	2	0.3

Botones: Calcular, Cancelar, Grafica

### Venteo

Todo recipiente de almacenamiento dispone de venteo para prevenir la deformación como consecuencia de las operaciones de llenado y vaciado y de los cambios de temperatura. Los venteos tendrán un tamaño igual o mayor a las tuberías de llenado/vaciado y no serán nunca inferiores a los 35mm de diámetro interior. En los equipos no sometidos a presión, este venteo incorporará carbón activo tal y como admite la EPA para la minimización de emisiones fugitivas derivadas de las operaciones en ellos.

### Venteo de emergencia

Se han dimensionado los venteos según normativa MIE APQ-1 Capítulo Artículo 10 apartado 3

### Peso



Se ha valorado el peso del equipo vacío, lleno a nivel de operación con agua y en operación.

#### **Diseño del parque de tanques**

Se ha diseñado según los cánones de la MIE APQ-1 Capítulo II Artículo 17

#### **Sismoresistencia**

No se ha planteado sismoresistencia en los equipos puesto que, aunque ser equipos en una zona tipo III dónde la actividad sísmica se entiende entre 0.03g y 0.04g, en una tabla de probabilidad/gravedad, los valores resultantes serían despreciables.

#### **Acción del viento**

Se desprecia la acción del viento como factor de importancia. Los valores tabulados medios y máximos de la zona (registro METEOCAT), no hacen pensar en una acción preventiva ante corrientes violentas de viento.

#### **Inertización**

Se ha decidido la adición de nitrógeno en la atmosfera de almacenamiento para la inertización de los tanques. Con ello se minimiza el riesgo de conato de incendio por carencia de comburente y se bonifican las prestaciones en el diseño de las distancias entre equipos e instalaciones por MIE APQ-1, optimizando superficies de instalaciones.

### **11.2.2 DISEÑO DE TANQUES DE PROPILENO**

El diseño de los tanques de propileno se ha llevado a cabo teniendo en cuenta su forma esférica, ya que es la más adecuada para tanques de estas condiciones. A continuación se describe el diseño de este tanque:

#### **Volumen**

$$V_l = \frac{Qm \cdot t_{al}}{\rho_b} = \frac{5082.86 \frac{Kg}{h} \cdot \frac{24 h}{1 día} \cdot 1 día}{489.2 \frac{Kg}{m^3}} = 249.36 m^3$$

#### **Sobredimensión 15%**

$$V_s = V_l \cdot 1.15 = 247.17 m^3 \cdot 1.15 = 286.77 m^3 \cong 290 m^3$$

#### **Número de tanques:**

$$V_t = \frac{V_s}{n_t} = \frac{290 m^3}{2 \text{ tanques}} = 145 m^3$$

#### **Radio de tanque**

$$\frac{4}{3} \cdot \pi r_t^3 \rightarrow r_t = \sqrt[3]{\frac{3 \cdot 145 m^3}{4\pi}} = 3.259 m$$

$$\emptyset_t = 2r_t = 2 \cdot 3.259 m = 6.5181 m \cong 6.50 m$$

\*Se redondea a la mitad de un número entero para facilitar las labores de diseño y construcción.



**Volumen diseño por tanque**

$$V_{dt} = \frac{4}{3}\pi \cdot \left(\frac{6.5}{2}\right)^3 = 143.79m^3$$

**Ocupación del propileno en tanques**

$$V_{rt} = \frac{V_l}{n_t}$$

$$\%Ocupado = \frac{V_{rt}}{V_{dt}} \cdot 100 = \frac{249.36}{143.79} \cdot 100 = 86.71\%$$

**Altura liquido**

$$V_{rt} = \pi \cdot h_l^2 \cdot \left(\frac{3 \cdot r - h_l}{3}\right) \rightarrow h_l = 5.01m$$

**Presión compuesto**

$$\Delta P_l = \rho_p \cdot g \cdot h_l = 489.2 \frac{Kg}{m^3} \cdot 9.81 \frac{m}{s^2} \cdot 5.01m \cdot \frac{1atm}{101325Pa} = 0.24atm$$

**Presión interna de diseño teórico**

$$P_t = \Delta P_l + P_c + P_{atm} = (0.24 + 15 + 1)atm = 16.24atm$$

**Presión interna de diseño**

$$P_d = P_t \cdot 1.15 = 1.15 (0.24atm + 15atm + 1atm) = 18.68atm$$

**Presión externa de diseño**

$$P_{de} = 1atm$$

**Temperatura de diseño**

$$T_d = T_t + 20^\circ C = 25^\circ C + 20^\circ C = 45^\circ C$$

**Espesores del tanque**

**Interno**

$$t = \frac{P_d \cdot r}{S \cdot E - 0.6 \cdot P_d}$$

$$= \left( \frac{18.68atm \cdot \frac{14.7psi}{1atm} \cdot \left(\frac{6.5}{2}\right)m \cdot \frac{39.37inch}{1m}}{85000psi \cdot \frac{39.37inch}{1m} \cdot 0.85 - 0.6 \cdot 18.71atm \cdot \frac{18.68psi}{1atm}} \cdot \frac{1m}{39.37inch} + 0.001m \right. \\ \left. + 0.0018m \right) \cdot \frac{1000mm}{1m} = 14.45mm \cong 15mm$$

**Externo**



$$Pa = \frac{B}{t}$$

$$A = \frac{0.125}{\left(\frac{R}{t}\right)} = \frac{0.125}{\left(\frac{\left(\frac{6.5}{2}\right)m \cdot \frac{39.37inch}{1m}}{15mm \cdot \frac{1m}{1000mm} \cdot \frac{39.37inch}{1m}}\right)} = 5.78 \cdot 10e^{-4}$$

$$B = 6750 \text{ (Fig UHA 28.1)}$$

$$Pa = \frac{7250}{\frac{\left(\frac{6.5}{2}\right)m \cdot \frac{39.37inch}{1m}}{15mm \cdot \frac{1m}{1000mm} \cdot \frac{39.37inch}{1m}}} \cdot \frac{1atm}{14.7psi} = 2.28atm$$

$$Pa > P_{de}$$

### Área esfera

$$At = 4 \cdot \pi \cdot r^2 = \pi \cdot 3.25^2 = 32.17m^2$$

### Ventoe de emergencia

#### Área húmeda

$$Ah = At \cdot 55\% = \pi \cdot 3.25^2 \cdot \frac{55}{100} = 17.69m^2$$

#### Calor recibido en caso de fuego externo

$$Qf = 139.7 \cdot F \cdot Ah^{0.82} \cdot 10^3 = 139.7 \cdot 1 \cdot 17.69^{0.82} \cdot 10^3 = 1473443 \frac{KJ}{h}$$

#### Capacidad ventoe

$$Cv = \frac{4.414 \cdot Qf}{L_{vap} \cdot \sqrt{PM_p}} = \frac{4.414 \cdot 1473443 \frac{KJ}{h}}{316.07 \frac{KJ}{Kg} \cdot \sqrt{48.08 \text{ u. m. a}}} \cong 2968m^3$$

### Peso Equipo

$$V_{ext} = \frac{4}{3} \pi \cdot (r_t + t)^3 = \frac{4}{3} \pi \cdot (3.25m + 0.015m)^3 = 145.66m^3$$

$$P_{eq} = (V_{ext} - V_{int}) \cdot \rho_{AlSi304} = (145.66 - 143.79)m^3 \cdot 7930 \frac{Kg}{m^3} = 14826Kg$$

$$P_{eq} = 148268Kg \cdot \frac{1Tm}{1000Kg} \cong 15Tm$$

### Peso Prueba

$$P_{pr} = P_{eq} + V_{rt} \cdot \rho_{H2O} = 14826Kg + 124.5m^3 \cdot 1000 \frac{Kg}{m^3} = 139326Kg$$



$$P_{op} = 139326Kg \cdot \frac{1Tm}{1000Kg} \cong 139Tm$$

### Peso en operación

$$P_{op} = P_{eq} + V_{rt} \cdot \rho_p = 14826Kg \cdot 124.5m^3 \cdot 489.2 \frac{Kg}{m^3} = 75731Kg$$

$$P_{op} = 75731Kg \cdot \frac{1Tm}{1000Kg} \cong 76Tm$$

### Resistencia terreno

$$n_{col} = 12$$

$$r_{col} = 0.35m$$

$$\frac{P_{op}}{A_{eq}} = \frac{75731Kg/12}{\pi \cdot (0.35m)^2 \cdot \frac{10000cm^2}{1m^2}} = 1.64 \frac{Kg}{cm^2}$$

### Diseño del parque de tanques

Artículo 18 MIE APQ-1

$$D_t = \frac{\sum \phi_{tf}}{2} = \frac{6.5 \cdot 2}{2} = 6.5m$$

Cuadro II-6: Reducción por aplicación de 1 medida de protección nivel 2=0.8 (inertización)

$$D_t = 6.5m \cdot 0.8 = 5.2m$$

### Dimensionamiento del cubeto

$$V_{cu\ min} = V_{rt} = 125m^3 = L_{cu} \cdot W_{cu} \cdot h_{cu}$$

$$h_{cu} = 1m$$

Para Clase A1

### Longitud del cubeto

$$L_{cu} = n_{tf} \cdot \phi_t + D_t + 1 \cdot D_{t-cu} = 2 \cdot 6.5 + 5.2m + 2 \cdot 1m = 20.2m$$

### Anchura del cubeto

$$W_{cu} = n_{tf} \cdot \phi_t + 2 \cdot D_{t-cu} = 1 \cdot 6.5m + 2 \cdot 1m = 8.5m$$

### Distancia tanques-vallado

MIE APQ-1

Cuadro II-1: 3.1 (Clase A)- 9. Vallado=30m

Cuadro II-2: Coeficiente de reducción por almacenaje 0.65

Cuadro II-4: Coeficiente de reducción por aplicación de 1 medida de protección nivel 2=0.5

$$D_{t-v} = 30m \cdot 0.65 \cdot 0.5 = 9.75m$$



### 11.2.3 DISEÑO DE TANQUES DE BENCENO

El diseño de los tanques de benceno se ha llevado a cabo teniendo en cuenta su forma cilíndrica y en cono, ya que es la más adecuada para tanques de estas condiciones. A continuación se describe el diseño de este tanque:

#### Volumen

$$V_l = \frac{Qm \cdot t_{al}}{\rho_b} = \frac{8982.62 \frac{Kg}{h} \cdot \frac{24 h}{1 día} \cdot 3 días}{872.20 \frac{Kg}{m^3}} = 247.17 m^3$$

#### Sobredimensión 15%

$$V_t = V_l \cdot 1.15 = 284.25 \cong 285 m^3$$

#### Número de tanques:

$$V_t = \frac{V_s}{n_t} = \frac{285 m^3}{2 \text{ tanques}} = 142.5 m^3$$

#### Diámetro interno

$$D_i = 2r$$

$$V_{dc} = \pi r^2 \cdot h$$

$$h \geq 1.5 \cdot D_i$$

$$V_t = \pi \left( \frac{D_i}{2} \right)^2 1.5 \cdot D_i$$

$$D_i = 4.95 m$$

$$D_{id} = 5 m$$

#### Altura cilindro

$$h \geq x \cdot D_{id}$$

$$x \geq 1.5$$

$$x = 1.5$$

$$h = 7.5 m$$

#### Volumen cilindro

$$V_{dc} = \pi r^2 \cdot h$$

$$V_{dc} = \pi 2.5^2 \cdot 7.5 m = 147.3 m^3$$

#### Ocupación del benceno en tanques

$$V_{rt} = \frac{V_l}{n_t}$$



$$\%Ocupado = \frac{V_{rt}}{V_{dc}} \cdot 100 = \frac{247.17}{147.3} \cdot 100 = 83.92\%$$

**Presión compuesto**

$$h_l = \frac{V_l}{n_t} = \frac{247.17}{\pi \cdot \left(\frac{D_i}{2}\right)^2} = \frac{247.17}{\pi \cdot \left(\frac{5}{2}\right)^2} = 6.3m$$

$$\Delta P_l = \rho_p \cdot g \cdot h_l = 872.20 \frac{Kg}{m^3} \cdot 9.81 \frac{m}{s^2} \cdot 6.3m \cdot \frac{1atm}{101325Pa} = 0.53atm$$

**Presión diseño teórica**

$$P_t = \Delta P_l + P_c + P_{atm} = (0.53 + 1 + 1)atm = 2.53atm$$

**Presión diseño interna**

$$P_d = P_t \cdot 1.15 = 1.15 (0.56 + 1 + 1)atm = 3atm$$

**Presión diseño externa**

$$P_{de} = 1atm$$

**Temperatura de diseño**

$$T_d = T_t + 20^\circ C = 25^\circ C + 20^\circ C = 45^\circ C$$

**Espesores del tanque**

**Interno**

$$t = \frac{P_d \cdot r}{S \cdot E - 0.6 \cdot P_d} + C_1 + C_2$$

$$= \left( \frac{3atm \cdot \frac{14.7psi}{1atm} \cdot \left(\frac{5}{2}\right)m \cdot \frac{39.37inch}{1m}}{85000psi \cdot 0.85 - 0.6 \cdot 3atm \cdot \frac{14.7psi}{1atm}} \cdot \frac{1m}{39.37inch} + 0.001m + 0.0018m \right) \cdot \frac{1000mm}{1m}$$

$$= 4.32mm \cong 5mm$$

**Externo**

$$P_a = \frac{4B}{3\left(\frac{D_o}{t}\right)}$$

$$\frac{h}{D_i} = \frac{9}{5.5} = 1.63$$

$$\frac{D_i}{t} = \frac{5.5}{0.005} = 1100$$

$$A = 0.0000227 \text{ (Fig UGO 28.0)}$$

$$B = 2500 \text{ (Fig UHA 28.1)}$$

$$P_a = \frac{4 \cdot 2300}{3\left(\frac{5}{0.005}\right)} = 3.06atm$$



$$P_a > P_{de}$$

**Fondo superior**

$$t = \frac{3atm \frac{14.7psi}{1atm} \cdot 5.5}{2 \cdot \cos 79.76(85000psi \cdot 0.85 - 0.6 \cdot 3atm \frac{14.7psi}{1atm})} = 5mm$$

$$t = \frac{P_d \cdot D}{\cos \alpha (S \cdot E - 0.6 \cdot P_d)}$$

$$\alpha = \cos^{-1} \left( \frac{h}{\sqrt{h^2 \cdot r^2}} \right) = \cos^{-1} \left( \frac{0.5}{\sqrt{0.5^2 \cdot \frac{5^2}{2}}} \right) = 84.29^\circ$$

$$t = \frac{3atm \frac{14.7psi}{1atm} \cdot 5}{\cos 84.29(85000psi \cdot 0.85 - 0.6 \cdot 3atm \frac{14.7psi}{1atm})} = 5mm$$

**Fondo inferior**

**API650 sección 5.6.3.2**

$$t = \frac{2.6 \cdot D(h_l - 1)G}{S} + C_1 = \frac{2.6 \cdot 5m \cdot (6.3m - 1) \cdot 9.8 \frac{m}{s^2}}{586.05MPa} + 1mm = 2.15mm$$

**API650 sección 5.6.1.1**

$$D_e < 50(ft) \rightarrow t = \frac{3}{16(inch)} = 5mm$$

**Ventoe de emergencia**

**Área húmeda**

MIE APQ-1 Artículo 10 punto 3

$$At = 2\pi r \cdot h = 2\pi \cdot 2.5m \cdot 7.5m = 117.8m^2$$

**Calor recibido en caso de fuego externo**

$$Q_f = 139.7 \cdot F \cdot Ah^{0.82} \cdot 10^3 = 139.7 \cdot 0.3 \cdot 117.8^{0.82} \cdot 10^3 = 2092458.23 \frac{KJ}{h}$$

**Capacidad venteo**

$$C_v = \frac{4.414 \cdot Q_f}{L \cdot \sqrt{PM_p}} = \frac{4.414 \cdot 2092458.23 \frac{KJ}{h}}{316.07 \frac{KJ}{Kg} \cdot \sqrt{78.11 u.m.a}} \cong 3407.4m^3$$

**Peso**

$$D_e = D_i + t = 5m + (0.005m \cdot 2) = 5.01m$$

**Peso Cilindro**



$$P_{ceq} = (V_{ext} - V_{int}) \cdot \rho_{AlSi304} = \left( \pi \cdot \left( \frac{D_e}{2} \right)^2 \cdot h_c - \pi \cdot \left( \frac{D_i}{2} \right)^2 \cdot h_c \right) \cdot \rho_{AlSi304}$$

$$= \left( \pi \cdot \left( \frac{5.01}{2} \right)^2 \cdot h_c - \pi \cdot \left( \frac{5}{2} \right)^2 \cdot h_c \right) \cdot 7930 \frac{Kg}{m^3} = 5611Kg$$

#### Fondo

$$P_f = \left( \pi \cdot \left( \frac{D_e}{2} \right)^2 \cdot t \right) \cdot \rho_{AlSi304} = \left( \pi \cdot \left( \frac{5.01}{2} \right)^2 \cdot 0.005m \right) \cdot 7930 \frac{Kg}{m^3} = 781.0Kg$$

#### Fondo superior

$$D_{efs} = D_i + 2t = 5m + 2 \cdot 0.005m = 5.010m$$

$$r_{efs} = \frac{D_{efs}}{2} = \frac{5.010}{2} = 2.505m$$

$$h_{ifs} = 0.5m$$

$$h_{efs} = h_{ifs} + t = 0.5m + (0.005m) = 0.505m$$

$$P_{fs} = \left( \frac{\pi \cdot r_{efs}^2 \cdot h_{efs}}{3} - \frac{\pi \cdot r^2 \cdot h_{efs}}{3} \right) \cdot \rho_{AlSi304} = \left( \frac{\pi \cdot 2.505^2 \cdot 0.505}{3} - \frac{\pi \cdot 2.5^2 \cdot 0.5}{3} \right) \cdot 7930 \frac{Kg}{m^3} = 364.5Kg$$

#### Equipo

$$P_{eq} = P_{eq} + P_f + P_{fs} = 5611Kg + 781Kg + 364.5Kg = 6756.5Kg$$

#### En operación

$$P_{op} = P_{eq} + V_{rt} \cdot \rho_b = 6756Kg + 123.6m^3 \cdot 872.2 \frac{Kg}{m^3} = 114560Kg$$

$$P_{op} = 114560Kg \cdot \frac{1Tm}{1000Kg} \cong 114.6Tm$$

#### Resistencia terreno

$$\frac{P_{op}}{A_{eq}} = \frac{114560Kg}{\pi \cdot \left( \frac{5.010}{2} m \right)^2 \cdot \frac{10000cm^2}{1m^2}} = 0.58 \frac{Kg}{cm^2}$$

#### Diseño del parque de tanques

##### MIE APQ-1

Cuadro II-6: Clase B

$$D_t = 0.5\phi_{tf} = 0.5 \cdot 5m = 2.5m$$

Cuadro II-6: Reducción por aplicación de 1 medida de protección nivel 2=0.8 (inertización)

$$D_t = 2.5m \cdot 0.8 = 2m$$



### Dimensionamiento del cubeto

$$V_{cu\ min} = V_l = 123.5m^3 = L_{cu} \cdot W_{cu} \cdot h_{cu}$$

$$h_{cu} = 1m$$

### Longitud del cubeto

$$L_{cu} = n_{tf} \cdot \phi_t + D_t + 1 \cdot D_{t-cu} = 2 \cdot 5 + 2m + 2 \cdot 1m = 24m$$

### Anchura del cubeto

$$W_{cu} = n_{tf} \cdot \phi_t + 1 \cdot D_{t-cu} = 1 \cdot 5 + 2 \cdot 1m = 7m$$

### Distancia tanques-vallado

MIE APQ-1

Cuadro II-1: 3.2 (Clase B)- 9. Vallado=30m

Cuadro II-2: Coeficiente de reducción por almacenaje 0.65

Cuadro II-4: Coeficiente de reducción por aplicación de 1 medida de protección nivel 2=0.5

$$D_{t-v} = 30m \cdot 0.65 \cdot 0.5 = 6.5m$$

## 11.2.4 DISEÑO DE TANQUES DE CUMENO

El diseño de los tanques de cumeno se ha llevado a cabo teniendo en cuenta su forma cilíndrica y en cono, ya que es la más adecuada para tanques de estas condiciones. A continuación se describe el diseño de este tanque:

### Volumen

$$V_l = \frac{Qm \cdot t_{al}}{\rho_b} = \frac{11313.06 \frac{Kg}{h} \cdot \frac{24 h}{1 día} \cdot 1 día}{723.80 \frac{Kg}{m^3}} = 375.12m^3$$

### Sobredimensión 15%

$$V_t = V_l \cdot 1.15 = 431.39 \cong 430m^3$$

### Número de tanques:

$$V_t = \frac{V_s}{n_t} = \frac{430m^3}{2 \text{ tanques}} = 215m^3$$

### Diámetro interno

$$D_i = 2r$$

$$V_{dc} = \pi r^2 \cdot h$$

$$h \geq 1.5 \cdot D_i$$



$$V_t \cong V_{dc} = \pi \left( \frac{D_i}{2} \right)^2 1.5 \cdot D_i$$

$$D_i = 5.5m$$

$$D_{id} = 5.5m$$

#### Altura cilindro

$$h = x \cdot D_{id}$$

$$x \geq 1.5$$

$$x = 1.65$$

$$h = 9.1m$$

#### Volumen cilindro

$$V_{dc} = \pi r^2 \cdot h$$

$$V_{dc} = \pi 2.25^2 \cdot 9.1m = 216.2m^3$$

#### Ocupación del benceno en tanques

$$V_{rt} = \frac{V_l}{n_t}$$

$$\%Ocupado = \frac{V_{rt}}{V_{dc}} \cdot 100 = \frac{\frac{375.12}{2}}{216.2} \cdot 100 = 86.75\%$$

#### Presión compuesto

$$h_l = \frac{\frac{V_l}{n_t}}{\pi \cdot \left( \frac{D_i}{2} \right)^2} = \frac{\frac{375.12}{2}}{\pi \cdot \left( \frac{5.5}{2} \right)^2} = 7.9m$$

$$\Delta P_l = \rho_p \cdot g \cdot h_l = 872.20 \frac{Kg}{m^3} \cdot 9.81 \frac{m}{s^2} \cdot 6.3m \cdot \frac{1atm}{101325Pa} = 0.67atm$$

#### Presión diseño teórica

$$P_t = \Delta P_l + P_c + P_{atm} = (0.67 + 1 + 1)atm = 2.67atm$$

#### Presión diseño interna

$$P_d = P_t \cdot 1.15 = 1.15 (0.67 + 1 + 1)atm = 3atm$$

#### Presión diseño externa

$$P_{de} = 1atm$$

#### Temperatura de diseño



$$T_d = T_t + 20^\circ C = 25^\circ C + 20^\circ C = 45^\circ C$$

### Espesores del tanque

#### Cilindro

##### Interno

$$t = \frac{P_d \cdot r}{S \cdot E - 0.6 \cdot P_d} + C_1 + C_2$$

$$= \left( \frac{3atm \frac{14.7psi}{1atm} \cdot \left(\frac{5.5}{2}\right)m \cdot \frac{39.37inch}{1m}}{15700psi \cdot 0.85 - 0.6 \cdot 3atm \cdot \frac{14.7psi}{1atm}} \cdot \frac{1m}{39.37inch} + 0.001m + 0.0018m \right) \cdot \frac{1000mm}{1m}$$

$$= 4.22mm \cong 5mm$$

##### Externo

$$P_a = \frac{4B}{3\left(\frac{D_o}{t}\right)}$$

$$\frac{h}{D_i} = \frac{9.1}{5.5} = 1.65$$

$$\frac{D_i}{t} = \frac{5.5}{0.005} = 1100$$

$$A = 0.000025 \text{ (Fig UGO 28.0)}$$

$$B = 2500 \text{ (Fig UHA 28.1)}$$

$$P_a = \frac{4 \cdot 2300}{3\left(\frac{5.5}{0.005}\right)} = 2.79atm$$

$$P_a > P_{de}$$

#### Fondo superior

$$t = \frac{P_d \cdot D}{\cos \alpha (S \cdot E - 0.6 \cdot P_d)}$$

$$\alpha = \cos^{-1} \left( \frac{h}{\sqrt{h^2 \cdot r^2}} \right) = \cos^{-1} \left( \frac{0.5}{\sqrt{0.5^2 \cdot \frac{5.5^2}{2}}} \right) = 79.69^\circ$$

$$t = \frac{3atm \frac{14.7psi}{1atm} \cdot 6.5}{2 \cdot \cos 79.76 (85000psi \cdot 0.85 - 0.6 \cdot 3atm \frac{14.7psi}{1atm})} = 5mm$$

#### Fondo inferior

API650 sección 5.6.3.2

$$t = \frac{2.6 \cdot D(h_l - 1)G}{S} + C_1 = \frac{2.6 \cdot 5.5m \cdot (9.1m - 1) \cdot 9.8 \frac{m}{s^2}}{586.05MPa} + 1mm = 2.94mm$$



API650 sección 5.6.1.1

$$D_e < 50(ft) \rightarrow t = \frac{3}{16(inch)} = 5mm$$

**Ventoe de emergencia****Área húmeda**

MIE APQ-1 Artículo 10 punto 3

$$At = 2\pi r \cdot h = 2\pi \cdot 2.75m \cdot 9m = 155.5m^2$$

**Calor recibido en caso de fuego externo**

$$Q_f = 139.7 \cdot F \cdot Ah^{0.82} \cdot 10^3 = 139.7 \cdot 0.3 \cdot 117.8^{0.82} \cdot 10^3 = 29017079 \frac{KJ}{h}$$

**Capacidad venteo**

$$C_v = \frac{4.414 \cdot Q_f}{L \cdot \sqrt{PM_p}} = \frac{4.414 \cdot 29017079 \frac{KJ}{h}}{316.07 \frac{KJ}{Kg} \cdot \sqrt{120.19 u. m. a}} \cong 3715.9m^3$$

**Peso Cilindro**

$$\begin{aligned} P_{ceq} &= (V_{ext} - V_{int}) \cdot \rho_{AlSi304} = \left( \pi \cdot \left(\frac{D_e}{2}\right)^2 \cdot h_c - \pi \cdot \left(\frac{D_i}{2}\right)^2 \cdot h_c \right) \cdot \rho_{AlSi304} \\ &= \left( \pi \cdot \left(\frac{5.51}{2}\right)^2 \cdot h_c - \pi \cdot \left(\frac{5.50}{2}\right)^2 \cdot h_c \right) \cdot 7930 \frac{Kg}{m^3} = 6240Kg \end{aligned}$$

**Peso Fondo**

$$P_f = \left( \pi \cdot \left(\frac{D_e}{2}\right)^2 \cdot t \right) \cdot \rho_{AlSi304} = \left( \pi \cdot \left(\frac{5.51}{2}\right)^2 \cdot 0.005m \right) \cdot 7930 \frac{Kg}{m^3} = 945.5Kg$$

**Fondo superior**

$$D_{efs} = D_i + t = 5.5m + 2 \cdot 0.005m = 5.510m$$

$$r_{efs} = \frac{D_{efs}}{2} = \frac{5.510}{2} = 2.755m$$

$$h_{ifs} = 0.5m$$

$$h_{efs} = h_{ifs} + t = 0.5m + 0.005m = 0.505m$$

$$P_{fs} = \left( \frac{\pi \cdot r_{efs}^2 \cdot h_{efs}}{3} - \frac{\pi \cdot r^2 \cdot h_{efs}}{3} \right) \cdot \rho_{AlSi304} = \left( \frac{\pi \cdot 2.755^2 \cdot 0.505}{3} - \frac{\pi \cdot 2.75^2 \cdot 0.5}{3} \right) \cdot 7930 \frac{Kg}{m^3} = 429.5Kg$$

**Peso Equipo**

$$P_{eq} = P_{eq} + P_f + P_{fs} = 6240Kg + 945.5Kg + 429.5Kg = 7615Kg$$

**Peso en operación**

$$P_{op} = P_{eq} + V_{rt} \cdot \rho_p = 7615Kg + 187.56m^3 \cdot 723.80 \frac{Kg}{m^3} = 142912Kg$$



$$P_{op} = 142912Kg \cdot \frac{1Tm}{1000Kg} \cong 142.9Tm$$

#### Resistencia terreno

$$\frac{P_{op}}{A_{eq}} = \frac{142912Kg}{\pi \cdot \left(\frac{5.510}{2}m\right)^2 \cdot \frac{10000cm^2}{1m^2}} = 0.60 \frac{Kg}{cm^2}$$

#### Diseño del parque de tanques

MIE APQ-1

Cuadro II-6: Clase B

$$D_t = 0.5\phi_{tf} = 0.5 \cdot 5m = 2.75m$$

Cuadro II-6: Reducción por aplicación de 1 medida de protección nivel 2=0.8 (inertización)

$$D_t = 2.75m \cdot 0.8 = 2.2m$$

#### Dimensionamiento del cubeto

$$V_{cu}min = V_l = 187.56m^3 = L_{cu} \cdot W_{cu} \cdot h_{cu}$$

$$h_{cu} = 1m$$

#### Longitud del cubeto

$$L_{cu} = n_{tf} \cdot \phi_t + D_t + 1 \cdot D_{t-cu} = 2 \cdot 5.5 + 2.2m + 2 \cdot 1m = 15.2m$$

#### Anchura del cubeto

$$W_{cu} = n_{tf} \cdot \phi_t + D_t + 1 \cdot D_{t-cu} = 5.5 + 2 \cdot 1m = 7.5m$$

#### Distancia tanques-vallado

MIE

APQ-1

Cuadro II-1: 3.2 (Clase B)- 9. Vallado=20m

Cuadro II-2: Coeficiente de reducción por almacenaje 0.65

Cuadro II-4: Coeficiente de reducción por aplicación de 1 medida de protección nivel 2=0.5

$$D_{t-v} = 20m \cdot 0.65 \cdot 0.5 = 6.5m$$

### 11.2.5 DISEÑO DE TANQUES DE DIPB

El diseño del tanque de DIPB se ha llevado a cabo teniendo en cuenta su forma cilíndrica y en cono, ya que es la más adecuada para tanques de estas condiciones. A continuación se describe el diseño de este tanque:

#### Volumen



$$V_l = \frac{Qm \cdot t_{al}}{\rho_b} = \frac{341.54 \frac{Kg}{h} \cdot \frac{24 h}{1 día} \cdot 1 días}{702.50 \frac{Kg}{m^3}} = 11.67 m^3$$

**Sobredimensión 15%**

$$V_t = V_l \cdot 1.15 = 13.42 \cong 14 m^3$$

**Número de tanques:**

$$V_t = \frac{V_s}{n_t} = \frac{14 m^3}{1 \text{ tanque}} = 14 m^3$$

**Diámetro interno**

$$D_i = 2r$$

$$V_{dc} = \pi r^2 \cdot h$$

$$h \geq 1.5 \cdot D_i$$

$$V_t \cong V_{dc} = \pi \left(\frac{D_i}{2}\right)^2 \cdot 1.5 \cdot D_i$$

$$D_i = 2m$$

$$D_{id} = 2m$$

**Altura cilindro**

$$h = x \cdot D_{id}$$

$$x \geq 1.5$$

$$x = 2.3$$

$$h = 4.6m$$

**Volumen cilindro**

$$V_{dc} = \pi r^2 \cdot h$$

$$V_{dc} = \pi 1^2 \cdot 2.6m = 14.15 m^3$$

**Ocupación del benceno en tanques**

$$V_{rt} = \frac{V_l}{n_t}$$

$$\%Ocupado = \frac{V_{rt}}{V_{dc}} \cdot 100 = \frac{11.67}{14.15} \cdot 100 = 82.47\%$$

**Presión compuesto**

$$h_l = \frac{\frac{V_l}{n_t}}{\pi \cdot \left(\frac{D_i}{2}\right)^2} = \frac{11.67}{\pi \cdot \left(\frac{2}{2}\right)^2} = 3.71m$$



$$\Delta P_l = \rho_p \cdot g \cdot h_l = 702.5 \frac{Kg}{m^3} \cdot 9.81 \frac{m}{s^2} \cdot 3.71m \cdot \frac{1atm}{101325Pa} = 0.25atm$$

**Presión diseño teórico**

$$P_t = \Delta P_l + P_c + P_{atm} = (0.25 + 1 + 1)atm = 2.25atm$$

**Presión diseño**

$$P_d = P_t \cdot 1.15 = 1.15 (0.25 + 1 + 1)atm = 2.59atm$$

$$P_{de} = 1atm$$

**Temperatura de diseño**

$$T_d = T_t + 20^\circ C = 25^\circ C + 20^\circ C = 45^\circ C$$

**Espesores del tanque**

**Cilindro**

$$t = \frac{P_d \cdot r}{S \cdot E - 0.6 \cdot P_d} = \left( \frac{2.59atm \cdot \frac{14.7psi}{1atm} \cdot \left(\frac{2}{2}\right)m \cdot \frac{39.37inch}{1m}}{85000psi \cdot 0.85 - 0.6 \cdot 3atm \cdot \frac{14.7psi}{1atm}} \cdot \frac{1m}{39.37inch} + 0.001m + 0.0018m \right) \cdot \frac{1000mm}{1m} = 3.25mm \cong 4mm$$

**Externo**

$$P_a > P_{de}$$

$$P_a = \frac{4B}{3 \left(\frac{D_o}{t}\right)}$$

$$\frac{h}{D_i} = \frac{4.6}{2} = 2.3$$

$$\frac{D_i}{t} = \frac{5.5}{0.005} = 1100$$

$$A = 0.000015 \text{ (Fig UGO 28.0)}$$

$$B = 2000 \text{ (Fig UHA 28.1)}$$

$$P_a = \frac{4 \cdot 2300}{3 \left(\frac{5}{0.004}\right)} = 2.30atm$$

$$P_a > P_{de}$$

**Fondo inferior**

**API650 sección 5.6.3.2**



$$t = \frac{2.6 \cdot D(h_l - 1)G}{S} + C_1 = \frac{2.6 \cdot 2m \cdot (3.71m - 1) \cdot 9.8 \frac{m}{s^2}}{586.05MPa} + 1mm = 1.24mm$$

**API650 sección 5.6.1.1**

$$D_e < 50(ft) \rightarrow t = \frac{3}{16(inch)} = 5mm$$

**Peso**

$$D_e = D_i + t = 2m + (0.004m \cdot 2) = 2.008m$$

**Peso Cilindro**

$$\begin{aligned} P_{ceq} &= (V_{ext} - V_{int}) \cdot \rho_{AlSi304} = \left( \pi \cdot \left( \frac{D_e}{2} \right)^2 \cdot h_c - \pi \cdot \left( \frac{D_i}{2} \right)^2 \cdot h_c \right) \cdot \rho_{AlSi304} \\ &= \left( \pi \cdot \left( \frac{2.008}{2} \right)^2 \cdot 4.6 - \pi \cdot \left( \frac{2}{2} \right)^2 \cdot 4.6 \right) \cdot 7930 \frac{Kg}{m^3} = 919Kg \end{aligned}$$

**Peso Fondo superior e inferior**

$$P_f + P_{fs} = 2 \cdot \left( \pi \cdot \left( \frac{D_e}{2} \right)^2 \cdot t \right) \cdot \rho_{AlSi304} = 2 \cdot \left( \pi \cdot \left( \frac{2}{2} \right)^2 \cdot 0.004m \right) \cdot 7930 \frac{Kg}{m^3} = 199Kg$$

**Equipo**

$$P_{eq} = P_{ceq} + P_f + P_{fs} = 919Kg + 199Kg = 1118Kg$$

**Peso Prueba**

$$P_{op} = P_{eq} + V_{rt} \cdot \rho_p = 1118Kg + 11.67m^3 \cdot 1000 \frac{Kg}{m^3} = 12788Kg$$

$$P_{op} = 12788Kg \cdot \frac{1Tm}{1000Kg} \cong 12.79Tm$$

**Peso En operación**

$$P_{op} = P_{eq} + V_{rt} \cdot \rho_p = 1118Kg + 11.67m^3 \cdot 702.5 \frac{Kg}{m^3} = 9316Kg$$

$$P_{op} = 9316Kg \cdot \frac{1Tm}{1000Kg} \cong 9.3Tm$$

**Resistencia terreno**

$$\frac{P_{op}}{A_{eq}} = \frac{9316Kg}{\pi \cdot \left( \frac{2.008}{2} m \right)^2 \cdot \frac{10000cm^2}{1m^2}} = 0.30 \frac{Kg}{cm^2}$$

**Diseño del parque de tanques**

**Dimensionamiento del cubeto**

$$V_{cu}min = V_l = 11.67m^3 = L_{cu} \cdot W_{cu} \cdot h_{cu}$$



$$h_{cu} = 1m$$

**Longitud del cubeto**

$$L_{cu} = n_{tf} \cdot \phi_t + 1 \cdot D_{t-cu} = 1 \cdot 2m + 2 \cdot 1m = 4m$$

**Anchura del cubeto**

$$W_{cu} = n_{tf} \cdot \phi_t + 1 \cdot D_{t-cu} = 1 \cdot 2m + 2 \cdot 1m = 4m$$

**Distancia tanques-vallado**

MIE APQ-1

Cuadro II-1: 3.2 (Clase B)- 9. Vallado=20m

Cuadro II-2: Coeficiente de reducción por almacenaje 0.65

Cuadro II-4: Coeficiente de reducción por aplicación de 1 medida de protección nivel 2=0.5

$$D_{t-v} = 20m \cdot 0.65 \cdot 0.5 = 6.5m$$



$V_l$  = Volumen total compuesto

$V_s$  = Volumen sobredimensionado compuesto

$V_t$  = Volumen por tanque

$V_{dt}$  = Volumen diseño por tanque

$V_{rt}$  = Volumen compuesto en tanques

$V_{fs}$  = Volumen fondo Superior

$V_c$  = Volumen cilindro

$n_t$  = Número de tanques

$n_{tf}$  = Número de tanques por fila

$r_t$  = Radio tanque

$\Phi_t$  = Diametro tanque

$\Phi_{tf}$  = Diametro tanques en fila

$h_l$  = Altura líquido

$h_{tc}$  = Altura tanque toriesférico

$h_{fs}$  = Altura fondo superior

$\Delta P_l$  = Presión compuesto

$P_{atm}$  = Presión atmosferica

$P_c$  = Presión trabajo

$P_t$  = Presión total

$P_d$  = Presión diseño

$g$  = Gravedad

$Q_m$  = Caudal másico

$t_{al}$  = Tiempoalmacenamiento

$\rho_x$  = densidad compuesto

$T_d$  = Temperatura de diseño

$T_t$  = Temperatura tanque,

$P_h$  = Prueba hidraulica

$A_t$  = Area total

$A_h$  = Area corregida

$Q_f$  = Calor recibido en caso de fuego externo



$F = \text{Factor APQ001}$

$F_{tor} = \text{Factor espesor torisferico}$

$S_{m\acute{a}x} = \text{Tensi\’on m\acute{a}xima admisible}$

$PM_x = \text{Peso molecular (u. m. a.)}$

$L = \text{Longitud}$

$Cv = \text{Capacidad de venteo}$

$D_t = \text{Distancia entre tanques}$

$L_{cu} = \text{Longitud cubeto}$

$A_{oc} = \text{Area ocupada}$

$D_p = \text{Distancia entre pared y cubeto}$

$A = \text{Factor A (ASME)}$

$B = \text{Factor B (ASME)}$

$P_{de} = \text{Presi\’on dise\’no exterior}$

$t = \text{Grueso tanque}$



## 11.3 DISEÑO DEL MEZCLADOR

En la planta hay un mezclador de líquido donde dos corrientes de benceno se mezclan para producir una mezcla homogénea que servirá de materia prima del proceso. Para el diseño de este se ha usado un cálculo manual del volumen de este y sus dimensiones (diámetro y altura) y también se han hecho los cálculos del agitador.

Para poder determinar las dimensiones y potencia del agitador se han seguido unas correlaciones (J.H Rushton, E.W. Costich y H.J. Everett, 1950). A continuación se exponen los pasos seguidos.

### 11.3.1 CÁLCULO DEL VOLUMEN, DIÁMETRO Y ALTURA DEL MEZCLADOR

El tanque mezclador será cilíndrico con los fondos toriesféricos y para empezar se escoge primero un tiempo de residencia del mezclador de 10 minutos para calcular el volumen:

#### Volumen

$$V_l = Qv \cdot t_r = 18.51 \frac{m^3}{h} \cdot \frac{1h}{60 \text{ min}} \cdot 10 \text{ min} = 3.085m^3$$

#### Sobredimensión 15%

$$V_s = V_l \cdot 1.15 = 3.085m^3 \cdot 1.15 = 3.55m^3 = 3.7m^3$$

#### Diámetro y altura de tanque

Escogemos diámetro de 1.4m

$$\phi_t = 1.4m$$

Escogemos altura de 2.4m

$$H_t = 2.4m$$

#### Ocupación del benceno

$$V_{rt} = \frac{V_l}{n_t}$$

$$\%Ocupado = \frac{V_{rt}}{V_{dt}} \cdot 100 = \frac{3.085}{3.7} \cdot 100 = 83.41\%$$



### 11.3.2 CÁLCULO DEL AGITADOR

Los agitadores de turbina son los más adecuados para mezclas bajas de viscosidad, como las que hay en este proceso. Así pues, este agitador será de modelo turbina esquematizado a continuación. Para su dimensionado se han usado las correlaciones explicadas a continuación, además del gráfico de .H Rushton, E.W. Costich y H.J. Everett, 1950.

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

Estas fracciones equivalen a la figura siguiente:

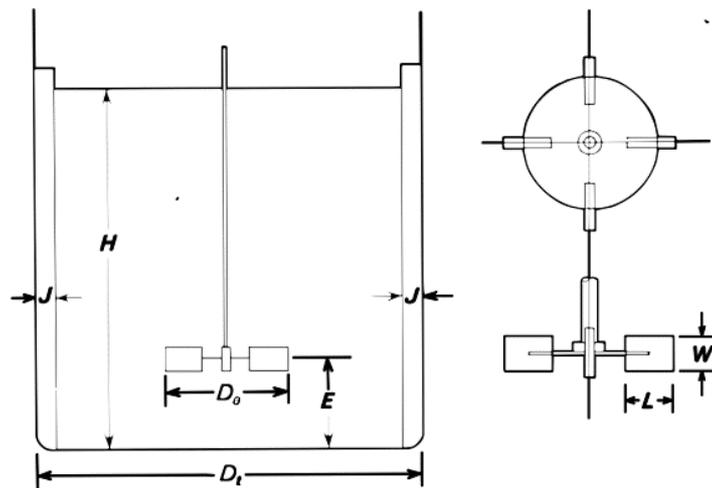


Figura 11.1 Relaciones de medidas entre el mezclador y el agitador.

En un tanque cilíndrico agitado por una turbina central, la dimensión característica es el diámetro del agitador  $D_a$ . La velocidad es  $N \cdot D_a$ , donde  $N$  es la velocidad rotacional. Así pues se calcula el número de Reynolds, sabiendo que será turbulento para Reynolds mayores a 10000.

Cogiendo un valor común de  $N = 3$ ,

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot D_a^2}{\mu} = \frac{850.5 \frac{kg}{m^3} \cdot 3 \cdot 0.47^2}{0.00049 \frac{kg}{m \cdot s}} = 1130000$$

Una vez se ha calculado el Reynolds, se obtiene a partir del gráfico siguiente el número de potencia ( $N_p$ ):



Figura 7.24 Correlación entre el número de potencia y el número de Reynolds para una turbina Rushton, canaleta y hélice marí inyección de aire. (De J.H. Rushton, E.W. Costich y H.J. Everett, 1950, Power characteristics of mixing impellers. Parts I and II *Eng. Prog.* 46, 395-404, 467-476).

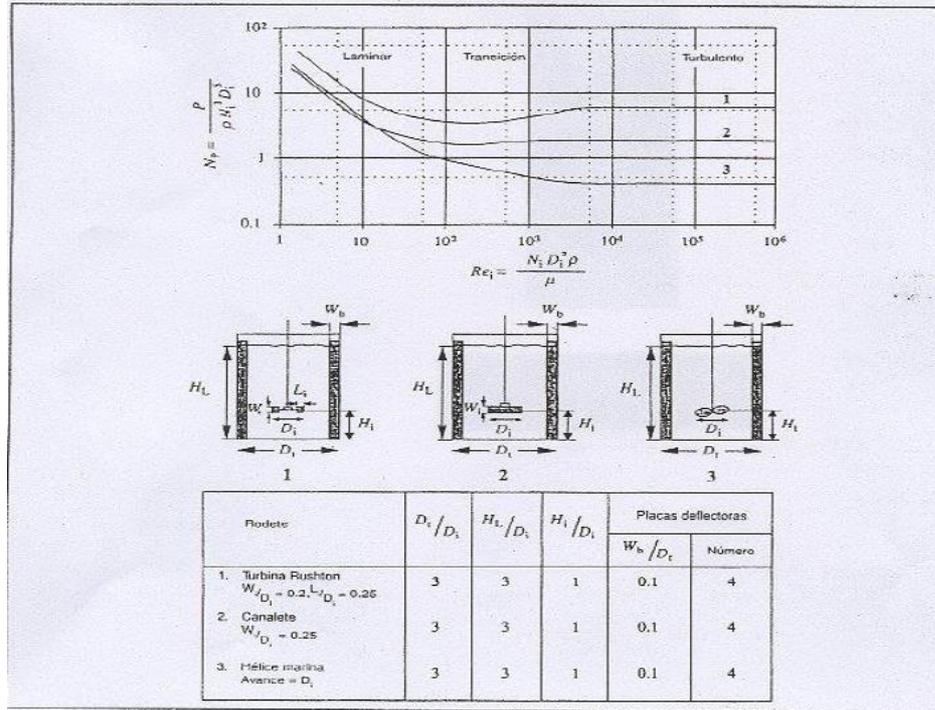


Figura 21.2 Relaciones entre Reynolds i velocidad de agitador.

Así pues, se obtiene un  $N_p = 8$  que nos servirá para el cálculo de la potencia del agitador con la siguiente ecuación:

**Potencia**

$$P = N_p \cdot N^3 \cdot D a^5 \cdot \rho = 8 \cdot 3^3 \cdot 0.47^5 \cdot 850.5 = 4065w = 4.065 kW$$

La potencia real, con un rendimiento del motor del 70% será:

$$Pr = \frac{4.065}{0.7} kW = 5.8 kW$$



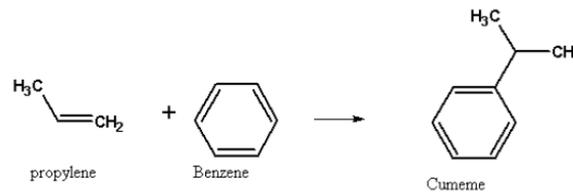
## 11.4 DISEÑO DEL REACTOR

El diseño del reactor se ha realizado en tres fases. Primero, la obtención de información de patentes sobre la reacción y el reactor; segundo, el estudio mediante la herramienta ASPEN HYSYS para obtener los parámetros de proceso; y, por último, el diseño mecánico mediante el programa ASPEN Exchanger Design and Rating.

### 11.4.1 INFORMACIÓN DE LA REACCIÓN

La información obtenida sobre la obtención de cumeno a partir de la alquilación de benceno, muestra que no se sintetiza únicamente cumeno, sino que existe una reacción paralela de formación de DIPB. Las dos reacciones y sus respectivos datos cinéticos se muestran a continuación:

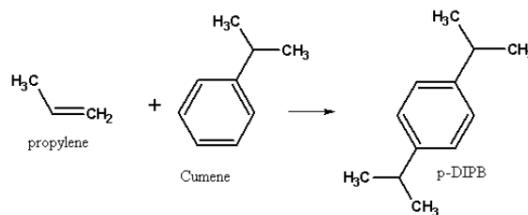
- Reacción síntesis de cumeno



**Tabla 11.1 Datos cinéticos reacción de síntesis de cumeno:**

Datos cinéticos reacción cumeno	
Velocidad de reacción (Kmol/ m <sup>3</sup> · s)	$r = K \cdot C_{\text{propileno}} \cdot C_{\text{benceno}}$
A (m <sup>3</sup> /Kmol·s)	$2,8 \cdot 10^7$
E (kJ/kmol)	104174

- Reacción síntesis de DIPB



**Tabla 11.2 Datos cinéticos reacción de síntesis de DIPB:**

Datos cinéticos reacción DIPB	
Velocidad de reacción (Kmol/ m <sup>3</sup> · s)	$r = K \cdot C_{\text{propileno}} \cdot C_{\text{cumeno}}$
A (m <sup>3</sup> /Kmol·s)	$2,32 \cdot 10^9$
E (kJ/kmol)	146742

Para conseguir una mayor selectividad, la reacción es catalizada mediante zeolita, donde se consigue que por cada 30 moles de cumeno, solo se forme 1 mol de DIPB.



La información obtenida sobre el reactor, siguiendo el diseño de Turton et al para la síntesis de cumeno, es la siguiente:

- El reactor es multitubular de lecho fijo, consta de 342 tubos de 6 metros y 5 milímetros de grosor.
- El reactor consta de una camisa para retirar la calor y así conseguir el perfil de temperaturas,  $T_{\text{entrada}} = 360^{\circ}\text{C}$  y  $T_{\text{salida}} = 427^{\circ}\text{C}$ . Porque las dos reacciones descritas anteriormente son exotérmicas.
- El 50% del volumen del reactor está ocupado por la zeolita.

### 11.4.2 OPERACIÓN DEL REACTOR (ASPEN HYSYS)

Antes de empezar con la simulación del reactor en operación, se define las reacciones de cumeno y DIPB que ocurren en el reactor, como muestra las siguientes figuras:

Active Reactions	Type	Configured	Operations Attached
Cumene	Heterogeneous Catalytic	✓	PFR-100
DIPB	Heterogeneous Catalytic	✓	

Figura 11.3 Definición de las reacciones del proceso.



Stoichiometry Reaction Rate

Stoichiometry

Component	Mole Wt.	Stoich Coeff
Propene	42.081	-1.000
Benzene	78.110	-1.000
Cumene	120.194	1.000
14-IP-BZ	162.274	0.000
<b>**Add Comp**</b>		

Balance

Balance Error	0.00000
Reaction Heat (25 C)	-9.9e+04 kJ/kgmole

Basis

Basis	Molar Conc'n
Base Component	Propene
Rxn Phase	VapourPhase
Min. Temperature	-273.1 C
Max Temperature	3000 C

Basis Units:

Rate Units:

Ready Kinetics Help

Figura 11.4 Estequiometria reacci3n de sntesis de cumeno.

Stoichiometry Reaction Rate

Numerator

Forward Reaction

A	2.8000e+07
E	1.0417e+005
B	<empty>

Reverse Reaction

A'	<empty>
E'	<empty>
B'	<empty>

Components	Forward Order	Reverse Order
Propene	1.000	0.0000
Benzene	1.000	0.0000
Cumene	0.0000	0.8000
14-IP-BZ	0.0000	0.0000
<empty>		

Denominator

Component Exponents				Denominator Exponent
A	E [kJ/kgmole]	Propene	Benze	
<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	1

Delete Row

Ready Kinetics Help

Figura 11.5 Cin3tica reacci3n de sntesis de cumeno.



Stoichiometry Reaction Rate

Stoichiometry

Component	Mole Wt.	Stoich Coeff
Propene	42.081	-1.000
Cumene	120.194	-1.000
14-iP-BZ	162.274	1.000
**Add Comp**		

Balance

Balance Error	0.00000
Reaction Heat (25 C)	-1.0e+05 kJ/kgmole

Basis

Basis	Molar Conc'n
Base Component	Cumene
Rxn Phase	VapourPhase
Min. Temperature	-273.1 C
Max Temperature	3000 C

Basis Units: *kmole/m3*

Rate Units: *kmole/m3-s*

Ready Kinetics Help

Figura 11.6 Estequiometria reacci3n de sntesis de DIPB.

Stoichiometry Reaction Rate

Numerator

Forward Reaction

A	2.3200e+09
E	1.4674e+005
B	<empty>

Components	Forward Order	Reverse Order
Propene	1.000	0.0000
Cumene	1.000	0.0000
14-iP-BZ	0.0000	1.000
<empty>		

Reverse Reaction

A'	<empty>
E'	<empty>
B'	<empty>

Denominator

Component Exponents				Denominator Exponent
A	E [kJ/kgmole]	Propene	Cume	
<empty>	<empty>	<empty>		1

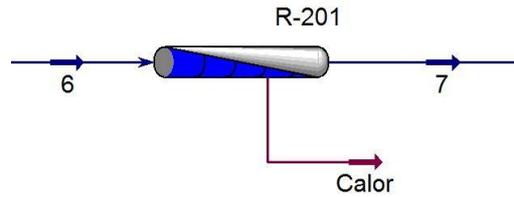
Delete Row

Ready Kinetics Help

Figura 11.7 Cin3tica reacci3n de sntesis de DIPB.

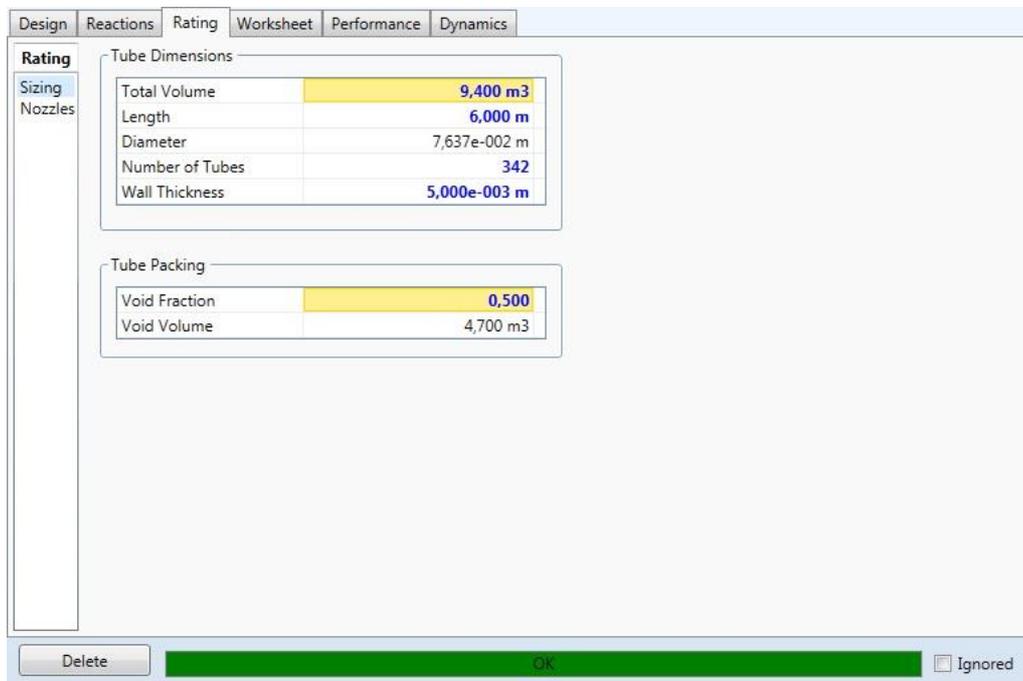


Una vez descritas las reacciones en el programa se procede a hacer la simulación del reactor, para ello se selecciona el reactor tubular (Plug Flow Reactor). El esquema de este equipo dentro del simulador obtiene la siguiente forma:



**Figura 11.8** Esquema de la simulación del reactor.

Como se puede observar, antes del diseño del reactor es necesario conocer las condiciones en las que proviene el corriente de alimento (6), el cual es el resultado de los diferentes pretratamientos, ya sea por su acondicionamiento térmico o por la compresión de los reactivos. Conocidos los parámetros de este caudal, se procede a especificar el reactor, con los datos encontrados del proceso de Turton et al, como muestran las figuras siguientes:



**Figura 11.8** Diseño tubos y ocupación de zeolita en el reactor.

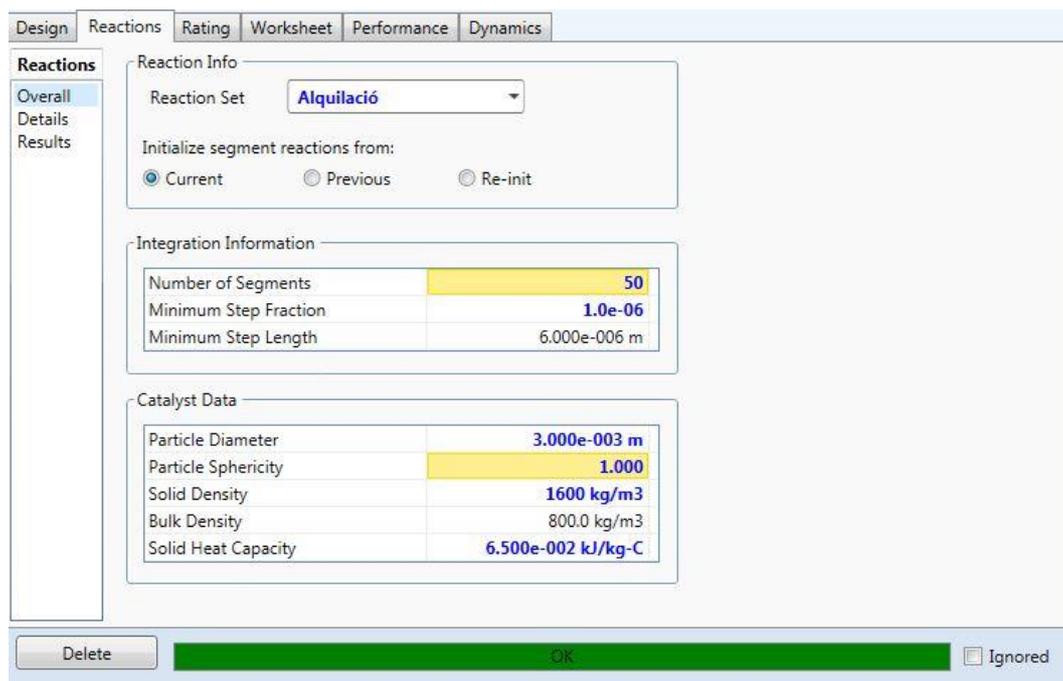


Figura 11.9 Longitud del reactor y especificaciones del catalizador.

Una vez introducido todos los datos y marcando que la temperatura de salida del reactor es de 427°C, se consigue los diferentes perfiles de la reacción (conversión, concentración, etc); y se define el corriente de salida del reactor (7).

### 11.4.3 DISEÑO DEL REACTOR

Con los datos del corriente de salida del reactor, se procede al diseño de la coraza del reactor, utilizando como herramienta ASPEN Exchanger Design and Rating, visto anteriormente en el diseño de intercambiadores. Para el diseño del reactor se utiliza la misma estructura de diseño y la misma forma que un intercambiador de coraza y tubos.

El único dato que no es posible conseguir con el programa comentado anteriormente es el cálculo del peso de zeolita. Este se ha obtenido a partir de la siguiente ecuación:

$$W = V \cdot \rho_b = V \cdot (1 - \theta) \cdot \rho_c$$

Dónde:

- $W$  = masa de catalizador (Kg)
- $V$  = volumen del reactor ( $m^3$ ) = 9,4  $m^3$
- $\rho_b$  = bulk density ( $Kg/m^3$ ) = 800  $Kg/m^3$
- $\rho_c$  = densidad del catalizador ( $Kg/m^3$ ) = 1600  $Kg/m^3$
- $\theta$  = porosidad o fracción del vacío = 0,5

El resultado obtenido es:  $W = 9,4 \text{ m}^3 \cdot 800 \text{ Kg/m}^3 = 9,4 \text{ m}^3 \cdot (1 - 0,5) \cdot 1600 \text{ Kg/m}^3 = 7519,74 \text{ Kg}$



## 11.5 DISEÑO DE LA COLUMNA FLASH

En la planta hay una columna de destilación de platos (C-301) y este apartado del manual de cálculos trata del diseño de una columna flash. Para este se ha usado el software informático de simulación de procesos químicos Aspen Hysys® debido a su simplicidad y a la fiabilidad de sus resultados.

Para poder determinar las dimensiones de la columna flash se han usado procedimientos empíricos, sacados de la bibliografía (Phillip C. Wankat, 2011). A continuación se exponen los pasos seguidos:

### 11.5.1 CÁLCULO DEL DIÁMETRO, ÁREA Y ALTURA DE LA COLUMNA

- Primero se calcula  $F_{lv}$ , que es la relación de caudales, a partir de las densidades y los caudales másicos en la columna:

$$F_{lv} = \frac{L_{m\acute{a}sico}}{V_{m\acute{a}sico}} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} = \frac{18550}{2848} \sqrt{\frac{3.5}{802}} = 0.43$$

- Luego se calcula  $K_{drum}$ , que es una constante empírica que depende de la relación de caudales  $F_{lv}$  y que nos servirá para calcular velocidad permitida de vapor,  $U_p$  (m/s) que es la velocidad máxima del vapor a la zona de máxima área transversal:

$$K_{drum} = e^{[A + B \cdot \ln(F_{lv}) + C \cdot \ln(F_{lv})^2 + D \cdot \ln(F_{lv})^3 + E \cdot \ln(F_{lv})^4]} = 0.2644 \text{ ft/s} = 0.0806 \text{ m/s}$$

Donde A, B, C E y D son constantes empíricas (Blackwell, 1984):

$$\begin{aligned} A &= -1,877478097 \\ B &= -0,8145804597 \\ C &= -0,1870744085 \\ E &= -0,0010148518 \\ D &= -0,0145228667 \end{aligned}$$

- A continuación se calcula la velocidad permitida de vapor,  $U_p$  (m/s), ya mencionada anteriormente:

$$U_p = K_{drum} \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_L}} = 0.0806 \text{ m/s} \cdot \sqrt{\frac{802 - 3.5}{802}} = 0.0804 \text{ m/s}$$

- A continuación se calcula el área de paso, A (m<sup>2</sup>)

$$A = \frac{V \cdot M_w}{U_p \cdot \rho_v} = \frac{35.92 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \cdot 44,36 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}}{3600 \frac{\text{s}}{\text{h}} \cdot 0.0804 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 3.5 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}} = 1.57 \text{ m}^2$$



- A continuación se calcula el diámetro, D (m)

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 1.41 \text{ m}$$

- A continuación se calcula la altura, H (m)

$$H/D = 4$$

$$H = 4 \cdot 1.41 = 5.66 \text{ m}$$

### 11.5.2 PARÁMETROS DE DISEÑO OBTENIDOS CON HYSYS

Paralelamente a los cálculos a mano de la columna flash, se ha simulado también con la ayuda del programa ya mencionado Aspen Hysys. Este programa usa un tanque normal y corriente para su diseño, que a su vez tiene entrada y salida de líquido y gas en la parte superior e inferior y tiene los fondos toriesféricos. En este caso se ha cambiado el fondo superior por un fondo plano abrible, ya que al tener un diámetro pequeño las bocas de hombre no podían ser instaladas y no se podía acceder al interior de este equipo.

A continuación se exponen los resultados en forma de figuras sacadas de esta simulación:

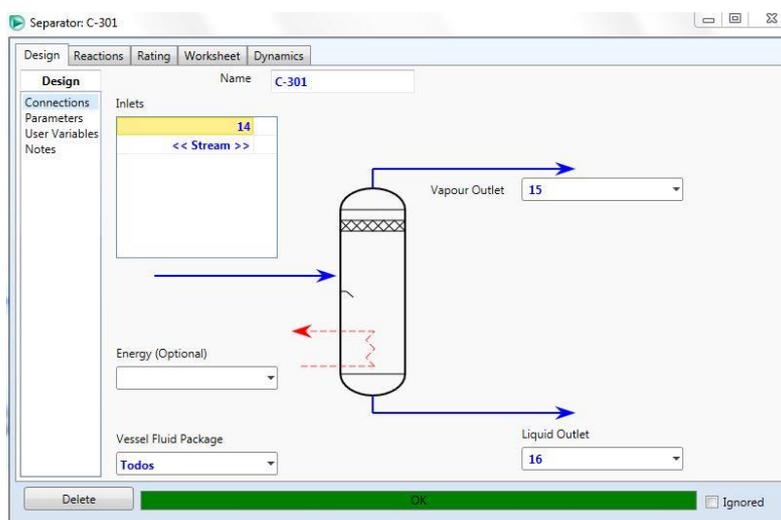


Figura 31.10 Columna flash en ambiente HYSYS.



Separator: C-301

Design Reactions Rating Worksheet Dynamics

**Worksheet**

Name	14	16	15
Vapour	0,1696	0,0000	1,0000
Temperature [C]	90,00	90,00	90,00
Pressure [kPa]	175,0	175,0	175,0
Molar Flow [kgmole/h]	225,4	187,2	38,23
Mass Flow [kg/h]	2,081e+004	1,855e+004	2256
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	24,80	21,47	3,330
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	1,467e+004	1,185e+004	2,848e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-30,96	-51,24	68,35
Heat Flow [kJ/h]	3,306e+006	2,217e+006	1,089e+006

Delete OK Ignored

Figura 11.11 Propiedades de corrientes en la columna flash en ambiente HYSYS.

Sizing Results

Diameter [m]	0,9144
Total Length [m]	5,029
L/D Ratio	5,000
Max. Allow. Vap. Velocity [m/s]	0,5231
Demister Thickness [mm]	-0,0000
Liq. Residence Time [seconds]	000:05:0,00
Liq. Surge Height [m]	3,009
LLSD [m]	0,6096
Liq. Res. Time at LLSD [seconds]	000:00:54,56

Figura 11.12 Propiedades mecánicas y de operación de la columna flash en ambiente HYSYS.



### 11.5.3 COMPARACIÓN DE RESULTADOS

En la siguiente tabla se encuentran los resultados del diseño de la columna obtenidos con el hysys y los obtenidos mediante cálculos y correlaciones:

**Tabla 11.3 Resultados mediante HYSYS y mediante cálculo manual:**

Parámetro	Resultados HYSYS	Resultados correlaciones
Diámetro (m)	0.92	1.41
Altura (m)	5.1	5.66
Presión de diseño (bar)	1.75	1.75

Como se puede ver en la tabla los resultados del diseño de la columna obtenidos con el hysys y los obtenidos mediante cálculos y correlaciones son similares y eso da más fiabilidad a los resultados obtenidos. No obstante, el diámetro es un poco mayor, a causa del tiempo de residencia elegido en HYSYS. A mayor tiempo de residencia, mayor el volumen necesario y mayor el diámetro de la columna.



## 11.6 DISEÑO DE COLUMNAS DE DESTILACIÓN DE PLATOS

En la planta hay dos columnas de destilación de platos (C-302 y C-303) y este apartado del manual de cálculos trata del diseño de una columna de platos. Para este se ha usado el software informático de simulación de procesos químicos Aspen Hysys® debido a su simplicidad y a la fiabilidad de sus resultados.

Primero de todo se ha tenido que tomar la decisión del tipo de columna de destilación que se va a usar. Las columnas de relleno son adecuadas para las condiciones siguientes:

**Tabla 11.4 Condiciones favorables para columnas de relleno:**

Columna de relleno
Diámetros de columna pequeños (<0.6m)
Presiones bajas
Pérdida de carga bajas
Buenas para sustancias corrosivas
Sustancias que generan grumos y espuma

Las columnas de platos son adecuadas para las condiciones siguientes:

**Tabla 11.5 Condiciones favorables para columnas de platos:**

Columna de platos
Diámetros de columna grandes (>0.6m)
Caudales bajos de líquidos
Costes menores de mantenimiento
Mayor facilidad de limpieza
Rango de operación más amplio y variable

Así pues, las columnas que se van a usar serán de platos, ya que tienen diámetros mayores a 0.6m y los caudales de líquido no son muy elevados.

### 11.6.1 DISEÑO MECÁNICO DE LA COLUMNA DE PLATOS

El diseño de las columnas de platos ha sido el mismo para las dos columnas C-302 y C-303 y se ha tomado como ejemplo el diseño de la **Columna C-302**.

Para el diseño de las columnas se ha usado el método riguroso, método multicomponente que agrupa balances de materia y energía con equilibrio etapa a etapa. Además, se han calculado algunas propiedades estructurales sin la ayuda de HYSYS: el diámetro y la altura de la columna y el diseño de los platos con las ecuaciones nombradas más adelante y se han comparado con los resultados obtenidos mediante hysys.

A continuación se describirá la columna C-302 brevemente:



Se trata de una columna de platos que servirá para separar benceno (destilado) con una pureza cerca del 94%, con el fin de ser recirculado posteriormente al inicio del proceso como materia prima. La columna y sus flujos están expuestos a continuación:

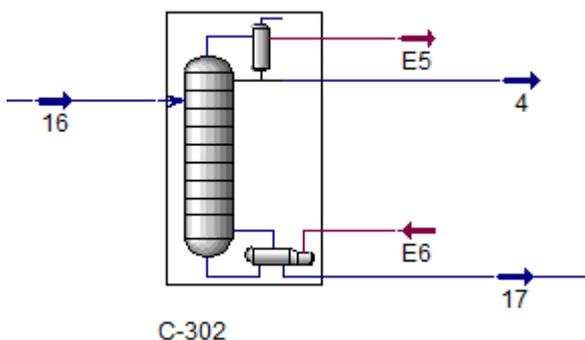


Tabla 11.6 **Flujos en la columna C-302:**

Flujos másicos (kg/h)		
Alimento (16)	Destilado (4)	Residuo (17)
18551	7161	11390

Figura 11.14 Columna de platos C-302 (HYSYS).

A

continuación se muestran las figuras extraídas de la simulación con el programa HYSYS de la columna C-302:

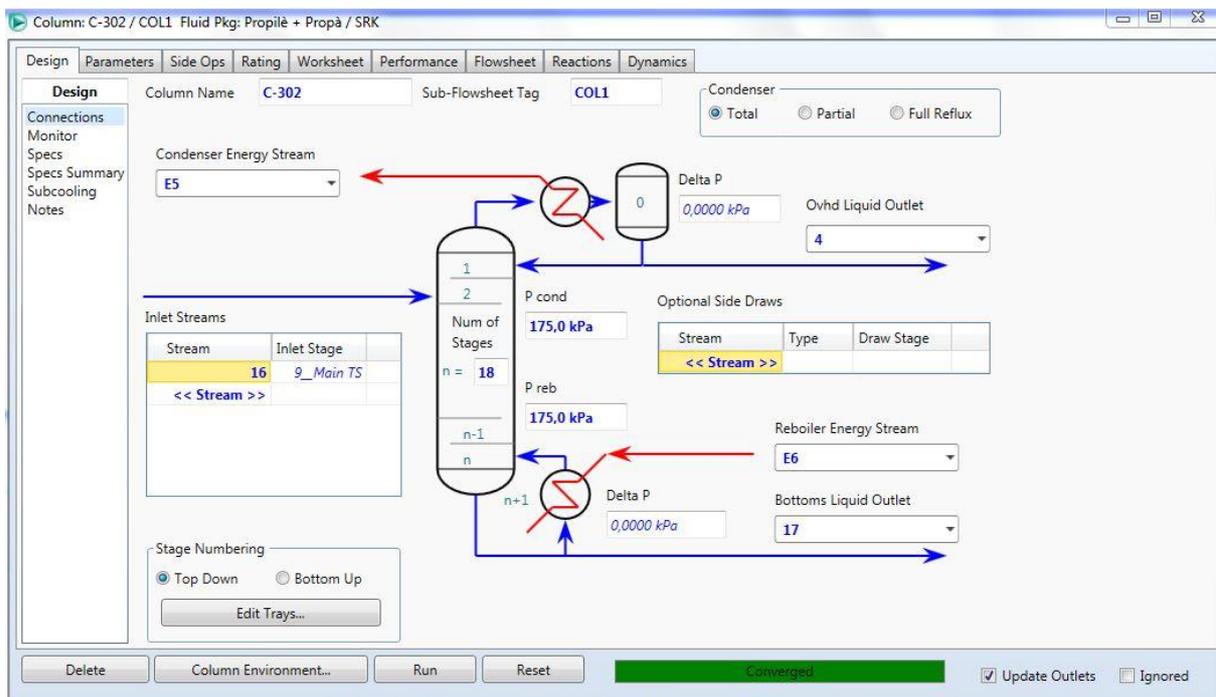


Figura 11.15 Columna de platos en ambiente HYSYS.



Column: C-302 / COL1 Fluid Pkg: Propilè + Propà / SRK

Design Parameters Side Ops Rating Worksheet Performance Flowsheet Reactions Dynamics

**Worksheet**

Name	12 @COL1	15 @COL1	16 @COL1
Vapour	0,0000	0,0000	0,0000
Temperature [C]	90,00	53,88	176,5
Pressure [kPa]	175,0	175,0	175,0
Molar Flow [kgmole/h]	187,2	93,00	94,17
Mass Flow [kg/h]	1,855e+004	7161	1,139e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	21,47	8,297	13,17
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	1,185e+004	-4,697e+004	-5577
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-51,24	-121,1	47,63
Heat Flow [kJ/h]	2,217e+006	4,369e+006	-5,252e+005

Delete Column Environment... Run Reset **Converged**  Update Outlets  Ignored

**Figura 11.16** Propiedades de corrientes en ambiente HYSYS.

Column: C-302 / COL1 Fluid Pkg: Propilè + Propà / SRK

Design Parameters Side Ops Rating Worksheet Performance Flowsheet Reactions Dynamics

**Performance**

Reflux Ratio: 0,5000  
Boilup Ratio: 1,938

Flows  Energy

Basis:  Molar  Mass  Ideal Liq Vol  
 Liq Vol @Std Cond  Act. Volume

	Temperature [C]	Pressure [kPa]	Net Liquid [kg/h]	Net Vapour [kg/h]	Net Feed [kg/h]	Net Draws [kg/h]	Duty [kJ/h]
E-302	53,88	175,0	3580,48			7160,8	5,027e+006
1__Main TS	102,2	175,0	4117,90	10741,3			
2__Main TS	111,4	175,0	4035,36	11278,7			
3__Main TS	120,6	175,0	4060,69	11196,2			
4__Main TS	126,3	175,0	4112,70	11221,5			
5__Main TS	128,8	175,0	4142,17	11273,5			
6__Main TS	129,8	175,0	4154,06	11303,0			
7__Main TS	130,2	175,0	4157,23	11314,9			
8__Main TS	130,3	175,0	4153,32	11318,0			
9__Main TS	130,5	175,0	26184,4	11314,1	18551		
10__Main TS	148,9	175,0	28433,6	14794,3			
11__Main TS	164,0	175,0	30895,7	17043,6			
12__Main TS	171,8	175,0	32434,5	19505,6			
13__Main TS	174,7	175,0	33071,8	21044,5			
14__Main TS	175,7	175,0	33290,5	21681,8			
15__Main TS	176,0	175,0	33360,4	21900,4			
16__Main TS	176,1	175,0	33381,8	21970,4			
17__Main TS	176,1	175,0	33385,5	21991,8			
18__Main TS	176,2	175,0	33370,4	21995,4			
E-304	176,5	175,0	21980,3			11390	6,653e+006

Delete Column Environment... Run Reset **Converged**  Update Outlets  Ignored

**Figura 11.17** Flujos en los platos en ambiente HYSYS.



### 11.6.2 CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA COLUMNA

Según el programa HYSYS, las columnas disponen de dos secciones de diámetros diferentes que están en función de las velocidades del líquido y vapor de cada plato: a mayor velocidad, mayor diámetro. No obstante, las columnas diseñadas para la planta son con un mismo diámetro a lo largo de toda la columna ya que los costes de construcción con diferentes diámetros aumentan sustancialmente.

A continuación se procede al diseño del diámetro de la columna, partiendo de datos físicos obtenidos con HYSYS:

**Tabla 11.7 Propiedades para el cálculo del diámetro i la altura de columna C-302:**

Propiedades en el plato del alimento de C-302 (HYSYS)	
Presión (kPa)	175
PM vapor (g/mol)	99.1
PM líquido (g/mol)	99.1
Temperatura (°C)	130,5
$\rho$ líquido (kg/m <sup>3</sup> )	802
$\rho$ vapor (kg/m <sup>3</sup> )	3.5
Tensión superficial (N/m)	0.0199
Caudal líquido (kg/h)	26180
Caudal Vapor (kg/h)	11310
Espacio entre platos (mm)	610
Relación de reflujo	0.5
Número de platos	18

A continuación se describe paso a paso el cálculo del diámetro de columna:

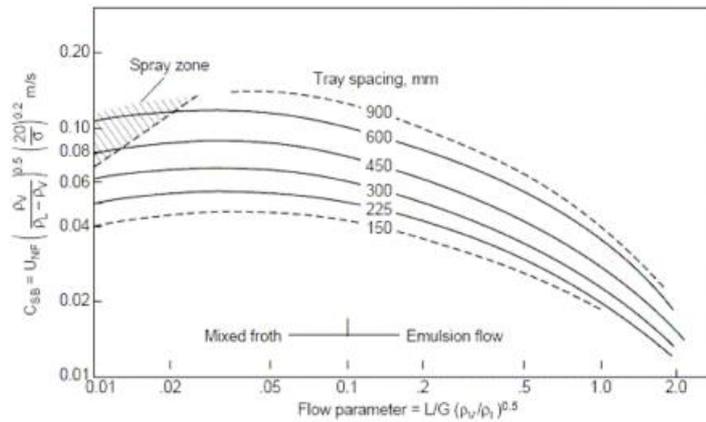
- Cálculo de la velocidad de inundación
  - o Cálculo de la relación de caudales  $F_{lv}$  a partir de las densidades y los caudales másicos

$$F_{lv} = \frac{L_{m\acute{a}sico}}{V_{m\acute{a}sico}} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} = \frac{26180}{11310} \sqrt{\frac{3.5}{802}} = 0.1529$$

- o Cálculo del factor de capacidad (Cf) con la correlación de Fair

A partir de la relación de caudales  $F_{lv}$  y con la ayuda del gráfico de correlaciones de Fair encontramos el factor de capacidad

$$C_{SB} = 0.092$$



**Figura 11.18** Correlación de Fair para el cálculo del factor de capacidad  $C_{SB}$  en columnas de platos tipo Sieve, Valve y Bubble Cap).

Así pues, una vez conocido el valor de  $C_{sb}$  se calcula la velocidad superficial a las condiciones de inundación:

$$u_f = C_{sb} \left( \frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} = 0.092 \cdot \left( \frac{0.0993}{20} \right)^{0.2} \sqrt{\frac{802 - 3.5}{3.5}} = 0.48 \text{ m/s}$$

El porcentaje de inundación al que se trabajará es del 80%, según Mellborm y Jones. Así pues, La velocidad de operación será:

$$u_{op} = 0.8 \cdot u_f = 0.39 \text{ m/s}$$

Cálculo del diámetro

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{m\acute{a}sico}}{\pi \cdot \rho_V \cdot u_{op}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 11310 \text{ kg/h}}{\pi \cdot 3.5 \text{ kg/m}^3 \cdot 0.39 \text{ m/s} \cdot 3600 \text{ s}}} = 1.71 \text{ m}$$

### 11.6.3 CÁLCULO DE LA ALTURA DE LA COLUMNA

Para el cálculo de la altura de la columna simplemente se ha multiplicado el número de platos por la distancia entre ellos, consiguiendo así la altura total que ocupan.

$$H_c = 18 \cdot 0.61 \text{ m} = 10.98 \text{ m}$$



#### 11.6.4 COMPARACIÓN DE RESULTADOS

En la siguiente tabla se encuentran los resultados del diseño de la columna obtenidos con el HYSYS y los obtenidos mediante cálculos y correlaciones:

**Tabla 11.8 Resultados mediante HYSYS y mediante cálculo manual:**

Parámetro	Resultados HYSYS	Resultados correlaciones
Diámetro (m)	1.68	1.71
Número de etapas	18	18
Altura de platos (m)	0.61	0.61
Altura (m)	11	10.98
Presión de diseño (bar)	1.75	1.75
$\Delta P$ /plato (mBar)	0	6.89

Como se puede ver en la tabla los resultados del diseño de la columna obtenidos con el hysys y los obtenidos mediante cálculos y correlaciones son similares y eso da más fiabilidad a los resultados obtenidos.



## 11.7 DISEÑO DE INTERCAMBIADORES

Los intercambiadores son equipos altamente utilizados en la industria. En la planta ARROL se dispone de un total de 10 intercambiadores, de entre los cuales se pueden diferenciar intercambiadores de carcasa y tubos, condensadores de columnas y kettle-reboilers de las columnas de destilación. Tanto en los kettle-reboilers como en los condensadores se produce un cambio de fase. En cambio, se pueden encontrar intercambiadores de carcasa y tubos con y sin cambio de fase.

A continuación, se presentan las principales características de cada uno de los tipos de intercambiadores utilizados:

- Intercambiadores de carcasa y tubos: Es el tipo de intercambiador más utilizado en la industria, presentan una gran diversidad de configuraciones y permiten trabajar en un amplio rango de temperaturas y presiones. Además, presentan grandes áreas de contacto, de hasta 6000 m<sup>2</sup>, de manera que se pueden utilizar en casos en que se requiera tener un gran intercambio de calor entre el fluido de proceso y el fluido refrigerante. Otra de las ventajas que presentan son su bajo coste y su fácil operación.  
Como su nombre indica consiste en una carcasa cilíndrica que presenta en su interior un haz de tubos cilíndricos, con su eje paralelo al eje de la carcasa. Los tubos pueden ser lisos, aleteados, longitudinales y también pueden ser rectos o curvados en U.
- Kettle-reboilers: Son intercambiadores de carcasa y tubos especiales, que se utilizan en fondos de columnas de destilación para evaporar parte del corriente de entrada del intercambiador, crear el reflujo y proporcionar el calor de reebullición que se necesita para la destilación.
- Condensadores de columnas: También son intercambiadores de carcasa y tubos, pero el fluido de proceso entra en fase gas y pasa a líquido. El refrigerante, que es agua que viene de torre de refrigeración a 30°C y sale a 40°C, circula por carcasa y el fluido de proceso circula por tubos.

Todos los intercambiadores han sido diseñados con el programa ASPEN Exchanger Design and Rating que permite el diseño de los diferentes tipos de intercambiadores y presenta una extensa base de datos de propiedades físicas y modelos termodinámicos.

Se considera una de las elecciones más importantes la distribución de los fluidos en el intercambiador, ya que según esta decisión el tamaño del intercambiador puede variar considerablemente al tener mejor o peor aprovechamiento del calor. Seguidamente, se muestran las reglas básicas de asignación de los fluidos:

- o El fluido a mayor temperatura circula por tubos.
- o El fluido a mayor presión circula por tubos.
- o El fluido más corrosivo circula por tubos.
- o El fluido más tóxico circula por tubos.
- o El fluido más sucio circula por tubos.
- o El fluido con menos pérdida de presión circula por carcasa.
- o El fluido más viscoso circula por carcasa.



- El fluido con menos caudal circula por carcasa.
- El fluido a condensar circula por carcasa

Evidentemente, muchas veces se ha de llegar a una solución de compromiso al decidir la distribución de los fluidos y decidir qué parámetro será más influyente en el resultado final.

Seguidamente se presentan el esquema realizado para la obtención del diseño de todos los intercambiadores de calor, ya sea para cualquiera de los tres tipos realizados anteriormente:

1) Selección del tipo de intercambiador a diseñar:

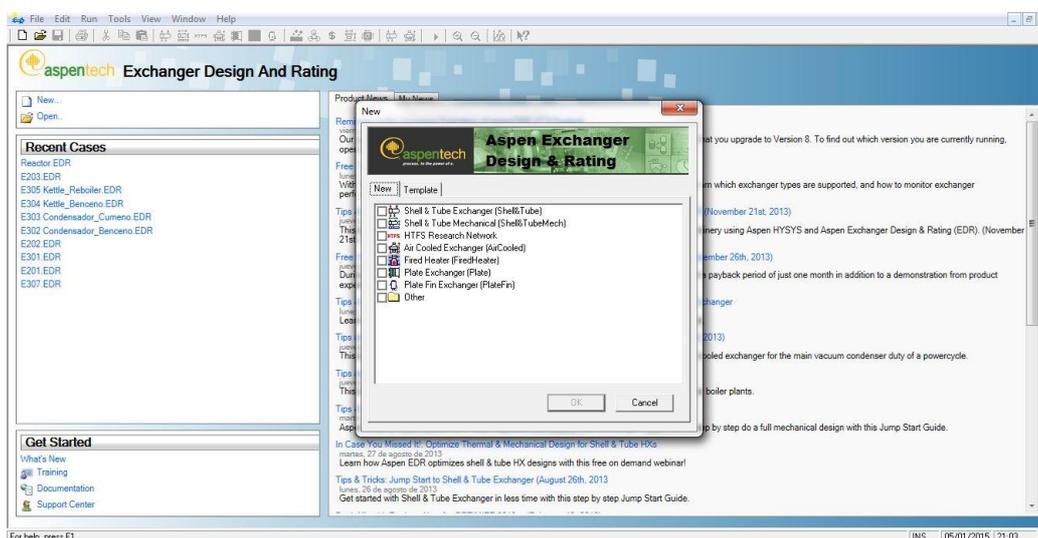


Figura 11.19 Selección del tipo de intercambiador.

2) Se introduce los parámetros de las corrientes que entran y salen del intercambiador:

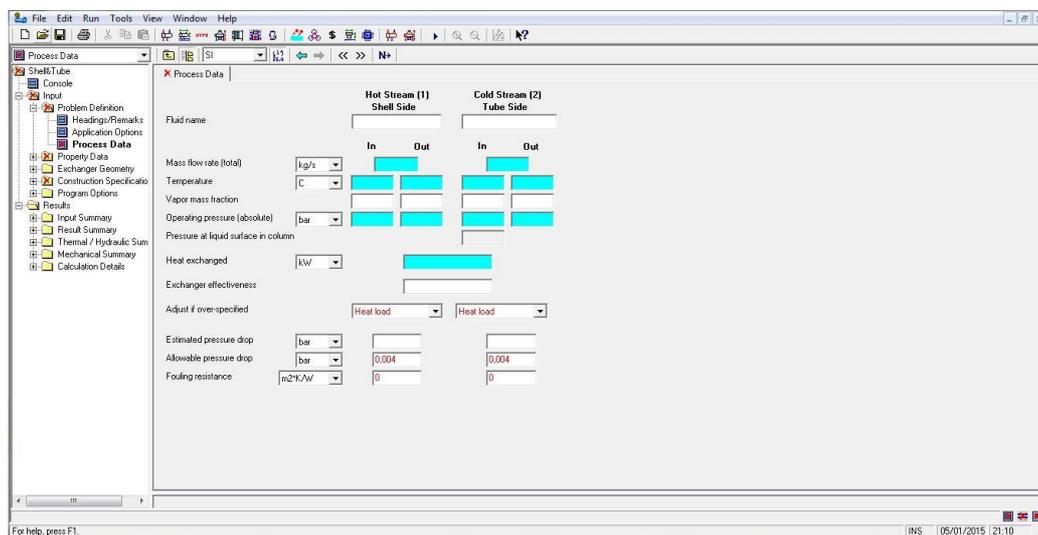
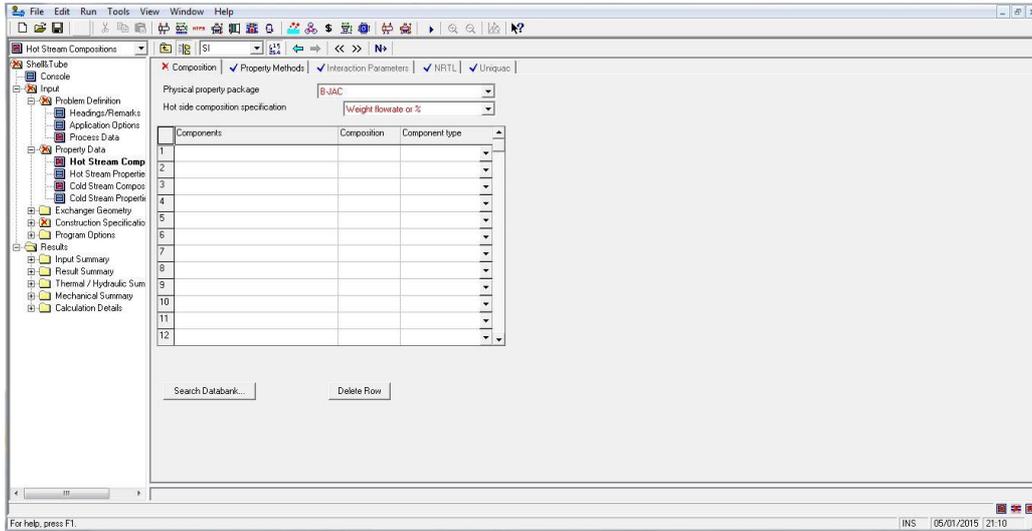


Figura 11.10 Parámetros del proceso.

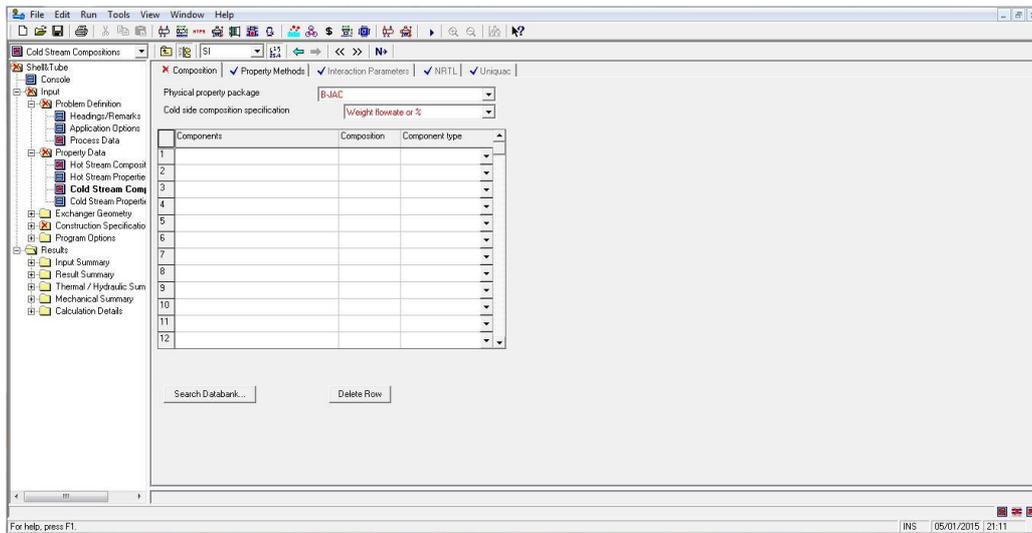


3) Definir las composiciones del fluido que se utiliza como fluido caliente:



**Figura 11.21 Composición del caudal de fluido caliente.**

4) Definir las composiciones del fluido que se utiliza como fluido frío:



**Figura 11.22 Composición del caudal de fluido frío.**



- Definir el tipo de cabezales con los que está constituido el intercambiador. Especificar el diámetro y espesor de los tubos. Por último, escoger el tipo de baffles que tendrá el intercambiador (en el caso de los Kettle-reboilers, estos no contienen baffles).

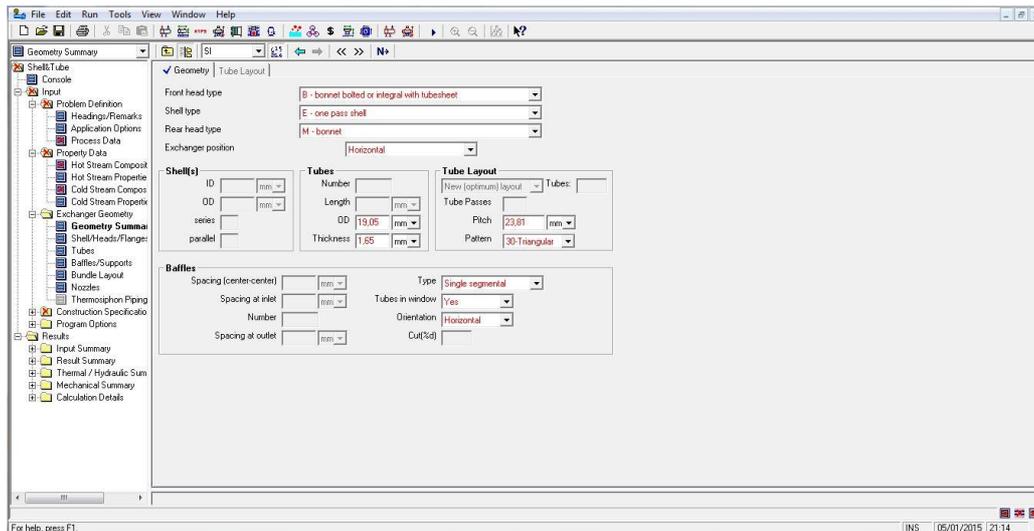


Figura 11.23 Caracterización de los cabezales y los tubos.

- Seleccionar el tipo de material a utilizar en las diferentes zonas del intercambiador. Para esta planta todos los intercambiadores utilizados están diseñados con el material AISI 316L.

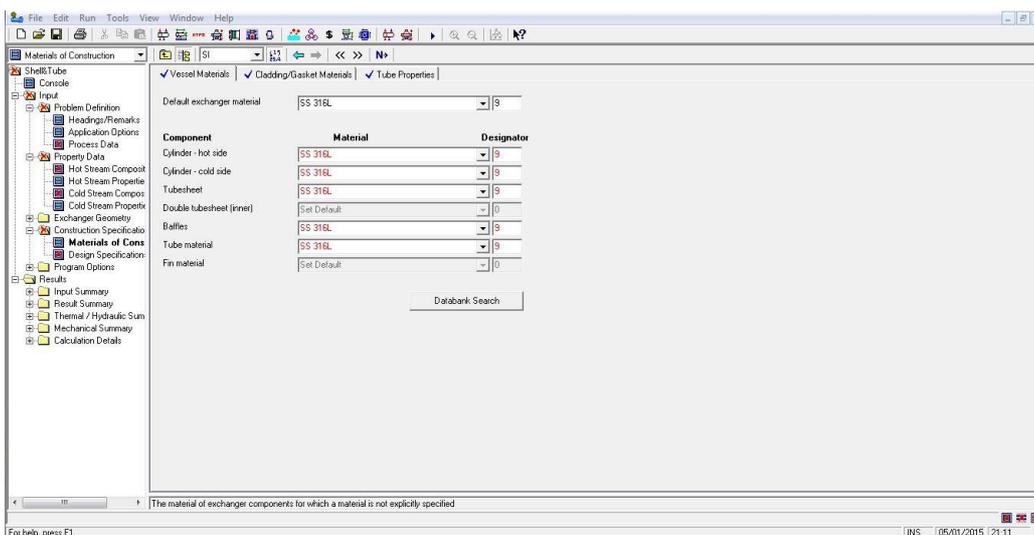
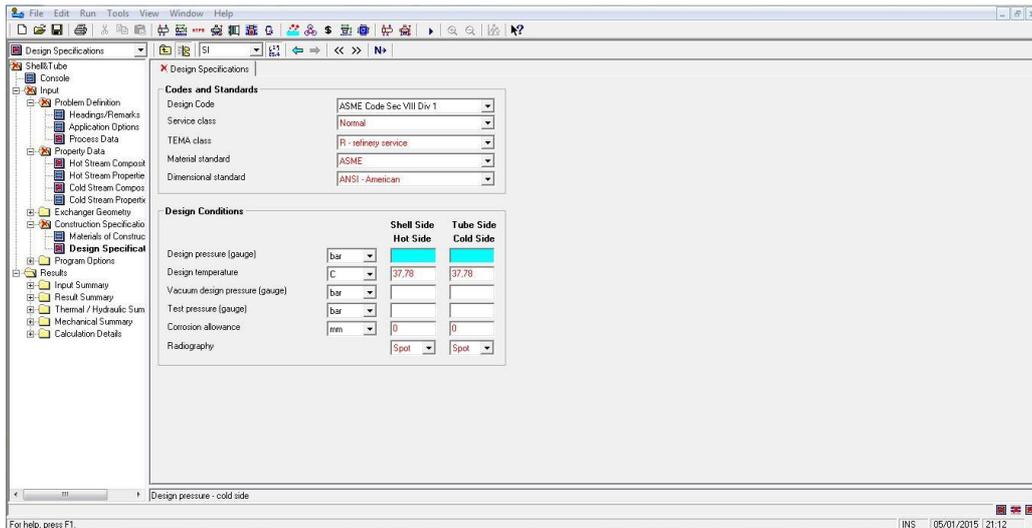


Figura 11.24 Selección del tipo de material utilizado.

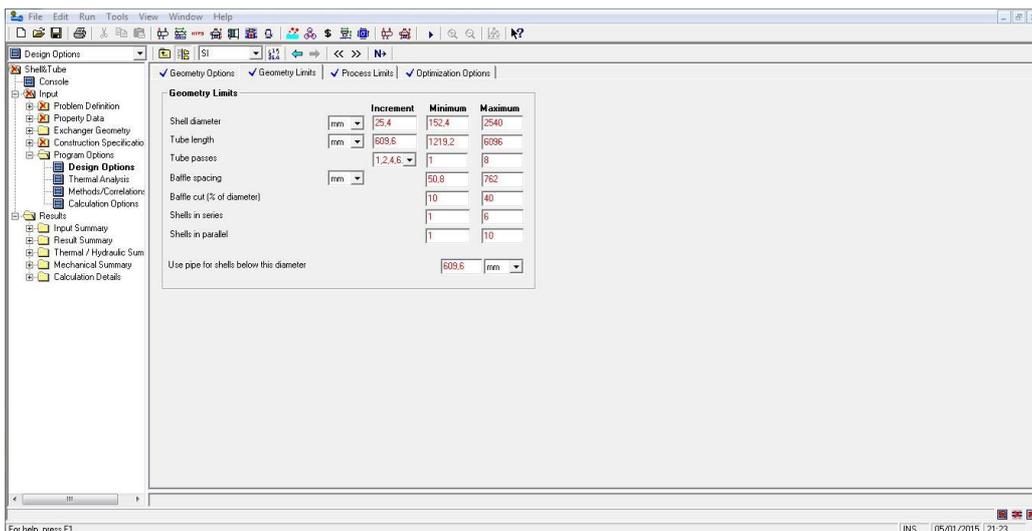


- 7) Selección del código de diseño y de las condiciones de diseño. En este caso se ha utilizado el código ASME para todos los intercambiadores.



**Figura 11.25 Código de diseño**

- 8) Por último, se selecciona los límites geométricos que puede tener el intercambiador y el incremento de las iteraciones entre el valor mínimo y máximo.



**Figura 11.26 Límites geométricos del intercambiador.**

Una vez se ha realizado todos estos pasos se procede a ejecutar el programa y, tras varias iteraciones, ofrece el resultado más viable económicamente. La presentación de los resultados se da como una ficha TEMA.



## 11.8 DISEÑO DE SERVICIOS

### 11.8.1 EQUIPOS DE FRIO

#### Propiedades

Para el diseño de equipos de frío debe tenerse en cuenta el caso más desfavorable, dónde la temperatura de bulbo húmedo es máxima. Así, en Tarragona, en las épocas máximas temperaturas es de 26°C.

$$T_{b\text{máx}} = 26^{\circ}\text{C}$$

La temperatura mínima que podrá asolarse mediante la disipación de calor en torre será de  $T_{b\text{máx}} + 4^{\circ}\text{C}$ .

$$T_1 = T_{b\text{máx}} + 4^{\circ}\text{C} = 26^{\circ}\text{C} + 4^{\circ}\text{C} = 30^{\circ}\text{C}$$

Las torres acostumbran a estar dimensionadas para un incremento de 10°C. Así, la temperatura máxima de entrada en torre debe ser

$$T_2 = T_1 + 10^{\circ}\text{C} = 40^{\circ}\text{C}$$

#### Cálculo de la potencia en torres

$$m = \frac{Q_D}{C_p \cdot \rho \cdot (T_2 - T_1)}$$

$$Q_D = m \cdot C_p \cdot \rho \cdot (T_2 - T_1)$$

$$Q_D = 527.458 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot 1 \frac{\text{KCal}}{\text{Kg} \cdot ^{\circ}\text{C}} \cdot 1 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \cdot (40^{\circ}\text{C} - 30^{\circ}\text{C})$$

$$Q_D = 5274580 \frac{\text{KCal}}{\text{h}} = 6133\text{KW}$$

$$P_{DE} = \frac{6133\text{KW}}{3\text{Equipos}} = 2044 \frac{\text{KW}}{\text{Equipo}}$$

Donde:

$$Q_D = \text{Calor a disipar}$$

$$P_{DE} = \text{Potencia de disipación por equipo}$$

$$m = \text{Caudal mássico agua} = \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

$$C_p = \text{Calor específico agua} = 1 \frac{\text{KCal}}{\text{Kg} \cdot ^{\circ}\text{C}}$$

$$\rho = \text{Densidad agua} = 1 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$T_b = \text{Temperatura de bulbo húmedo}$$



### Consumo de agua en torres

Las principales pérdidas de agua en las torres de refrigeración tendrán lugar por tres mecanismos: Evaporación, arrastre de gotas y purga.

$$P_T = P_E + P_G + P_P$$

$$P_E = \frac{Q_D}{H_v} = \frac{m \cdot C_p \cdot \rho \cdot (T_2 - T_1)}{H_v} = \frac{527458 \frac{Kg}{h} \cdot 1 \frac{KCal}{Kg \cdot ^\circ C} \cdot 1 \frac{Kg}{m^3} \cdot (40^\circ C - 30^\circ C)}{583 \frac{KCal}{Kg}} = 9047 \frac{Kg}{h}$$

La normativa marca un máximo de un 0.05% como máximo legal por arrastre. Se ha tomado como referencia un valor supuesto de 0.02% para estar lejos del máximo.

$$P_P = m \cdot 0.02\% = 527458 \frac{Kg}{h} \cdot \frac{0.02}{100} = 105 \frac{Kg}{h}$$

La Norma **UNE 112076** sobre la prevención de la corrosión en circuitos de agua (citada en el RITE) marca unos máximos a los que se debe hacer referencia para el cálculo de los ciclos en agua de purga.

**Tabla 11.9 Máximos según UNE 112076:**

<b>Cl<sup>-</sup> (mg/l)</b>	500
<b>SO<sub>4</sub><sup>2-</sup> (mg/l)</b>	500
<b>Conductividad(μS/cm)</b>	2000

$$C_1 = \frac{500 \frac{mg}{l}}{Cl\text{-agua matriz}}$$

$$C_2 = \frac{500 \frac{mg}{l}}{SO_4^{2-}\text{-agua matriz}}$$

$$C_3 = \frac{2000(\mu S/cm)}{\text{conductividad agua matriz}}$$

### Cálculo de la potencia en chillers

Se estipula una temperatura exterior máxima de en superficie del equipo de 34.5°C. Consecuentemente, se establece una temperatura en el condensador de 40°C.

Se diseña una temperatura en el evaporador de 5 grados menos que el necesario en el flujo de agua, rendimiento en el intercambio.

Se toma como margen de seguridad para el compresor un valor de 5°C a la salida del evaporador.

Se sobredimensiona el condensador con 3°C.

El proceso de refrigeración tiene lugar en el evaporado.

$$m = \frac{P_F}{C_p \cdot \rho \cdot (T_2 - T_1)}$$



$$P_F = m \cdot C_p \cdot \rho \cdot (T_2 - T_1)$$

$$P_F = 166270 \frac{Kg}{h} \cdot 1 \frac{KCal}{Kg \cdot ^\circ C} \cdot 1 \frac{Kg}{m^3} \cdot (30^\circ C - 15^\circ C)$$

$$P_F = 1662700 \frac{KCal}{h} = 1933 KW$$

$$P_{FE} = \frac{1933 KW}{1 Equipos} = 1933 \frac{KW}{Equipo}$$

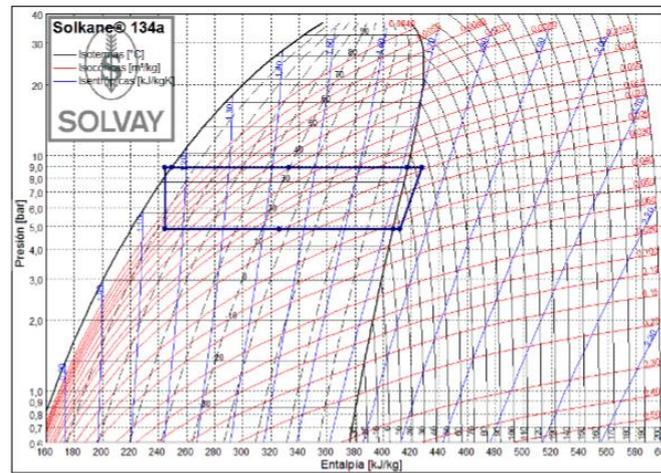


Figura 11.27 Ciclo del compresor con R-134.



Solkane® 134a

Proceso de una etapa

Vaporizador

Capacidad frigorífica : 1933 KW  
 Temperatura : 10,00 °C  
 Recalentamiento : 5,00 K  
 Pérdida de presión : 0,00 bar

Condensador

Temperatura : 30,00 °C  
 Subenfriamiento : 3,00 K  
 Pérdida de presión : 0,00 bar

Compresor

Rendimiento isotrópico : 0,800

Conducto de gas por aspiración

Recalentamiento : 0,00 K  
 Pérdida de presión : 0,00 bar

Conducto de gas de presión

Enfriamiento : 0,00 K  
 Pérdida de presión : 0,00 bar

Punto	p bar	t °C	v dm³/kg	h kJ/kg	s kJ/(kgK)	x -
1	4,15	15,00	50,76	408,82	1,7379	-
2s	7,70	37,06	27,82	422,00	1,7379	-
2	7,70	40,28	28,33	425,29	1,7485	-
3	7,70	40,28	28,33	425,29	1,7485	-
3'	7,70	30,00	26,65	414,69	1,7141	-
3''4'm	7,70	30,00	13,74	328,26	1,4285	-
4'	7,70	30,00	0,84	241,83	1,1429	-
4	7,70	27,00	0,83	237,52	1,1289	-
5	4,15	10,00	6,89	237,52	1,1328	0,125
56''m	4,15	10,00	28,16	320,85	1,4272	-
6''	4,15	10,00	49,43	404,19	1,7217	-
6	4,15	15,00	50,76	408,82	1,7379	-

Potencias

Condensador : 2119 KW  
 Compresor : 186 KW

Conducto de gas por aspiración : 0,000 KW  
 Conducto de gas de presión : 0,000 KW

Índice de compresión : 1,86  
 Diferencia de presión : 3,56 bar  
 Caudal másico : 11284 g/s  
 Caudal de volumen desplazado : 2052 m³/h  
 Potencia de enfriamiento volúm. : 3375 kJ/m³  
 Índice de potencia de enfriamiento : 10,40

Figura 11.28 Valores de la etapa del chiller.



## 11.8.2 EQUIPOS DE CALOR

### Propiedades

Para el diseño de equipos calor debe tenerse en cuenta y debe seleccionarse el aceite térmico adecuado al rango de temperaturas al que se debe trabajar. En este caso el Therminol 66.

El conjunto de corrientes o flujos con diferentes temperaturas procedente de los diversos consumidores calor, se juntarán en una sola corriente, el colector. Esta corriente será la que se evaluará para dimensionar el equipo de calor o caldera.

### Cálculo de la potencia de caldera

Para ello debe saberse a que temperatura llega el colector.

Donde:

$$T_c = \frac{Q_c}{m_c \cdot Cp_c} = \frac{20350 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}}{134919 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot 0.569 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}}} = 259^\circ\text{C}$$

$T_c =$  Temperatura colector

$Q_c =$  Cantidad de calor colector

$m_c =$  Caudal colector

$$P = m_c \cdot Cp_c \cdot (T_s - T_c) = 134919 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot 0,614 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} \cdot (300^\circ\text{C} - 259^\circ\text{C}) = 3401534 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

$$P = 3401534 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ KW}}{860 \text{ Kcal}} = 3955 \text{ KW}$$

Donde:

$P =$  Potencia caldera

$m_c =$  caudal colector

$T_c =$  Temperatura colector

$T_s =$  Temperatura salida caldera

## 11.8.3 DIMENSIONAMIENTO DEL TRAFIO

### Propiedades

Para el diseño y dimensionamiento del trafo debe tenerse en cuenta el consumo eléctrico total de los posibles equipos y usos de la misma en distintas funciones.

Se ha sobredimensionado las necesidades de la planta un 15% y se ha tenido en cuenta una conversión a kVA con un factor de potencia de 0.8.



kVA

$$\Sigma P = 519.1kW$$

$$kVA = \frac{S \cdot \Sigma P}{FP} = \frac{1.15 \cdot \Sigma P}{0.8} = 702kVA$$

*kVA = kilo voltio amperio*

*FP = Factor de potencia*

*\Sigma P = Sumatorio potencias requeridas*

### 11.8.4 CONSUMOS

**Agua**

El proceso con mayor consumo de agua serán las torres de refrigeración. A parte de este consumo, se estipula un consumo medio de  $0.05 \frac{m^3}{día}$  por persona y un caudal aproximado para operaciones diversas.

$$Consumo\ personal = 0.05 \frac{m^3}{persona \cdot día} \cdot \frac{1día}{24h} \cdot 90personas = 0.1875 \frac{m^3}{h}$$

$$Consumo\ torres = 9.152 \frac{m^3}{h}$$

$$Consumo\ operaciones\ de\ planta = 1 \frac{m^3}{h}$$

$$Consumo\ anual = 9.152 \frac{m^3}{h} + 1 \frac{m^3}{h} + 0.1875 \frac{m^3}{h} \cdot \frac{24h}{1\ día} \cdot \frac{300días}{1\ año\ laboral} = 74444 \frac{m^3}{año}$$

**Gas natural**

$$M_{gas} = \frac{Q}{\frac{PCI}{\rho} \cdot \eta} = \frac{5814 \frac{KW}{h}}{\frac{10.17 \frac{KW}{m^3}}{0.182 \frac{Kg}{m^3}} \cdot 0.87} = 119.57 \frac{Kg}{h}$$

$$Consumo\ anual = 119.57 \frac{Kg}{h} \cdot \frac{24h}{1\ día} \cdot \frac{300días}{1\ año\ laboral} = 860904 \frac{Kg}{año}$$

Donde:

$M_{gas}$  = Caudal gas

$Q$  = Calor requerida

$PCI$  = Poder calorífico inferior

$\rho$  = Densidad del gas

$\eta$  = rendimiento



### Electricidad

El consumo horario es el mismo que el utilizado en el dimensionamiento del trafo del apartado 11.10.3.2

$$\Sigma P = 519.1kW$$

$$\text{Consumo anual} = 519.1kWh \cdot \frac{24h}{1 \text{ día}} \cdot \frac{300 \text{ días}}{1 \text{ ño laboral}} = 3737520kWh$$

### Nitrógeno

$$N_2 \text{ tanque Cumeno} = \text{Caudal en tanque} = 1011.78 \frac{\text{KgCumeno a almacenaje}}{h} \frac{1m^3}{865Kg} = 1.17 \frac{m^3}{h}$$

$$N_2 \text{ en otros tanques y equipos} = 5.89 \frac{m^3}{h}$$

$$\text{Consumo anual} = 7.06 \frac{Kg}{h} \cdot \frac{24h}{1 \text{ día}} \cdot \frac{300 \text{ días}}{1 \text{ año laboral}} = 50832 \frac{Kg}{año}$$



## 11.9 DISEÑO DE TUBERÍAS

En la planta de producción de cumeno se trabaja tanto con líquidos como con gases. En las tuberías de la planta normalmente circulan líquido o gas por separado, aunque en un punto de la planta se encuentran presentes ambas fases en un mismo tramo de tubería.

Debido a que las tuberías multifásicas no siguen el mismo esquema de diseño que por las que circulan fluidos en una sola fase, se distinguirán dos métodos de cálculo para el diámetro de las tuberías de la planta.

### 11.9.1 DISEÑO DE TUBERÍAS DE UNA FASE

Para el cálculo de tuberías monofásicas de este trabajo, ya sea que circule gas o líquido, se siguieron los siguientes pasos:

#### Obtención de datos del proceso

Antes de realizar cálculos, se necesita conocer unos datos de las líneas del proceso que son: caudal másico de las líneas y densidad del fluido que circula a través de dichas líneas. Estos datos se extrajeron del HYSYS.

Para un mejor entendimiento del manual de cálculo se tomará como ejemplo la tubería **2"-AI2CSP1-BC-101** por la que circula benceno líquido, y la tubería **4"-AI2CSP5-PRP-109** por la que circula una mezcla gaseosa de propano y Propileno. Donde el subíndice L hace referencia al estado líquido (benceno) y G al vapor (propano más Propileno).

$$Qm_L = 8584 \text{ kg/h}$$

$$\rho_L = 872,2 \text{ kg/m}^3$$

$$Qm_G = 15750 \text{ kg/h}$$

$$\rho_G = 66,15 \text{ kg/m}^3$$

#### Suposición de una velocidad típica del fluido

Primeramente, se supone una velocidad de circulación del fluido, que depende si se trabaja con gas o con líquidos.

Si el fluido que circula es líquido, normalmente se tienen velocidades entre 1 y 2 m/s y entre 5 y 30 m/s en caso de gases.

$$v_{L \text{ típica}} = 1,5 \text{ m/s}$$

$$v_{G \text{ típica}} = 10 \text{ m/s}$$

#### Cálculo del diámetro



Seguidamente, con el caudal volumétrico, la densidad y la velocidad típica, se procede a calcular el área de la tubería. Con el área de la tubería se puede obtener primer diámetro de tubería.

- Para el cálculo del área se empleó la siguiente fórmula:

$$v(m/s) = \frac{Qm \left(\frac{kg}{h}\right)}{A(m^2) \cdot \rho \left(\frac{kg}{m^3}\right) \cdot 3600 \left(\frac{h}{s}\right)} \quad \rightarrow \quad A(m^2) = \frac{Qm}{\rho \cdot v \cdot 3600}$$

$$A_L = \frac{8584}{872,2 \cdot 1,5 \cdot 3600} = 1,82 \times 10^{-3} (m^2)$$

$$A_G = \frac{15750}{66,15 \cdot 10 \cdot 3600} = 6,61 \times 10^{-3} (m^2)$$

- Para el cálculo del diámetro se utilizó la siguiente fórmula:

$$A(m^2) = \frac{\pi}{4} \cdot D_{INTERNO}^2 \quad \rightarrow \quad D_{INTERNO}(m) = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}}$$

$$D_{INTERNO L} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,82 \times 10^{-3}}{\pi}} = 0,0482 (m) = 1,90'' \approx 2'' = 0,0508 (m)$$

$$D_{INTERNO G} = \sqrt{\frac{4 \cdot 6,61 \times 10^{-3}}{\pi}} = 0,0918 (m) = 3,61'' \approx 4'' = 0,1016 (m)$$

### Cálculo de la velocidad

Con el diámetro calculado en el punto c, se recalcula la velocidad del fluido, a la que circularía el líquido o gas realmente. Si la velocidad que se obtenga con el diámetro calculado se encuentra dentro de los las velocidades típicas de los fluidos, se acepta el valor y el cálculo acaba en este punto. En el caso de que la velocidad esté por encima o por debajo de las típicas, se vuelve al punto b y se supone una velocidad diferente; Se puede agarrar como segundo valor la velocidad que se obtuvo en este punto.

Para calcular la velocidad se combinaron las ecuaciones del apartado c.

$$v(m/s) = \frac{Qm \left(\frac{kg}{h}\right)}{\frac{\pi}{4} \cdot D_{INTERNO}^2(m^2) \cdot \rho \left(\frac{kg}{m^3}\right) \cdot 3600 \left(\frac{h}{s}\right)}$$

$$v_L = \frac{8584}{\frac{\pi}{4} \cdot 0,0508^2 \cdot 872,2 \cdot 3600} = 1,35 (m/s)$$

$$v_G = \frac{15750}{\frac{\pi}{4} \cdot 0,1016^2 \cdot 66,15 \cdot 3600} = 8,16 (m/s)$$



### 11.9.2 DISEÑO DE TUBERÍAS BIFÁSICAS

Para el diseño de tuberías bifásicas, se ha usado un procedimiento iterativo, escogiendo primeramente una velocidad típica de tuberías bifásicas, que va de 15 a 30 m/s en función del porcentaje de fase gas y líquido que contenga.

Este valor de velocidad escogido servirá para obtener un diámetro provisional de tubería, que a su vez servirá para obtener el área transversal de la tubería y posteriormente recalcular dicha velocidad con las siguientes ecuaciones y tablas, aceptadas y reconocidas. Baker (Hewitt, Hoogendoorn, Griffith, Wallis, etc.)

La única tubería del proceso con ambas fases, líquido y gas, es: **5"-AI2CSP1-BCDP-302**.

La velocidad escogida es de  $v = 20$  m/s

El diámetro interno obtenido es de  $D_{\text{INTERNO}} = 0.127$  m = 5 pulgadas

El área de la tubería es de  $0.013$  m<sup>2</sup>  $A = 0.013$  m<sup>2</sup>

La velocidad másica del gas es  $0,63$  kg/s  $G = 0,63$  kg/s

La velocidad másica del líquido es  $5,15$  kg/s  $G = 5,15$  kg/s

Cálculo de parámetros  $G'$ ,  $L'$ ,  $\psi$  y  $\lambda$

$$G' = \frac{G}{A} = \frac{0.63 \text{ kg/s}}{0.013 \text{ m}^2} = 48.46 \frac{\text{kg}}{\text{s} \cdot \text{m}^2}$$

$$L' = \frac{L}{A} = \frac{5.15 \text{ kg/s}}{0.013 \text{ m}^2} = 396.15 \frac{\text{kg}}{\text{s} \cdot \text{m}^2}$$

$$\lambda = \sqrt{\frac{\rho_L \cdot \rho_G}{\rho_{\text{agua}} \cdot \rho_{\text{aire}}}} = \sqrt{\frac{802.7 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 3.512 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 1.3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}} = 1.473$$

$$\psi = \frac{\sigma_{\text{agua}}}{\sigma_{\text{líquido}}} \sqrt[3]{\frac{\mu_{\text{líquido}}}{\mu_{\text{agua}}}} \sqrt[3]{\left(\frac{\rho_{\text{agua}}}{\rho_{\text{líquido}}}\right)^2} = \frac{72.8}{19.86} \sqrt[3]{\frac{0.3195}{1}} \sqrt[3]{\left(\frac{1000}{802.7}\right)^2} = 2.9$$

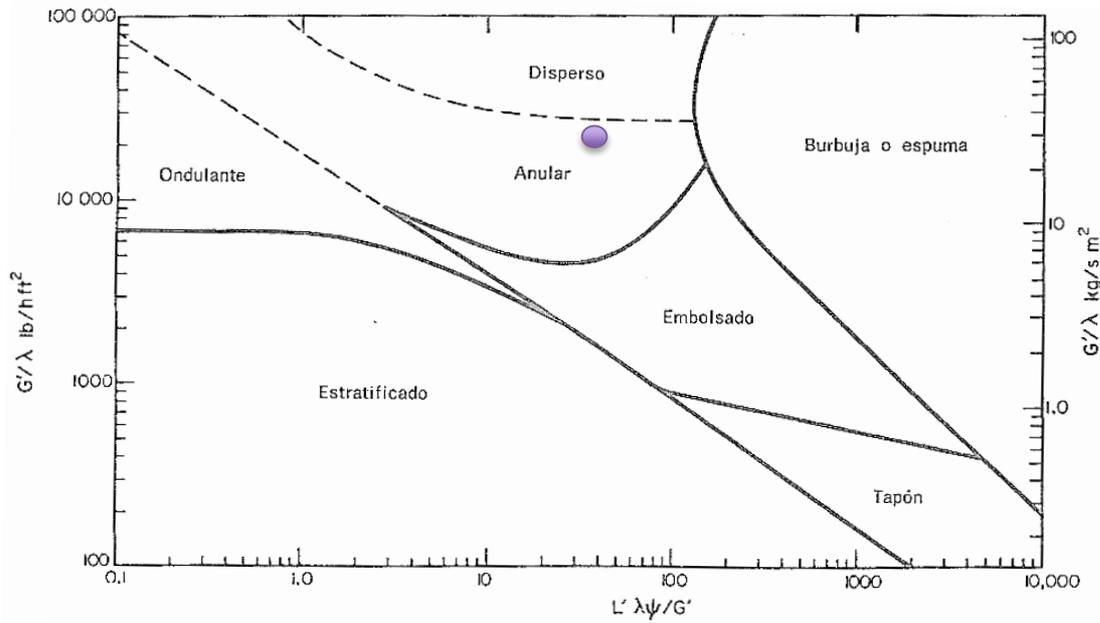
Con estos parámetros calculados, se puede obtener las siguientes fórmulas necesarias para la lectura del gráfico de Baker:

$$L' \cdot \lambda \cdot \psi / G' = 34.92$$

$$\frac{G'}{\lambda} = 32.9$$



A continuación se usa el gráfico de Baker para obtener el tipo de flujo en la tubería bifásica en cuestión:

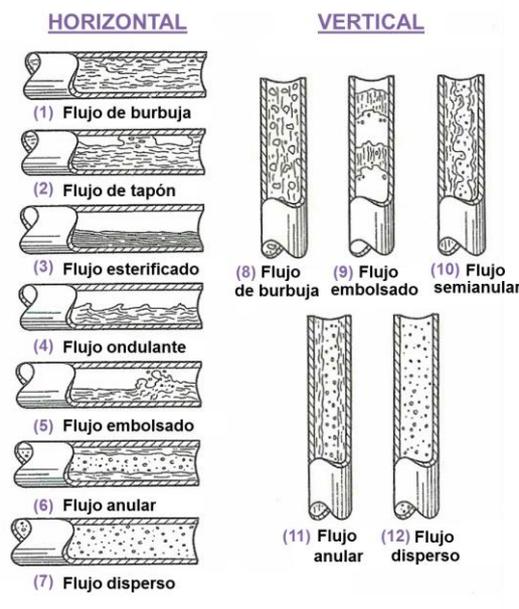


**Figura 11.29** Gráfica de Baker para tuberías bifásicas.

Debe evitarse el flujo embolsado, pues da lugar a condiciones no estacionarias, siendo preferible realizar el diseño para flujo anular.

En este caso, con la velocidad escogida tenemos un flujo anular, en el que el líquido circula junto a las paredes y en el centro el gas arrastra algunas gotas de líquido

A continuación se muestran los diferentes tipos de flujo para dos fases en tubería:



**Figura 11.30** Tipos de flujo bifásico.



## 11.10 DISEÑO DE BOMBAS

Para diseñar una bomba es necesario calcular la potencia que debe suministrar esta para impulsar al fluido hasta a su destino. Por otro lado, para caracterizar las bombas, no solo se necesita la potencia, sino también el NPSH disponible (*Net Positive Suction Head* o altura neta positiva en la aspiración).

### Cálculo de la potencia de la bomba

Para calcular la potencia de la bomba se realiza un balance de energía mecánica desde el punto hasta el punto de destino. La aplicación de la ecuación de balance de energía mecánica en estado estacionario y para fluidos incompresibles, es decir líquidos, aplicadas a las bombas de este trabajo, se muestra a continuación:

$$\frac{\Delta P}{\rho} + g \cdot \Delta z + \frac{1}{2} \cdot \Delta \frac{v^2}{\alpha} = \widehat{W} - e_v \quad (J/kg)$$

Donde:

- $\Delta P$  es el incremento de presión que hay entre los dos puntos en los que se aplica el balance. En este trabajo se considera que no hay pérdidas de presión a través de la tubería, por lo que  $\Delta P$  es 0.
- $\Delta z$  es el incremento de altura que existe entre los dos puntos a los que se aplica el balance. Para facilitar el cálculo, y debido a que no se conoce con exactitud la disposición de las tuberías, se consideró que todas eran horizontales, de manera que este término de la ecuación es 0.
- $\Delta v^2$  es el incremento de velocidad que experimenta el fluido desde un punto de la tubería hasta el punto final. Se considera que la velocidad en el punto 1 y en el punto 2 es constante, por lo que este término es 0.
- Donde  $\alpha$  es una constante que depende del régimen de circulación. Si se trabaja en régimen laminar, ésta toma un valor de 0,5 y si se trata de régimen turbulento  $\alpha$  adquiere un valor igual a 1. En el caso de la planta de cumeno, se trabaja en regímenes turbulentos, por lo que  $\alpha$  tendrá un valor de 1.
- $\widehat{W}$  es el trabajo por unidad de masa, en J/kg.
- $e_v$  son las pérdidas de energía mecánica por fricción, expresadas en J/kg. Éstas pueden ser debidas a los tramos rectos o a los accidentes (codos, válvulas, ensanchamiento de tubería, entre otros) que se encuentren en el paso del fluido.

La potencia de la bomba ( $W$ ), en  $W$  (J/s), se calcula con la siguiente fórmula:

$$W \text{ (J/s)} = \widehat{W} \text{ (J/kg)} \cdot Q_m \text{ (kg/s)}$$

La potencia real de la bomba no es la calculada, sino que se calcula a partir del valor obtenido teóricamente y con la eficacia de la bomba (dato proporcionado por los proveedores).

$$P = \frac{W}{\eta} \text{ (J/s)}$$

- o Cálculo de  $e_v$  en tramos rectos:

$$e_v = 4f \cdot \frac{v^2}{2} \cdot \frac{L}{D}$$



Donde:

- $4f$  es el factor de fricción y depende del número adimensional de Reynolds ( $Re$ ) y de la rugosidad relativa del material ( $\epsilon/D$ ).  $\epsilon$  es la rugosidad del material en metros, en el caso del AISI 316L es  $4,6 \times 10^{-5}$  m.
- $v$  es la velocidad en metros por segundo (m/s).
- $L$  es la longitud en metros (m).
- $D$  es el diámetro de la tubería en metro (m).

Seguidamente, se calcula el Reynolds y la rugosidad relativa del material. Por último con el ábaco de Moody se obtiene el factor de fricción  $4f$ , eje de las y.

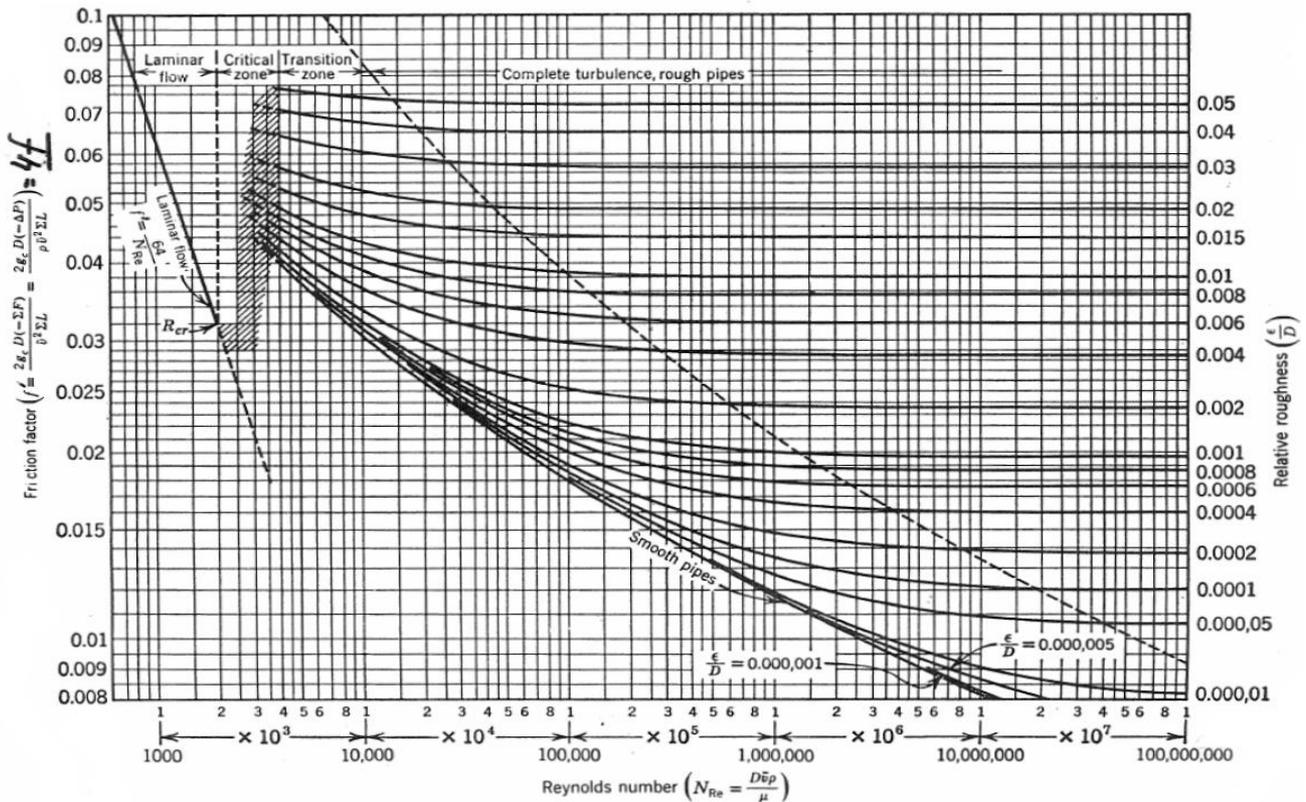
El cálculo del Reynolds se realiza con la siguiente ecuación:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu}$$

Donde:

- $\rho$  es la densidad del líquido en  $kg/m^3$ .
- $v$  es la velocidad en m/s.
- $D$  es el diámetro en m.
- $\mu$  es la viscosidad del fluido en  $kg/m \cdot s$ .

El ábaco de Moody empleado es el que se presenta a continuación:



**Figura 11.31** Ábaco de Moody.



- Cálculo de  $e_v$  en accidentes:

$$e_v = K \cdot \frac{v^2}{2}$$

Donde:

- K es una constante que depende del tipo de accesorio. Si hay más de un accesorio K es el sumatorio de todos los accesorios.
- v es la velocidad a la que circula el fluido a través del accesorio, en m/s.

### Cálculo del $NPSH_{DISPONIBLE}$ de las bombas

El  $NPSH_{DISPONIBLE}$  es el valor que debería tener la bomba para evitar que parte del fluido se evapore, ocasionando la cavitación del equipo; Es por eso que para el cálculo de este valor se tiene en cuenta la presión de vapor del líquido a las condiciones de operación, así como otros factores. Para el cálculo del  $NPSH_{DISPONIBLE}$  de la bomba, se realiza el balance de energía mecánica en el tramo de aspiración:

$$NPSH_{DISPONIBLE}(m) = \left[ \frac{1}{g} \cdot \left( \frac{P_1 - P_v}{\rho} + \frac{v_1^2}{2 \cdot \alpha} - e_v \text{ ASPIRACIÓN} \right) \right] - \Delta z$$

Donde:

- $P_1$  es la presión en a la entrada de la bomba, en Pascales (Pa).
- $P_v$  es la presión de vapor del líquido a la temperatura de trabajo, en Pascales (Pa). Para el cálculo de las presiones de vapor de mezclas se emplearon las leyes de Dalton y de Raoult.
- $v_1$  es la velocidad del fluido en el tramo de aspiración en m/s.
- $\alpha$  es 1, porque se trabaja en régimen turbulento.
- $e_v$  son las pérdidas de energía mecánica en el tramo de aspiración, y se calculan igual que en el apartado a.
- $\Delta z$  es el incremento de altura, y normalmente es 0.

Para poder entender mejor el procedimiento de cálculo de las bombas, se realizarán los números para una bomba del proceso, en cuestión la bomba **B-101-A/B**, que impulsa el benceno desde el tanque de almacenamiento hasta el mezclador (M-201).

Se tiene un tramo de tubería de 65 m de longitud 0,0508 m de diámetro. Los accidentes presentes son: 3 codos (1 en aspiración y dos en impulsión), 9 válvulas de bola (4 en aspiración y 5 en impulsión) y una válvula anti-retorno de bola en el tramo de impulsión. La densidad del fluido es de 872,2 (kg/m<sup>3</sup>), la viscosidad es de 4,89x10<sup>-4</sup> (kg/m·s) y la velocidad es de 1,35 (m/s). La presión en el punto de aspiración es 1 atm, ya que el tanque está a presión atmosférica. La presión de impulsión es de 1,5 atmósferas. El caudal másico ( $Q_m$ ) es de 2,38 kg/s La presión de vapor del benceno a 25 grados es 3494,45 Pa.

- Potencia

$$Re = \frac{872,2 \cdot 1,35 \cdot 0,0508}{4,89 \times 10^{-4}} = 1,22 \times 10^5$$

$$4f = 1,95 \times 10^{-2}$$



$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{4,6 \times 10^{-5}}{0,0508} = 9,6 \times 10^{-4}$$

$$e_{v \text{ RECTO}} = 1,95 \times 10^{-2} \cdot \frac{1,35^2}{2} \cdot \frac{65}{0,0508} = 22,70 \text{ (J/kg)}$$

$$e_{v \text{ ACCID}} = ((0,35 \cdot 3) + (2 \cdot 9) + (70 \cdot 1)) \cdot \frac{1,35^2}{2} = 81 \text{ (J/kg)}$$

$$e_v = e_{v \text{ RECTO}} + e_{v \text{ ACCID}} = 22,70 + 81 = 103,70 \text{ (J/kg)}$$

$$\widehat{W} = \frac{175000 - 101300}{872,2} + 103,70 = 188,20 \text{ (J/kg)}$$

$$P = \frac{188,20 \cdot 2,38}{0,7} = 641,08 \text{ W} \approx 0,641 \text{ kW}$$

○ NPSH<sub>DISPONIBLE</sub>

$$e_{v \text{ ASPIRACION}} = e_{v \text{ RECTO}} + e_{v \text{ ACCID}} = \left( 1,95 \times 10^{-2} \cdot \frac{1,35^2}{2} \cdot \frac{12}{0,0508} \right) + \left[ ((0,35) + (2 \cdot 4)) \cdot \frac{1,35^2}{2} \right] = 11,79$$

$$NPSH_{DISPONIBLE} (m) = \left[ \frac{1}{9,8} \cdot \left( \frac{101300 - 3494,45}{872,2} + \frac{1,35^2}{2} - 11,79 \right) \right] = 10,33 (m)$$



## 11.11 DISEÑO DE COMPRESORES

Los compresores de la planta serán de tipo centrífugo, como ya se ha explicado en el punto 4. Aquí se describen los cálculos llevados a cabo para saber qué potencia tendrá cada compresor.

Estos se han calculado tal y como trabajarán en planta, adiabáticamente y sin un intercambio de calor que haga bajar la temperatura del gas a la impulsión para mantenerlo isoterma respecto a la aspiración.

### Número de etapas

Para empezar, debemos determinar el número de etapas que tendrá el compresor, en función de la relación de compresión de este.

Una relación de compresión  $\left(r = \frac{P_{impulsión}}{P_{aspiración}}\right)$  adecuada para un compresor centrífugo va de 2,5 a 5

Así pues, pondremos el ejemplo de un compresor de la planta con una relación de compresión de:

$$r = \frac{25bar}{1,75bar} = 14.3$$

Este compresor tendrá que trabajar con múltiples etapas con el fin de reducir esta relación de compresión tan elevada. Elegiremos una relación de compresión de 3.8 que equivale a un compresor de dos etapas.

$$R = 3,8 = \sqrt[N]{\frac{P_n}{P_o}} = \sqrt[2]{\frac{25bar}{1,75bar}}$$

Donde,

R = relación de compresión por etapa

N = número de etapas

P<sub>n</sub> = presión en impulsión

P<sub>o</sub> = presión en aspiración

Para el cálculo de la potencia se usará la siguiente ecuación:

$$w = N \cdot \frac{\gamma}{\gamma - 1} \cdot \frac{ZRT_1}{PM} \cdot \left( \left( \frac{P_n}{P_o} \right)^{\frac{\gamma-1}{N \cdot \gamma}} - 1 \right)$$

Donde,

N = número de etapas

P<sub>n</sub> = presión en impulsión (bar)

P<sub>o</sub> = presión en aspiración (bar)

$\gamma = \frac{c_p}{c_v}$  = Relación adiabática



$Z =$  factor de compresibilidad considerando idealidad de gases = 1

$R = 8.314 \text{ J/}^\circ\text{K}\cdot\text{mol}$

$T_1 =$  Temperatura de entrada en el compresor ( $^\circ\text{K}$ )

$PM =$  Peso molecular

$$w = 2 \cdot \frac{1,1}{1,1 - 1} \cdot \frac{8,314 \cdot 100,7}{77,6} \cdot \left( \left( \frac{25}{1,75} \right)^{\frac{1,1-1}{2 \cdot 1,1}} - 1 \right) = 30,5 \frac{\text{J}}{\text{g}} = 35000 \text{ J/kg}$$

### Potencia

Para calcular ahora la potencia, se multiplica por el caudal másico (m)

$$W = w \cdot m = 35000 \text{ J/kg} \cdot 4,375 \text{ kg/s} = 133,422 \text{ kW}$$

La potencia real que tendremos que pedir para nuestro compresor tendrá en cuenta su rendimiento, cogiendo un rendimiento de un 70%:

$$\text{Potencia real} = P = W / \eta = 133,422 \text{ kW} / 0.7 = 191 \text{ kW}$$