



FORMIQ

PLANTA DE PRODUCCIÓN DE FORMALDEHÍDO

**Trabajo de fin de grado.
Ingeniería química**

Jonathan Baudillo Sequeiros Vilanueva

Sergio Fernández Blanco

Júlia Guardia de la Rubia

Deyaneira Hidalgo Narvaez

Lluc Maymó Ballester

Mireia Tellez Alcover

UAB Universitat Autònoma
de Barcelona

Escola
d'Enginyeria





FORMIQ

PLANTA DE PRODUCCIÓN DE FORMALDEHÍDO

CAPÍTULO 11. MANUAL DE CÁLCULOS

Índice:

11.1. Introducción	6
11.2. Diseño tanques de almacenamiento. T-101/2/3 y T-501/2/3	6
11.2.1. Generalidades del diseño	6
11.2.2. Dimensiones del tanque.....	7
11.2.3. Espesor del tanque	8
11.2.4. Peso del tanque	9
11.3. Cubetos de retención	11
11.4 Reactor multitubular. R-301/R-302/R-303	12
11.4.1 Dimensionamiento de tubos i carga catalítica del proceso.....	12
11.4.1.1 Número de tubos i carga catalítica	12
11.4.1.2 Longitud de los tubos	16
11.4.1.3 Cálculo del volumen útil de reactor	16
11.4.1.4 Código diseño del reactor MatLab	17
11.4.2 Distribución de los tubos i geometría de la carcasa	20
11.4.2.1 Especificaciones técnicas de los tubos y carcasa	20
11.4.2.2 Configuración del haz de tubos i dimensiones de la carcasa	21
11.4.3 Sistema de refrigeración.....	24
11.4.3.1 Selección del fluido térmico y condiciones de entrada.....	24
11.4.3.2 Diseño y disposición de los deflectores.....	25
11.4.3.3 Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor	25
11.4.3.4 Cálculo caudal y perdida de presión del refrigerante.....	27
11.4.4 Espesor del aislante térmico	30
11.4.5 Resumen dimensiones del reactor	32
11.5 Columna absorción. A-401/A-402	32
11.5.1 Consideraciones	32
11.5.1.1 Tipo de columna y relleno	32
11.5.1.2 Metodología	32

11.5.2 Estimaciones iniciales.....	33
11.5.2.1 Estimación del ratio de flujo L/V y caudales operativos.....	33
11.5.2.2 Estimación inicial del diámetro de la columna.....	33
11.5.2.3 Estimación inicial de la altura del lecho de la columna.....	35
11.5.3 Simulación y optimización de la columna en Aspen HYSYS	36
11.5.4 Potencia bomba de recirculación	41
11.5.5 Dimensionamiento y elementos del equipo	41
11.5.5.1 Elementos y altura de la columna	41
11.5.5.2 Espesor de la columna.....	42
11.5.6 Resumen dimensiones torre de absorción.....	42
11.6 Lavador de gases. S-401/S-402.....	43
11.6.1 Consideraciones	43
11.6.2 Estimaciones iniciales.....	43
11.6.2.1 Estimación inicial de los caudales operativos.....	43
11.6.2.2 Estimación inicial del diámetro	43
11.6.2.3 Estimación inicial de la altura del lecho	44
11.6.3 Simulación y optimización en el Aspen HYSYS	44
11.6.4 Potencia de la bomba de recirculación	48
11.6.5 Dimensionamiento y elementos del equipo	48
11.6.5.1 Elementos y altura de la columna	48
11.6.5.2 Espesor del lavador de gases.....	49
11.6.6 Resumen dimensiones lavadores de gases	50
11.7 Unidad de oxidación catalítica de gases residuales. R-1401	50
11.7.1 Especificaciones.....	50
11.7.2 Carga catalítica y dimensionamiento del equipo	51
11.7.2.1 Cálculo de la conversión necesaria.....	51
11.7.2.2 Cálculo oxígeno requerido.....	52
11.7.2.3 Corriente de salida del reactor	53
11.7.2.4 Dimensionamiento del reactor y carga catalítica	53

11.7.2.5 Espesor del equipo	55
11.7.2.6 Calor generado y salto térmico	56
11.7.2.7 Aislamiento térmico	57
11.7.3 Resumen dimensiones unidad oxidación catalítica.....	58
11.8 Mezcladores	58
11.8.1 Mezclador tipo tanque agitado. M-401.....	58
11.8.1.1 Especificaciones.....	58
11.8.1.2 Diseño del recipiente.....	59
11.8.1.3 Diseño del agitador	61
11.8.1.4 Resumen dimensiones del mezclador M-401	62
11.8.2 Mezclador estático gas-gas M-201	62
11.8.2.1 Dimensiones de la tubería.....	63
11.8.2.2 Pérdida de carga	64
11.8.2.3 Resumen dimensiones del mezclador. M-201.....	66
11.9. Servicios de planta	66
11.9.1. Caldera de aceite térmico	66
11.9.2. Torres de refrigeración	67
11.9.3. Chiller	68
11.10 Tuberías	69
11.10.1 Selección del diámetro de las tuberías	69
11.10.1.1 Cálculo del espesor mínimo de la tubería	69
11.10.1.2 Cálculo del diámetro de la tubería	70
11.10.2 Espesor aislamiento de las tuberías.....	71
11.10.3 Pérdida de carga en las tuberías	73
11.10.3.1 Cálculo de pérdidas de presión asociadas a la longitud.....	73
11.10.3.2 Cálculo de pérdidas de presión asociadas a accidentes.....	75
11.10.3.3 Cálculo de pérdidas de presión por diferencia de altura	75
11.10.4 Resultados de cada tubería	76
11.11 Bombas.....	84

11.11.1 Ubicación de las bombas.....	84
11.11.2 Cálculo de la potencia de las bombas	84
11.11.3 Tabla resumen de los resultados	86
11.12. Sopladores de aire. BL-201/2 / BL-1401.....	89
11.13. Compresor de aire. CP-201-202 / CP-601-602	90
11.14 Intercambiadores de calor	91
11.14.1 Ejemplo diseño intercambiador de carcasa y tubos.....	92
11.15 Referencias bibliográficas.....	95

11.1. Introducción

En este capítulo se recogen todos los cálculos realizados para el diseño de los equipos, los servicios auxiliares y el sistema hidráulico de la planta.

Cabe destacar que, para los equipos principales del proceso (reactores, intercambiadores, columnas...) se ha realizado un diseño integral. En cambio, para los equipos auxiliares (calderas, chillers, unidades de tratamiento de gases...), se han desarrollado los cálculos necesarios para definir las especificaciones que deben proporcionarse a los proveedores, así como para facilitar la selección de los equipos más adecuados.

11.2. Diseño tanques de almacenamiento. T-101/2/3 y T-501/2/3

En este apartado se ejemplifica el dimensionamiento de los tanques de almacenamiento de Metanol de la planta de FORMIQ. EL cálculo se ha realizado de acuerdo con la norma UNE-EN 14015 para el diseño y fabricación de tanques para el almacenamiento de líquidos a temperatura ambiente y superior, así como presión atmosférica. Para entender el funcionamiento de cálculo a continuación se realiza el diseño del tanque de almacenamiento T-101.

11.2.1. Generalidades del diseño

En primer lugar, se ha determinado que, a presión y temperatura ambientes (1 atm y 25°C) el metanol se puede almacenar de forma segura, aunque este emitirá gases inflamables por lo que se debe realizar un control de la ventilación del tanque, evitando acumulación de vapores y mezclas explosivas.

Seguidamente se ha estimado una capacidad de aprovisionamiento de 3 días. El polígono industrial en el que se sitúa la planta cuenta con diferentes nodos logísticos cercanos, pero el control aduanero, así como posibles problemas en la cadena de suministro, pueden retrasar las entregas previstas. No obstante, al tratarse de una planta de producción en continuo, este periodo de 72 horas se considera suficiente y se justifica por la ubicación estratégica. Esto último es fundamental para cumplir con la normativa de seguridad MIE-APQ-10, minimizando los riesgos asociados al almacenamiento de grandes volúmenes de sustancias inflamables y tóxicas sin comprometer la continuidad del proceso, ya que la infraestructura logística de la zona garantiza una reposición ágil ante cualquier imprevisto.

A continuación, se determinan la presión y temperatura de diseño a partir de las ecuaciones 11.2.1 y 11.2.2.

$$P_{\text{diseño}} = P_{\text{operación}} + 0,15 \cdot P_{\text{operación}} \quad \text{Ecuación 11.2.1}$$

$$T_{\text{diseño}} = T_{\text{operación}} \pm 0,15 \cdot T_{\text{operación}} \quad \text{Ecuación 11.2.2}$$

Donde:

T_i , temperatura i [°C].

P_i , presión i [Pa].

Aplicando las ecuaciones 11.2.1 y 11.2.2 se obtiene:

$$P_{diseño} = 101325 + 0,15 \cdot 101325 = 116523,75 \text{ Pa}$$

$$T_{diseño} = 25^{\circ}\text{C} \pm 15^{\circ}\text{C}$$

11.2.2. Dimensiones del tanque

Las necesidades de metanol de la planta son de 133985,285 kg/d, a partir de este dato y haciendo uso de la ecuación 11.2.3 se determina el volumen necesario de metanol a almacenar.

$$V_L = \tau \cdot \frac{m_L}{\rho_{MeOH}} \quad \text{Ecuación 11.2.3}$$

Donde:

V_L , volumen de metanol [m^3].

m_L , caudal másico [kg/d].

τ , tiempo de residencia [d].

ρ_{MeOH} , densidad del metanol [kg/m^3].

$$V_L = 3 \text{ d} \cdot \frac{123104,96 \text{ kg/d}}{792 \text{ kg/m}^3} = 466,307 \text{ m}^3$$

A continuación, se sobredimensiona el volumen en un 15% para evitar que el tanque esté al 100% de su capacidad, este cálculo se realiza a partir de la ecuación 11.2.4.

$$V_{Tanque} = V_L + V_L \cdot \frac{V_M}{V_T} = 1,15 \cdot V_L \quad \text{Ecuación 11.2.4}$$

Donde:

V_{Tanque} , volumen del tanque [m^3].

V_L , volumen de líquido [m^3].

$$V_{Tanque} = 1,15 \cdot 466,307 = 536,25 \text{ m}^3$$

Se ha decidido fraccionar el volumen total de almacenamiento en tres tanques independientes para garantizar la operatividad de la planta en continuo. Esta configuración permite realizar tareas de mantenimiento, limpieza o inspección en una de las unidades sin necesidad de detener la producción, simplemente operando con las otras dos. Además, desde el punto de vista de la seguridad industrial, esta división limita el inventario de metanol expuesto en caso de fuga o incendio. Finalmente, esta disposición ofrece una mayor flexibilidad ante posibles partidas de materia prima fuera de especificación, permitiendo su aislamiento sin contaminar el resto del stock.

El volumen de cada tanque individual se calcula a partir de la ecuación 11.2.5.

$$V_{Tanque} = \frac{V_{Total}}{N_{Tanques}} \quad \text{Ecuación 11.2.5}$$

$$V_{Tanque} = \frac{536,25}{3} = 178,75 \, m^3 \approx 180 \, m^3$$

Seguidamente se determinan las dimensiones del tanque a partir de las ecuaciones 11.2.6 y 11.2.7.

$$V_T = \frac{H \cdot \pi \cdot D_i^2}{4} \quad \text{Ecuación 11.2.6}$$

$$H = 1,5 \cdot D_i \quad \text{Ecuación 11.2.7}$$

Donde:

VT, volumen total [m3].

H, altura [m].

Di, diámetro interior [m].

Dando como resultado:

$$180 = \frac{1,5 \cdot \pi \cdot D_i^3}{4}$$

$$D_i = 5,346 \, m$$

$$H = 1,5 \cdot 5,346 = 8,019 \, m^3$$

11.2.3. Espesor del tanque

Una vez determinadas las dimensiones internas del tanque se debe de calcular el grosor del tanque, asegurándose de que estas cumplen normativa y calcular las dimensiones exteriores del tanque.

Se elige acero inoxidable 316L principalmente para evitar que el metanol se contamine con partículas de óxido, asegurando así la pureza necesaria para el proceso. Además, este material resiste mucho mejor la corrosión provocada por el ambiente marino de Tarragona, lo que reduce el mantenimiento y alarga la vida útil de los tanques sin necesidad de pintarlos.

Para determinar el grosor de la pared del tanque se utiliza la ecuación 4 del apartado 9.2.2 de la norma UNE-EN 14015, correspondiente a la ecuación 11.2.8.

$$e_t = \frac{D}{20 \cdot S_t} \cdot (98 \cdot W_t \cdot (H_C - 0,3) + p_t) \quad \text{Ecuación 11.2.8}$$

Donde:

D, diámetro interno del tanque [m].

e_t , espesor de la carcasa [mm].

H_C , altura a la que llega el fluido[m].

W_t , densidad del fluido en [Kg/L].

p_t , 1,1 veces la presión de diseño [mbar].

S_t , tensión admisible [N/mm²].

$$e_t = \frac{5,346}{20 \cdot 170} \cdot (98 \cdot 0,792 \cdot (6,976 - 0,3) + 1165,21) = 2,647 \text{ mm}$$

Para tanques de $4 < D < 10$ metros de diámetro interno se recomienda (para hacerlos inoxidables) un espesor mínimo de 3mm por lo que se da por válido el cálculo. Al ser el espesor mínimo de 3mm se sobredimensiona a 6mm por razones de seguridad.

A partir del espesor y la ecuación 11.2.9 se determina el diámetro externo del recipiente.

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot e_t \quad \text{Ecuación 11.2.9}$$

$$D_{ext} = 5,346 + 2 \cdot 0,006 = 5,358m$$

11.2.4. Peso del tanque

Finalmente, a partir de las dimensiones del tanque se determina el peso total del tanque.

Para calcular el volumen del tanque vacío se determina primero el volumen interno y después el externo tal y como se muestra a continuación:

$$V_{Cuerpo,int} = \frac{H \cdot \pi \cdot D_i^2}{4} \quad \text{Ecuación 11.2.10}$$

Hola

Donde:

$V_{cuerpo,int}$, volumen interior [m³].

H, altura [m].

D_i , diámetro interior [m].

$$V_{Cuerpo,int} = \frac{8,019 \cdot \pi \cdot 5,346^2}{4} = 179,998 \text{ m}^3$$

Se incluye un cabezal cónico para evitar la acumulación de agua de lluvia.

$$H_{Cabezal} = 0,25 \cdot D_{int} \quad \text{Ecuación 11.2.11}$$

Hola

Donde:

$H_{cabezal}$, altura cabezal [m].

D_{int} , diámetro interior [m].

Aplicando la ecuación 11.2.11 se obtiene:

$$H_{Cabezal} = 0,25 \cdot 5,346 = 1,3365 \text{ m}$$

$$V_{Cabezal,int} = 0,848 \cdot \left(\frac{D_i}{2}\right)^2 \cdot H_{Cabezal} \quad \text{Ecuación 11.2.12}$$

Donde:

$V_{cabezal}$, volumen del cabezal [m^3].

D_i , diámetro interior [m].

$H_{cabezal}$, altura del cabezal [m].

Usando la ecuación 11.2.12:

$$V_{Cabezal,int} = 0,848 \cdot \left(\frac{5,346}{2}\right)^2 \cdot 1,3356 = 8,09 \text{ m}^3$$

$$V_{int} = V_{Cuerpo,int} + 2 \cdot V_{Cabezal,int} \quad \text{Ecuación 11.2.13}$$

Donde:

V_i , volumen de i [m^3].

$$V_{int} = 179,998 + 2 \cdot 8,09 = 196,178 \text{ m}^3$$

Se repite el mismo proceso para la parte externa, obteniéndose los siguientes resultados:

$$V_{Cuerpo,ext} = \frac{8,019 \cdot \pi \cdot 5,358^2}{4} = 180,807 \text{ m}^3$$

$$H_{Cabezal} = 0,25 \cdot 5,358 = 1,5 \text{ m}$$

$$V_{Cabezal,ext} = 0,848 \cdot \left(\frac{5,358}{2}\right)^2 \cdot 1,5 = 9,129 \text{ m}^3$$

$$V_{ext} = 180,807 + 2 \cdot 9,129 = 199,065 \text{ m}^3$$

A partir de los datos calculados y haciendo uso de la ecuación 11.2.14 se determina el volumen del cuerpo del tanque.

$$V_{cuerpo} = V_{ext} - V_{int} \quad \text{Ecuación 11.2.14}$$

Donde:

V_i , volumen de i [m^3].

$$V_{cuerpo} = 199,065 - 196,178 = 2,887 \text{ m}^3$$

Finalmente, a partir de la densidad del Acero 316L y del metanol se determinan el peso del recipiente vacío y lleno.

$$M_{vacío} = V_{cuerpo} \cdot \rho_{316L} \quad \text{Ecuación 11.2.15}$$

$$M_{lleno} = M_{vacío} + V_{MeOH} \cdot \rho_{MeOH} \quad \text{Ecuación 11.2.16}$$

Donde:

m_i , masa de i [kg].

V_i , volumen de i [m^3].

e_i , densidad de i [kg/m^3].

$$M_{vacío} = 2,887 \, m^3 \cdot 8000 \, kg/m^3 = 23096 \, kg$$

$$M_{lleno} = 23096 + 155,436 \, m^3 \cdot 792 \, kg/m^3 = 146201,312 \, kg$$

Tabla 11.2.1. Dimensiones tanques de almacenamiento áreas 100 y 500.

Equipos	Altura (m)	Dint (m)	Dext (m)	Volumen (m3)
T-101 a T-103	10,7	5,346	5,358	180
T-501 a T-503	12,91	6,45	6,46	316,5

11.3. Cubetos de retención

El cálculo de los cubetos de retención se hace de acuerdo con la ITC MIE-APQ-1 para almacenamiento de fluidos inflamables.

De acuerdo con el artículo 20 sección 3.a, el volumen que debe albergar el cubeto es el del tanque de mayor volumen, considerando que no existe este, pero si los demás.

En el caso de los tanques de metanol son tres tanques de igual volumen, a partir de estos datos se ejemplifica el cálculo del cubeto de retención dedicado a los tanques de metanol del área 100.

$$V_{Tanque} = 195 \, m^3$$

$$A_{Tanque} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{Ext}^2 = \frac{\pi}{4} \cdot 5,502^2 = 23,78 \, m^2$$

Pese a tener 3 tanques, la APQ-1 especifica que se diseña como si el de mayor volumen no existiera, por tanto, el área total ocupada por los tanques es la de 2 tanques únicamente.

$$A_{Tanques} = 2 \cdot 23,73 = 47,56 \, m^2$$

Si se considera la colocación de los tanques en fila, dejando como mínimo una distancia de 2,679 m de separación entre ellos (se dejan 3 m de separación entre tanques y paredes) así como con los muros de contención el largo del cubeto es de 28,5 m.

A partir de la longitud y considerando una altura de muro de 1,6 m se obtiene el ancho mínimo del cubeto haciendo uso de la ecuación 11.3.1.

$$V_{\text{Cubeto}} = (L \cdot W - A_{\text{Tanques}}) \cdot h \quad \text{Ecuación 11.3.1}$$

Donde:

V_{Cubeto} , Volumen mínimo del cubeto en m^3 .

L, Longitud cubeto en metros.

W, Ancho del cubeto en metros.

A_{Tanques} , Área ocupada por los tanques en m^2 .

h, Altura muro de contención en metros.

$$195 = (28,5 \cdot W - 47,56) \cdot 1,6$$

$$W = 5,945 \text{ m}$$

Con un ancho de cubeto de 5,945 m ya se podría albergar el volumen mínimo. Por asegurar una separación lateral entre los tanques y los muros de 1,5m se recalcula el ancho en 8,5 m. Obteniendo un volumen de:

$$V_{\text{Cubeto}} = (28,5 \cdot 8,5 - 47,56) \cdot 1,6 = 311,504 \text{ m}^3$$

Y ocupando una superficie de:

$$A_{\text{Cubeto}} = 28,5 \cdot 8,5 = 242,25 \text{ m}^2$$

Tabla 11.2.1. Dimensiones cubetos de retención áreas 100 y 500.

Área	Vcubeto (m3)	Atanque (m2)	Largo (m)	Ancho (m)	Alto (m)
100	311,504	47,56	28,5	8,5	1,6
500	437,6	65,65	32,3	10,5	1,6

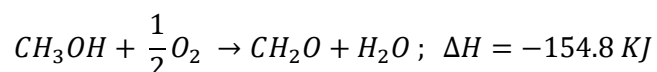
11.4 Reactor multitubular. R-301/R-302/R-303

A continuación, se muestra el diseño de los reactores R-301, R-302 i R-303, los cuales son idénticos.

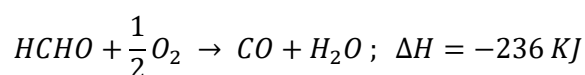
11.4.1 Dimensionamiento de tubos i carga catalítica del proceso

11.4.1.1 Número de tubos i carga catalítica

En este reactor tiene lugar principalmente la reacción:



También tiene lugar la reacción secundaria:



Se trata de un reactor tubular heterogéneo gas-sólido, de manera que su ecuación de diseño es:

$$\frac{dF_A}{dW} = -r_A \quad \text{Ecuación 11.4.1}$$

Donde:

F_A , flujo molar del componente A [mol/s].

W , masa en el tubo [kg].

r_A , velocidad de reacción del componente A [mol/(s·kg_{cat})].

El diseño del reactor se ha realizado mediante el modelo cinético propuesto por Deshmukh et al. (2005) [3]:

$$r_{HCHO} = f \cdot k_{HCHO} \cdot \left(\frac{k_{ad,CH_3OH} \cdot P_{CH_3OH}}{1 + k_{ad,CH_3OH} \cdot P_{CH_3OH} + k_{H_2O} \cdot P_{H_2O}} \right) \cdot \left(\frac{K_{ad,O_2} \cdot P_{O_2}^{\frac{1}{2}}}{1 + K_{ad,O_2} \cdot P_{O_2}^{\frac{1}{2}}} \right) \quad \text{Ecuación 11.4.2}$$

$$r_{CO} = f \cdot k_{CO} \cdot \left(\frac{P_{HCHO}}{1 + k_{ad,CH_3OH} \cdot P_{CH_3OH} + k_{H_2O} \cdot P_{H_2O}} \right) \cdot \left(\frac{K_{ad,O_2} \cdot P_{O_2}^{\frac{1}{2}}}{1 + K_{ad,O_2} \cdot P_{O_2}^{\frac{1}{2}}} \right) \quad \text{Ecuación 11.4.3}$$

Donde:

r_i , Velocidad de formación del componente i [mol/(s·kg_{cat})].

K_i , Constante cinética de formación del componente i [mol/(kg_{cat}·s)].

K_{ad,CH_3OH} , Constante de adsorción del metanol i [1/atm].

K_{ad,H_2O} , Constante de adsorción del agua i [1/atm].

K_{ad,O_2} , Constante de adsorción del componente i [1/(atm^{1/2})].

P_i , Presión parcial del componente i [atm].

f , Factor de dilución.

La relación molar Metanol/Oxígeno en la entrada del reactor es de 0,5. Tal como se recomienda en Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry [5].

El valor de las constantes cinéticas y las constantes de adsorción dependen de la temperatura siguiendo la ecuación de Arrhenius. Esta relación viene dada por las ecuaciones extraídas de los estudios de Deshmukh et al. (2005) [3].

$$k_{CHOH} = 1,5 \cdot 10^7 \cdot \exp(-86000/(R \cdot T)) \quad \text{Ecuación 11.4.4}$$

$$k_{CO} = 3,5 \cdot 10^2 \cdot \exp(-46000/(R \cdot T)) \quad \text{Ecuación 11.4.5}$$

$$k_{ad,CH_3OH} = 2,6 \cdot 10^{-4} \cdot \exp(56780/(R \cdot T)) \quad \text{Ecuación 11.4.6}$$

$$k_{ad,O_2} = 1,423 \cdot 10^{-5} \cdot \exp(60320/(R \cdot T)) \quad \text{Ecuación 11.4.7}$$

$$k_{ad,H_2O} = 5,5 \cdot 10^{-7} \cdot \exp(86450/(R \cdot T)) \quad \text{Ecuación 11.4.8}$$

Donde:

K_{CHOH} , Constante cinética [mol/(kg_{cat}·s)].

$K_{ad,i}$, Constante de adsorción del componente i [mol/(kg_{cat}·s·atm)].

R, Constante de los gases [J/(mol·K)].

T, Temperatura del gas [K].

En el diseño también se ha tenido en cuenta la variación de temperatura y presión a lo largo del reactor. Por una parte, tenemos el balance de energía, tanto del gas como del aceite térmico:

$$\frac{dT}{dW} = \frac{(-\Delta H_r) \cdot r - \frac{U \cdot a}{e_b} (T - T_a)}{\sum (F_i \cdot C_{p_i})} \quad \text{Ecuación 11.4.9}$$

$$\frac{dT_a}{dW} = \frac{U \cdot a \cdot (T - T_a)}{e_b \cdot m_a \cdot c_{pH}} \quad \text{Ecuación 11.4.10}$$

Donde:

ΔH_r , Entalpía de reacción [J/mol].

r, Velocidad de reacción [mol/(s·kg_{cat})].

U, Coeficiente global de transmisión de calor [W/(m²·K)].

a, Área de transferencia por unidad de volumen [m²/m³].

e_b , Densidad del lecho aparente [kg/m³].

T, Temperatura del gas [K].

T_a , Temperatura del refrigerante [K].

F_i , Flux molar [mol/s].

C_{p_i} , Capacidad calorífica molar [J/(mol·K)].

m_a , Velocidad másica de aceite térmico [kg/s].

c_{pH} , Capacidad calorífica del aceite térmico [J/(kg·K)].

Por otra parte, se ha utilizado la ecuación de Ergun para el cálculo de las pérdidas de presión del gas a lo largo del reactor.

$$\frac{dP}{dW} = - \left(\frac{G}{e_g \cdot d_p \cdot e_b \cdot A_c} \right) \cdot \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \left[\frac{150 \cdot (1-\varepsilon) \cdot \mu}{d_p} + 1,75 \cdot G \right] \quad \text{Ecuación 11.4.11}$$

Donde:

G, Velocidad másica [kg/(m²·s)].

e_g , Densidad del gas [kg/m³].

d_p , Diámetro de partícula [m].

e_b , Densidad del lecho [kg/m³].

A_c , Área de la sección del tubo [m²].

ε , Porosidad.

μ , Viscositat [Pa·s].

Para encontrar la cantidad de catalizador necesaria se han resuelto las ecuaciones diferenciales simultáneamente (Ecuación 11.4.1, 11.4.9, 11.4.10 y 11.4.11) usando MatLab. El objetivo es encontrar la cantidad de catalizador y el número y dimensiones de los tubos que permiten obtener conversiones superiores al 95%, manteniendo la temperatura por debajo de ciertos límites (típicamente < 350-400 °C), ya que la exposición a altas temperaturas favorece la sublimación del molibdeno y la formación de compuestos volátiles que migran aguas abajo, y con unas pérdidas de presión aceptables.

Las condiciones de entrada del reactor son 250 °C y 2 bares de presión, tal como se indica al trabajo de Muhammad Irfan Malik [4].

Para realizar los cálculos se han usado las características del catalizador HyKat SMF-50 de CHEMPACK.

Para mitigar la formación de puntos calientes y prevenir el embalsamiento térmico del reactor, se ha diseñado una configuración de 6.000 tubos con un diámetro interno de 1,5 pulgadas. Esta arquitectura, fundamentada en las prácticas industriales detalladas por Braz et al. (2019) [3], implementa una estrategia de carga catalítica mezclada con material inerte para gestionar la cinética altamente exotérmica de la oxidación parcial de metanol a formaldehído.

Mediante simulaciones realizadas en MATLAB, se ha determinado que, para alcanzar una conversión del metanol de 98,74% cada tubo debe albergar una masa total de 1,75 kg de lecho. Esta carga se distribuye en cuatro etapas diferenciadas: una sección inicial de 250 gramos con material inerte, para desplazar el inicio de la reacción al centro del reactor, seguido de 800 gramos con una relación de 15% de catalizador y 85% de material inerte para moderar la liberación de calor en la zona de máxima reactividad, seguida de una tercera sección de 500 gramos con una relación de 40% de catalizador y 60% de inerte para completar la oxidación del metanol residual, y finalmente, 200 g de material inerte para acabar de recuperar la calor generada.

$$W_{cat,tubo} = W_{capa1} \cdot f_1 + W_{capa2} \cdot f_2 \quad \text{Ecuación 11.4.12}$$

$$W_{cat,total} = W_{cat,tubo} \cdot n^{\circ}Tubos \quad \text{Ecuación 11.4.13}$$

Donde:

$W_{cat,total}$, masa de catalizador total [kg].

$W_{cat,tubo}$, masa de catalizador a cada tubo [kg].

$W_{capa,i}$, Massa del lecho en la capa i [kg].

F_i , cator de dilución en la capa i.

$N^{\circ}tubos$, número de tubos.

Aplicando la Ecuación 11.4.12 y 11.4.13, se obtiene que se necesita 1920 kg de catalizador per llevar a cabo la reacción. Por otro lado, se requiere 8580 kg de material inerte.

11.4.1.2 Longitud de los tubos

Pera calcular la longitud del lecho de cada tubo:

$$L_t = \frac{W_{tub}}{e_b \cdot A_c} \quad \text{Ecuación 11.4.14}$$

Donde:

L_t , Longitud del tubo [m].

$W_{activo,i}$, Masa en cada tubo [kg].

e_b , Densidad del lecho [kg/m³].

A_c , Área de la sección del tubo [m²].

Aplicando la Ecuación 11.4.14, se obtiene:

$$L_{lecho} = \frac{1.7}{850 \cdot 0,001134} = 1,816 \text{ m}$$

La longitud total de los tubos se ha establecido en 1,80 m, integrando tanto el lecho catalítico activo como las secciones de material inerte dispuestas en los extremos del reactor para la optimización del perfil térmico.

11.4.1.3 Cálculo del volumen útil de reactor

Dentro del tubo de 1,80 m, tan solo 1,35 m de este contiene material catalítico. De este modo, el volumen útil de reacción es:

$$V_{\text{útil}} = n^{\circ} \text{tubos} \cdot V_{tub} \quad \text{Ecuación 11.4.15}$$

Donde:

$V_{\text{útil}}$, Volumen útil de reactor [m³].

N°_{tubos} , Número de tubos.

V_{tub} , Volumen de cada tubo [m³].

Aplicando la Ecuación 11.4.15:

$$V_{\text{útil}} = n^{\circ} \text{tubos} \cdot V_{t\text{útil}} = 6000 \cdot \left(1,35 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot 0,038^2 \right) = 9,186 \text{ m}^3$$

11.4.1.4 Código diseño del reactor MatLab

%% SIMULACIÓ DEL REACTOR MULTITUBULAR DE FORMALDEHID

% Manual de càlculs - TFG

% ===== Dades globals del reactor =====

Fa0total = (3842)*1000/86400; % mol/s (Metanol)

Fb0total = 7685.61*1000/86400; % mol/s (Oxigen)

Fc0total = 0; % mol/s (Formaldehid)

Fd0total = 6.833*1000/86400; % mol/s (Aigua)

Fn2total = 33025.49*1000/86400; % mol/s (Nitrogen)

ntubs = 6000; % Nombre de tubs

% ===== CONFIGURACIÓ MULTITUBULAR (Càlcul per tub) =====

Fa0 = Fa0total/ntubs;

Fb0 = Fb0total/ntubs;

Fc0 = Fc0total/ntubs;

Fn2 = Fn2total/ntubs;

Fd0 = Fd0total/ntubs;

% ===== Condicions d'operació =====

Hr = -154800; % J/mol

T0 = 523; % K (Entrada reactor)

Ta0 = 503; % K (Entrada refrigerant)

P0 = 2; % bar

Fco0 = 0; % mol/s inicial CO

U = 135; % W/m2K

Dt = 0.038; % m (1.5")

a = 4/Dt; % Relació àrea/volum

% Propagació de propietats físiques

cpa = 60; cpb = 75.32; cpc = 50; cpd = 40; cpn2 = 30; % J/mol·K

eb = 850; % kg/m3 (Densitat lliq)

w0 = (0:0.01:1.75); % Vector de massa del lliq (kg)

i0 = [T0 Fa0 Fb0 Fc0 Fd0 Fco0 Ta0 P0];

% ===== Resolució del sistema ODE =====

options = odeset('RelTol', 1e-6, 'AbsTol', 1e-8);

[W1, I1] = ode15s(@fun, w0, i0, options);

% ===== GENERACIÓ DE GRÀFIQUES PROFESSIONALS =====

figure('Name', 'Resultats Simulació Reactor', 'NumberTitle', 'off')

```
% 1. Perfil de Temperatures
subplot(3,1,1)
plot(W1, I1(:,1), 'r', 'LineWidth', 1.5); hold on;
plot(W1, I1(:,7), 'b--', 'LineWidth', 1.5);
title('Perfil de Temperatura al llarg del Reactor');
xlabel('Massa de llit (kg)'); ylabel('Temperatura (K)');
legend('T Reactor', 'T Refrigerant', 'Location', 'best');
grid on;

% 2. Perfil de Fluxos Molars
subplot(3,1,2)
plot(W1, I1(:,2), 'm', 'LineWidth', 1.5); hold on;
plot(W1, I1(:,4), 'g', 'LineWidth', 1.5);
plot(W1, I1(:,6), 'k', 'LineWidth', 1.5);
title('Evolució de Fluxos Molars');
xlabel('Massa de llit (kg)'); ylabel('Flux (mol/s)');
legend('Metanol', 'Formaldehid', 'CO', 'Location', 'best');
grid on;

% 3. Perfil de Pressió
subplot(3,1,3)
plot(W1, I1(:,8), 'k', 'LineWidth', 1.5);
title('Caiguda de Pressió (Equació d"Ergun)');
xlabel('Massa de llit (kg)'); ylabel('P (bar)');
grid on;

%% DEFINICIÓ DE LA FUNCIÓ DEL MODEL
function dcdw = fun(w, i)
    T = i(1);
    Fa = max(0, i(2));
    Fb = max(0, i(3));
    Fc = max(0, i(4));
    Fd = max(0, i(5));
    Fco = max(0, i(6));
    Ta = i(7);
    P = i(8);

    % Constants i paràmetres (Braz et al., 2019)
    Hr1 = -154800; Hr2 = -236300;
```

```

U = 135; Dt = 0.038; a = 4/Dt; eb = 850;
cpa = 60; cpb = 75.32; cpc = 50; cpd = 40; cpn2 = 30;

ntubs = 6000;
Fn2 = (28642.2*1000/86400)/ntubs;
Ft = Fa + Fb + Fc + Fd + Fn2 + Fco;

ya = Fa/Ft; yb = Fb/Ft; yc = Fc/Ft; yd = Fd/Ft; yn = Fn2/Ft; yco = Fco/Ft;

% Propietats de la mescla
pma = 32.0419; pmb = 31.9988; pmc = 30.026; pmd = 18.0153; pmn = 28.0134; pmco = 28;
PMmix = ya*pma + yb*pmb + yc*pmc + yd*pmd + yn*pmn + yco*pmco;
eg = (P*1e5 * PMmix / 1000) / (8.314 * T);

% Paràmetres d'Ergun
dp = 0.0045; visc = 3e-5; E = 0.5;
mtotalxtub = (Fa*pma + Fb*pmb + Fc*pmc + Fd*pmd + Fn2*pmn)/1000;
Ac = (pi*Dt^2/4);
G = mtotalxtub/Ac;

% Pressions parcials (atm)
Patm = P/1.01325;
Pa = max(1e-6, ya*Patm);
Pb = max(1e-6, yb*Patm);
Pc = max(1e-6, yc*Patm);
Pd = max(1e-3, yd*Patm);

% Lògica de Dilució
if w < 0.250
    f = 0.0;
elseif w < 1.05
    f = 0.15;
elseif w < 1.55
    f = 0.4;
else
    f = 0;
end

ma = 235/ntubs; cpH = 2300; R_gas = 8.314;

% Cinètica (Deshmukh 2005)

```

```

KadA = 2.6e-4 * exp(56780 / (R_gas * T));
KadB = 1.423e-5 * exp(60320 / (R_gas * T));
KadD = 5.5e-7 * exp(86450 / (R_gas * T));
kHCHO = 1.5e7 * exp(-86000 / (R_gas * T));
kco = 3.5e2 * exp(-46000 / (R_gas * T));

thetaA = (KadA * Pa) / (1 + KadA * Pa + KadD * Pd);
thetaB = (KadB * Pb^0.5) / (1 + KadB * Pb^0.5);

r1 = f * kHCHO * thetaA * thetaB;
r2 = f * kco * ((Pc)/(1 + KadA * Pa + KadD * Pd)) * thetaB;

if Fa <= 0 || Fb <= 0
    r1 = 0; r2 = 0;
end

% Balanços diferenciais
dcdw = zeros(8,1);
dcdw(1) = (-Hr1*r1 - Hr2*r2 - (U*a/eb*(T-Ta))) / (Fa*cpa + Fb*cpb + Fc*cpc + Fd*cpd +
Fn2*cpn2);
dcdw(2) = -r1;
dcdw(3) = -1/2*r1 - 1/2*r2;
dcdw(4) = r1 - r2;
dcdw(5) = r1 + r2;
dcdw(6) = r2;
dcdw(7) = (U*a*(T-Ta)) / (eb*ma*cph);
dcdw(8) = -(G/(eg*dp*eb*Ac)) * ((1-E)/E^3) * (((150*(1-E)*visc)/dp) + 1.75*G) / 1e5;
end

```

11.4.2 Distribución de los tubos i geometría de la carcasa

11.4.2.1 Especificaciones técnicas de los tubos y carcasa

Es necesario definir las propiedades físicas de los tubos, ya que estas condicionan la geometría y dimensiones de la carcasa.

En primer lugar, se ha decidido utilizar acero inoxidable AISI 316L para los tubos del reactor, dado que el formaldehído y sus subproductos presentan carácter corrosivo a altas temperaturas. El AISI 316L contiene molibdeno, que aumenta significativamente su resistencia química. Además, su bajo contenido en carbono evita la precipitación de carburos de cromo durante la soldadura.

Por otra parte, según las tablas de estándares para intercambiadores de calor de carcasa y tubos del Perry's Chemical Engineers' Handbook [2], para tubos de diámetro exterior superior a 1 pulgada que operan en condiciones industriales, el BWG 12 (2,77 mm) es el espesor recomendado para garantizar la rigidez mecánica y soportar las vibraciones del fluido en la carcasa.

De esta manera, el diámetro exterior de los tubos se calcula a partir de:

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot Grosor \quad \text{Ecuación 11.4.16}$$

Donde:

D_{ext} , Diámetro exterior [m].

D_{int} , Diámetro interior [m].

Grosor, Grosor del tubo [m].

Si se aplica la Ecuación 11.4.16, se obtiene que el $D_{ext} = 0,0435 \text{ m}$.

Para la carcasa del reactor se ha seleccionado el uso de acero al carbono (ASTM A516 Gr. 70). Esta decisión responde a que el fluido térmico de refrigeración que circula por la carcasa a 230-245 °C no presenta la agresividad química del formaldehído, permitiendo el uso de un material más económico que reduce significativamente el presupuesto de fabricación sin comprometer la seguridad estructural. El grado ASTM A516 ofrece una excelente tenacidad y resistencia mecánica para soportar las presiones de diseño.

11.4.2.2 Configuración del haz de tubos i dimensiones de la carcasa

11.4.2.2.1 Estrategia de duplicación (Split flow)

A pesar de que el diseño original preveía un total de 6.000 tubos, se ha decidido dividir la capacidad en dos unidades idénticas (R-301 y R-302) de 3.000 tubos cada una, operando en paralelo. Esta decisión se fundamenta en:

- **Transportabilidad:** Un reactor de 6.000 tubos de 1,5 pulgadas requeriría un diámetro de carcasa cercano a los 5-5,5 metros, superando los límites estándar de transporte por carretera. Dos unidades de aproximadamente 3,5 metros son mucho más gestionables logísticamente.
- **Control Térmico:** En reactores tan anchos, es más sencillo garantizar una distribución uniforme del fluido térmico, evitando zonas muertas que podrían generar puntos calientes incontrolados.

Además, se ha decidido añadir un tercer reactor (R-303) igual que los dos anteriores para poder seguir trabajando al 100% en caso de que algún reactor falle o necesite mantenimiento.

11.4.2.2.2 Cálculo del diámetro del haz según TEMA

Siguiendo la metodología del Perry's Chemical Engineers' Handbook (Sección 11, Eq. 11-74) [2], para una disposición triangular a 30° (recomendada por el mismo autor) y un solo paso de tubos:

1. Paso entre tubos (Pt): Se fija un paso de 1,25 veces el D_{ext} del tubo:

$$Pt = 1,25 \cdot D_{ext} \quad \text{Ecuación 11.4.17}$$

Donde:

Pt, Paso entre tubos [mm].

D_{ext} , Diámetro exterior del tubo [mm].

Aplicando la Ecuación 11.4.17:

$$Pt = 1,25 \cdot D_{ext} = 1,25 \cdot 43,64 \text{ mm} = 54,55 \text{ mm}$$

2. Cálculo de la constante C i diámetro del haz D

Usado la siguiente correlación:

$$N_t = 1298 + 74,86 \cdot C + 1,283 \cdot C^2 - 0,0078 \cdot C^3 - 0,0006 \cdot C^4 \quad \text{Ecuación 11.4.18}$$

Donde:

N_t , Número de tubos.

C, constante.

Sabiendo que el número de tubos es de 3000, aplicando la Ecuación 11.4.18 se obtiene que C = 18,73.

$$C = 0,75 \cdot \left(\frac{D}{d}\right) - 36 \quad \text{Ecuación 11.4.19}$$

Donde:

C, constante.

D, Diámetro del haz [m].

d, Diámetro externo de los tubos [m].

Aplicando la Ecuación 11.4.20, se obtiene que el diámetro del haz es de 3,18 m.

11.4.2.2.3 Cálculo del diámetro i longitud de la carcasa

La carcasa real debe ser mayor que el haz de tubos para permitir el montaje, alojar los deflectores (baffles) y asegurar que el fluido térmico circule por todo el perímetro. A esta diferencia se le llama Clearance.

Para un reactor de este tamaño, los estándares TEMA recomiendan un margen de unos 144-150 mm.

$$D_s = D + Clearance \quad \text{Ecuación 11.4.20}$$

Donde:

D_s , Diámetro carcasa [m].

D , Diámetro haz de tubos [m].

Clearance, espaciado [m].

Aplicando la Ecuación 11.4.20:

$$D_s = D + Clearance = 3,18 + 0,144 = 3,32 \text{ m}$$

Por otro lado, referente al cálculo de la longitud de la carcasa. Sabiendo que, a nivel industrial, a parte de la longitud que ocupan los tubos, la carcasa debe incorporar un margen adicional para alojar las placas tubulares, las zonas de entrada y salida de gas, las conexiones del fluido térmico, los deflectores del lado carcasa y las tolerancias necesarias para fabricación, soldadura, montaje e inspección. Se adopta una longitud total de carcasa de 2,5 m. Este valor permite mantener los 1,80 m de longitud útil de reacción y disponer de aproximadamente 0,35m adicionales en cada extremo del equipo para los elementos mecánicos y constructivos necesarios.

11.4.2.2.4 Cálculo del espesor de la carcasa

Como se ha explicado con anterioridad, el fluido de la carcasa entra a 1,5 bar i su rango de temperaturas es 230 a 245 °C. El cálculo del espesor de la carcasa se realiza considerando el reactor un recipiente cilíndrico sometido a presión interna.

Para calcular el espesor de la carcasa se ha seguido el criterio de diseño establecido en ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Section VIII, Division 1 (Formulación UG-27) [6]. Además, se han considerado los criterios constructivos habituales para equipos de carcasa y tubos recogidos en TEMA.

Para hacer el diseño se usa la temperatura máxima (245 °C). Por otro lado, la presión de entrada es 1,5 bar absolutos. Para hacer el diseño en vez de usar 1,5 bar usaremos 3 bar, para dimensionar el equipo lo suficiente como para soportar fluctuaciones y variaciones en la presión.

Como se ha especificado anteriormente, el material de la carcasa es acero al carbono ASTM A516 Gr. 70.

La expresión para calcular el espesor de la carcasa según la normativa mencionada anteriormente es:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad \text{Ecuación 11.4.21}$$

Donde:

t , espesor de la carcasa [mm].

P, presión interna de diseño [MPa].

R, radio interno de la carcasa [mm].

S, tensión admisible del material [Mpa].

E, eficiencia de la junta soldada.

El diámetro interno de la carcasa es 3,32m, de modo que el radio interno es 1,66m, lo que equivale a 1660mm.

Por otro lado, el acero al carbono ASTM A516 Gr. 70 tiene un valor de S a 300°C igual a 120 MPa.

Como eficiencia de junta soldada se usa 0,85, considerando una soldadura con eficiencia reducida respecto a una junta completamente radiografiada.

Finalmente, aunque Dowtherm A no se considera corrosivo en condiciones normales se introduce un margen de corrosión de 1mm para hacer un diseño conservador.

Aplicando la ecuación 11.4.21:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} = \frac{0,3 \cdot 1660}{120 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 0,3} = 4,89 \text{ mm}$$

Este valor corresponde al espesor resistente mínimo sin tener en cuenta el margen de corrosión. Teniendo en cuenta dicho margen el espesor requerido es de 5,89mm.

El criterio general de ASME VIII Div. 1 establece espesores mínimos para recipientes a presión. En este caso establece que el espesor mínimo antes del margen de corrosión tiene que ser superior a 1,5mm, lo cual se cumple en este diseño.

Aun habiendo calculado el espesor mínimo (5,89 mm) este valor no se considera adecuado para la fabricación de una carcasa de gran tamaño, ya que el espesor de esta no está únicamente definido por la presión, sino que otros factores y criterios constructivos y mecánicos afectan a su determinación.

Por este motivo se ha seleccionado un espesor nominal de 10mm.

11.4.3 Sistema de refrigeración

11.4.3.1 Selección del fluido térmico y condiciones de entrada

Se ha elegido como fluido térmico el Dowtherm A (mezcla eutéctica de óxido de bifenilo y bifenilo). Esta selección es debida a la necesidad de operar en un rango térmico de 500 K a 600 K manteniendo la estabilidad de la fase. Su baja presión de vapor a altas temperaturas permite diseñar una carcasa de espesores reducidos sin riesgo de cavitación o sobrepresión mecánica.

Según la información técnica del fabricante [7], este fluido puede emplearse en un intervalo de temperaturas de aproximadamente 12 a 400 °C, tanto en fase líquida como en fase vapor. En el presente diseño se considera su operación en fase líquida dentro del reactor. La temperatura de

entrada de este a los reactores R-301/2 es de 230°C, la cual que permite controlar la temperatura de la mezcla reactiva sin riesgo a apagar la reacción química.

Según las especificaciones técnicas [8], a 245 °C, la cual es la temperatura máxima del aceite térmico al reactor, la presión de vapor estimada del Dowtherm A es de aproximadamente 0,7 bar. Esto significa que, si la presión en la carcasa es superior a 0,7 bar, el fluido estará en estado líquido. Cabe destacar que hay que dejar un margen para las pérdidas de carga y posibles fluctuaciones. Por este modo se ha decidido que el Dowtherm A entrará al reactor a 1,5 bar.

11.4.3.2 Diseño y disposición de los deflectores

Para inducir un flujo cruzado que maximice el coeficiente de transferencia de calor externo, se han instalado deflectores segmentales simples bajo las directrices técnicas del Perry's Chemical Handbook [2].

- **Baffle Cut:** Se fija en un 25% del diámetro de la carcasa. De modo que el Baffle Cut tendrá un valor de 0,83 m.
- **Espaciado entre deflectores:** El criterio de diseño en la sección 11-43 del Perry's Book dicta que el espaciado entre deflectores tiene que ser un quinto del diámetro de la carcasa, de modo que el espaciado tendrá un valor de 0,664 m.
- **Número de deflectores:** Dada que la longitud del lecho es de 1,8 m, el reactor dispone de 2 deflectores transversales. Esta disposición mecánica garantiza el soporte estructural de los tubos y obliga al refrigerante a mantener un régimen turbulento constante.

11.4.3.3 Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor

Para hacer la simulación se ha usado el coeficiente global de transmisión de calor (U) sacado de los trabajos de G. Bratz (2019) [1], donde se estudia un reactor muy parecido. Aun así, hay que comprobar que la U real se acerca a ese valor para evitar errores de diseño.

Para el cálculo de U se usa la siguiente expresión:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{e_w}{k_w} + \frac{1}{h_o} + R_f} \quad \text{Ecuación 11.4.22}$$

Donde:

U, Coeficiente global de transferencia de calor [W/(m²·K)].

h_i, Coeficiente de convección interno [W/(m²·K)].

e_w, espesor de la pared [m].

k_w, Conductividad térmica del material del tubo [W/(m·K)].

h_o, Coeficiente convección externo [W/(m²·K)].

R_f, Factor de ensuciamiento [(m²·K)/W].

11.4.3.3.1 Cálculo coeficiente de convección externo

El valor del coeficiente de convección externo es muy grande, de modo que la resistencia de convección externa se menosprecia debido a que es muy pequeña.

11.4.3.3.2 Cálculo coeficiente de convección interno

El cálculo del coeficiente de convección interno se ha calculado a partir de las correlaciones de del Perry's Chemical Handbook [2].

$$\frac{h_i \cdot d_p}{k_g} = 2,58 \cdot Re_p^{1/3} \cdot Pr^{1/3} + 0,094 \cdot Re_p^{0,8} \cdot Pr^{0,4} \quad \text{Ecuación 11.4.23}$$

$$Re_p = \frac{G \cdot d_p}{\mu} \quad \text{Ecuación 11.4.24}$$

Donde:

Re_p , Coeficiente de Reynolds.

Pr , Coeficiente de Prandtl.

h_i , Coeficiente de convección interno $[W/(m^2 \cdot K)]$.

D_p , Diámetro de partícula $[m]$.

k_g , Conductividad térmica del gas $[W/(m \cdot K)]$.

μ , Viscosidad $[Pa \cdot s]$.

G , velocidad másica $[kg/(m^2 \cdot s)]$.

Aplicando la Ecuación 11.4.23 y 11.4.24:

$$Re = \frac{G \cdot d_p}{\mu} = \frac{2,39 \cdot 0,0045}{3 \cdot 10^{-5}} = 358,5$$

Para gases entre 500-600 K se considera $Pr \approx 0,7$.

$$\frac{h_i \cdot 0,0045}{0,045} = 2,58 \cdot Re^{1/3} \cdot Pr^{1/3} + 0,094 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4} = 2,58 \cdot 358,5^{1/3} \cdot 0,7^{1/3} + 0,094 \cdot 358,5^{0,8} \cdot 0,7^{0,4} \rightarrow h_i = 252,84 \text{ W}/(m^2 \cdot K)$$

11.4.3.3.3 Cálculo coeficiente global de transmisión de calor

Aplicando la Ecuación 11.4.22, suponiendo un factor de ensuciamiento típico de $0,002 \text{ (m}^2 \cdot K)/W$:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{e_w}{k_w} + \frac{1}{h_o} + R_f} = \frac{1}{\frac{1}{252,84} + \frac{0,0045}{35} + 0,003} = 141,17 \text{ W}/(m^2 \cdot K)$$

Es un valor muy parecido al $135 \text{ W}/(m^2 \cdot K)$ supuesto, con lo que no nos varía el diseño e incluso tendremos un mejor control de la temperatura.

11.4.3.4 Cálculo caudal y pérdida de presión del refrigerante

11.4.3.4.1 Cálculo caudal refrigerante

Para el cálculo del caudal de refrigerante se debe tener en cuenta el calor que debe de absorber este. El calor generado en cada uno de los reactores viene dado por la ecuación:

$$Q = (-\Delta H_1) \cdot F_{MetOH,0} \cdot X_1 + (-\Delta H_2) \cdot F_{Form,0} \cdot X_2 \quad \text{Ecuación 11.4.25}$$

Donde:

Q , calor generado [W].

ΔH_i , entalpia de la reacción i [J/mol].

F_i , caudal molar de i [mol/s].

X_i , Conversión de la reacción i .

Aplicando la Ecuación 11.4.25 se obtiene:

$$Q = (-\Delta H_1) \cdot F_{MetOH,0} \cdot X_1 + (-\Delta H_2) \cdot F_{Form,0} \cdot X_2 = -154800 \cdot 22,235 \cdot 0,9874 - 236300 \cdot 0,32 = -3474225,08 \text{ W} \rightarrow -3,47 \text{ MW}$$

En cada reactor se generan 3,47 MW. Esta energía es la que el aceite térmico tendrá que absorber.

En el diseño térmico del reactor se ha adoptado un salto de temperatura moderado para el aceite térmico, comprendido entre 10 y 15 °C. Esta elección permite limitar la variación de temperatura del fluido a lo largo del circuito, favoreciendo un control más uniforme de la temperatura del reactor y reduciendo el riesgo de gradientes térmicos elevados o zonas localizadas de sobrecalentamiento.

De este modo, sabiendo que la ecuación del calor absorbido de un líquido es:

$$Q = m_a \cdot C_{p_a} \cdot \Delta T_a \quad \text{Ecuación 11.4.26}$$

Donde:

Q , calor absorbido [W].

m_a , caudal másico de refrigerante [kg/s].

C_{p_a} , calor específico del refrigerante [J/(°C·kg)].

ΔT_a , Gradiente de temperaturas [°C].

Aplicando la Ecuación 11.4.26:

$$Q = m_a \cdot C_{p_a} \cdot \Delta T_a \rightarrow 3474225,08 = m_a \cdot 2300 \cdot 12 \rightarrow m_a = 125,87 \text{ kg/s}$$

De este modo, los reactores R-301 y R-302 necesitaran 125 kg/s de aceite térmico, sumando un total de 250 kg/s. Esto significa que cada tubo necesita 0,041 kg/s de refrigerante.

11.4.3.4.2 Cálculo de las pérdidas de presión del aceite térmico

Como se ha especificado, el aceite térmico usado es el Dowtherm A. Dicho fluido trabaja en el rango 500-600 K en el reactor, con una presión de entrada de 1,5 bar y circula por la carcasa del equipo.

Para calcular las pérdidas de presión de este fluido se ha empleado el método de Kern.

El primer paso es calcular el área libre de paso en carcasa. Para esto se usa la siguiente ecuación:

$$A_s = \frac{D_s \cdot B \cdot (P_t - D_{t,ext})}{P_t} \quad \text{Ecuación 11.4.27}$$

Donde:

D_s , diámetro de la carcasa [m].

B , separación entre deflectores [m].

P_t , paso entre tubos [m].

$D_{t,ext}$, diámetro externo de los tubos [m].

Aplicando la ecuación 11.4.27 se obtiene:

$$A_s = \frac{D_s \cdot B \cdot (P_t - D_{t,ext})}{P_t} = \frac{3,32 \cdot 0,644 \cdot (0,05455 - 0,04364)}{0,05455} = 0,411 m^2$$

De esta manera, se puede calcular la velocidad másica en la carcasa con la ecuación:

$$G_s = \frac{m}{A_s} \quad \text{Ecuación 11.4.28}$$

Donde:

G_s , velocidad másica de la carcasa [$kg/(m^2 \cdot s)$].

m , caudal másico de refrigerante [kg/s].

A_s , área libre de paso en la carcasa [m^2].

Aplicando la ecuación 11.4.29 se obtiene:

$$G_s = \frac{m}{A_s} = \frac{125,87}{0,441} = 285,5 \frac{kg}{m^2 \cdot s}$$

El siguiente paso para calcular las pérdidas de carga es encontrar el diámetro equivalente hidráulico. En este caso para una disposición de tubos triangular se usa la siguiente expresión:

$$D_e = \frac{1,10 \cdot (P_t^2 - 0,917 \cdot d_{t,ext}^2)}{d_{t,ext}} \quad \text{Ecuación 11.4.30}$$

Donde:

D_e , diámetro equivalente [m].

P_t , paso entre tubos [m].

$D_{t,ext}$, diámetro externo de los tubos [m].

Aplicando la ecuación 11.4.30:

$$D_e = \frac{1,10 \cdot (P_t^2 - 0,917 \cdot d_{t,ext}^2)}{d_{t,ext}} = \frac{1,10 \cdot (0,05455^2 - 0,917 \cdot 0,04364^2)}{0,04364} = 0,031 \text{ m}$$

A continuación, se tiene que calcular el número de Reynolds. Para hacer esto primero hay que determinar las propiedades de Dowtherm A. De este modo, el Interval de temperaturas de operación es de 230 a 245 °C, de modo que usaremos las propiedades del fluido a 237,5°C. De este modo según la hoja de especificaciones del Dowtherm A [8]:

$$\rho(237,5^\circ\text{C}) \approx 870 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu(237,5^\circ\text{C}) \approx 5 \cdot 10^{-4} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

El número de Reynolds se calcula a partir de:

$$Re = \frac{G_s \cdot D_e}{\mu} \quad \text{Ecuación 11.4.31}$$

Donde:

Re , número de Reynolds.

G_s , velocidad másica de la carcasa [$\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$].

μ , viscosidad dinámica [$\text{Pa} \cdot \text{s}$].

Aplicando la ecuación 11.4.31 se obtiene:

$$Re = \frac{G_s \cdot D_e}{\mu} = \frac{285,5 \cdot 0,310}{5 \cdot 10^{-4}} = 1,77 \cdot 10^4$$

Analizando el resultado, podemos afirmar que el aceite térmico se encuentra en régimen de circulación turbulento. Por este motivo, usamos la correlación de Kern sacada de los trabajos de Nitsche, M., & Gbadamosi, R. O. (2015) [9] para el cálculo del factor de fricción en fluidos turbulentos:

$$f = e^{0,576 - 0,19 \cdot \ln(Re)} \quad \text{Ecuación 11.4.32}$$

Donde:

f , factor de fricción.

Re , número de Reynolds.

Aplicando la ecuación 11.4.32 se obtiene:

$$f = e^{0,576 - 0,19 \cdot \ln(Re)} = e^{0,576 - 0,19 \cdot \ln(1,77 \cdot 10^4)} = 0,277$$

Finalmente, para calcular las pérdidas de presión se usa, según el mismo método de Kern:

$$\Delta P = f \cdot \frac{Gs^2}{2 \cdot \rho} \cdot \frac{Ds}{De} \cdot (Nb + 1) \quad \text{Ecuación 11.4.33}$$

Donde:

ΔP , pérdida de presión [bar].

f , factor de fricción.

D_s , diámetro carcasa [m].

D_e , diámetro equivalente [m].

Nb , número de deflectores.

G_s , velocidad másica de la carcasa [$\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$].

ρ , densidad del aceite térmico [kg/m^3].

Aplicando la ecuación 11.4.33 se obtiene:

$$\Delta P = f \cdot \frac{Gs^2}{2 \cdot \rho} \cdot \frac{Ds}{De} \cdot (Nb + 1) = 0,277 \cdot \frac{285,5^2}{2 \cdot 850} \cdot \frac{3,32}{0,031} \cdot (2 + 1) = 4267,18 \text{ Pa}$$

El resultado de 4267,18 Pa equivale a 0,0427 bar. De este modo, la presión de salida del Dowtherm A será de 1,457 bar.

11.4.4 Espesor del aislante térmico

Se selecciona aislamiento de lana mineral industrial, material adecuado para temperaturas del orden de 300 °C. La lana mineral industrial puede emplearse en aplicaciones de alta temperatura, ya que es un producto comercial capaz de soportar temperaturas máximas de servicio superiores a 600°C.

Por temas de seguridad de personal y reducir pérdidas de calor se busca que la superficie del reactor tenga una temperatura máxima de 45°C. De este modo, sabiendo que el espesor del reactor es de 10mm de Acero Inoxidable 316L, que el interior de la carcasa está a una temperatura máxima de 243°C y que la temperatura ambiente es de 25°C, se calcula la resistencia a la transmisión de calor total.

Para este cálculo se considera 80mm de aislante. La resistencia total será la suma de la resistencia del aislante, del acero y de la transmisión de calor por convección. Estas se calculan:

$$R_{cond} = \frac{\ln\left(\frac{r_{i+1}}{r_i}\right)}{2 \cdot \pi \cdot L \cdot k_i} \quad \text{Ecuación 11.4.34}$$

$$R_{conv} = \frac{1}{h_{ext} \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_0 \cdot L} \quad \text{Ecuación 11.4.35}$$

Donde:

R , resistencia transmisión de calor [K/W].

r_i , radio i [m].

L , longitud del reactor [m].

h_{ext} , coeficiente transmisión de calor por convección [$W/(m^2 \cdot K)$].

k_i , conductividad térmica del material i [$W/(m \cdot K)$].

Aplicando las ecuaciones 11.4.34 y 11.4.35 se obtiene:

$$R_{acero} = \frac{\ln\left(\frac{r_{i+1}}{r_i}\right)}{2 \cdot \pi \cdot L \cdot k_i} = \frac{\ln\left(\frac{1,67}{1,66}\right)}{2 \cdot \pi \cdot 2,5 \cdot 16} = 2,39 \cdot 10^{-5} K/W$$

$$R_{aislante} = \frac{\ln\left(\frac{r_{i+1}}{r_i}\right)}{2 \cdot \pi \cdot L \cdot k_i} = \frac{\ln\left(\frac{1,75}{1,66}\right)}{2 \cdot \pi \cdot 2,5 \cdot 0,06} = 0,04965 K/W$$

$$R_{conv} = \frac{1}{h_{ext} \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_0 \cdot L} = \frac{1}{10 \cdot 2 \cdot \pi \cdot 1,75 \cdot 2,5} = 0,00364 K/W$$

La pérdida de calor por la superficie cilíndrica viene dada por:

$$Q_p = \frac{T_{int} - T_{amb}}{R_t} \quad \text{Ecuación 11.4.36}$$

Donde:

Q , caudal de calor perdido [W].

T_i , temperatura en i [K].

R_i , resistencia transmisión de calor total [K/W].

$$Q_p = \frac{T_{int} - T_{amb}}{R_t} = \frac{518 - 298}{0,05331} = 4127 W \rightarrow 4,13 kW$$

Una vez calculado esto, sabiendo que:

$$T_s = T_{amb} + Q_p \cdot R_{cnv} \quad \text{Ecuación 11.4.37}$$

Donde:

T_i , temperatura en i [K].

Q , caudal de calor perdido [W].

R_{cnv} , resistencia transmisión de calor por convección [K/W].

Aplicando la ecuación 11.4.37:

$$T_s = T_{amb} + Q_p \cdot R_{cnv} = 298 + 4127 \cdot 0,00364 = 313,02 K \rightarrow 40,02^\circ C$$

El espesor de aislante se da por bueno porque la temperatura de la superficie de este es inferior a 45 °C.

11.4.5 Resumen dimensiones del reactor

Resumiendo, los reactores R-301, R-302 y R-303 son reactores multitubulares con 3000 tubos de ALSI 316L, cada uno de los cuales mide 1,8 m de longitud, 0,038 m de diámetro interno y 0,04364 m de diámetro externo. Estos tubos están dispuestos en forma de pitch triangular 30°. Por otro lado, la carcasa es un recipiente cilíndrico de ASTM A516 Gr. 70 de 2,5 m de longitud, 3,32 m de diámetro interno y 3,52 m de diámetro externo. Esta dispone de 2 deflectores separados 0,6 m entre ellos y con un BaffleCut de 0,82 m. Además, esta carcasa está aislada térmicamente con una capa de 80 mm de lana mineral industrial.

Respecto al lecho catalítico, cada tubo contiene una masa total de 1750 g de lecho. El catalizador usado es el HyKat SMF-50. Cada tubo tiene 4 secciones con diferente porcentaje catalizador/inerte. Los primeros 250 g son 100% inerte, los siguientes 800 g contienen 15% de catalizador y 85% de inerte, después hay 500 g con 40% catalizador y, finalmente, 200 g de 100% inerte.

11.5 Columna absorción. A-401/A-402

A continuación, se muestran los cálculos para el diseño de las torres de absorción A-401 y A-402, las cuales son idénticas.

11.5.1 Consideraciones

11.5.1.1 Tipo de columna y relleno

Se ha optado por una configuración de columna de relleno por la pérdida de carga baja, la resistencia a la corrosión y la eficiencia en la transferencia debido a la alta superficie específica. Dicha columna tiene una recirculación interna del producto para aumentar la relación L/V sin tener que añadir más agua para poder obtener un producto más concentrado. Este corriente de recirculación es enfriado antes de volverse a introducir en la columna para contrarrestar la exotermicidad de la reacción de absorción del formaldehído.

Como relleno se han seleccionado Pall Rings de 25mm debido a su eficiencia en la transferencia de materia y su resistencia al ensuciamiento por posible polimerización. Su geometría garantiza una distribución uniforme del líquido, minimizando el efecto pared y optimizando el contacto entre fases.

11.5.1.2 Metodología

Dada la complejidad del sistema químico involucrado, se ha adoptado una metodología de diseño en dos etapas, combinando el rigor de la simulación de procesos con Aspen HYSYS con los métodos analíticos clásicos, sacados del Perry's Chemical Handbook, específicamente del Capítulo 14 [2].

En primer lugar, se hizo un pre-dimensionamiento con correlaciones clásicas para encontrar las dimensiones físicas (diámetro y altura del lecho) y, posteriormente se integraron y optimizaron los resultados en el Aspen HYSYS, el cual nos permite computar de forma iterativa los balances de energía y equilibrios líquido-vapor no ideales, permitiendo ajustar con precisión el reflujo interno necesario. En el Aspen HYSYS se ha usado el modelo NRTL PR.

11.5.2 Estimaciones iniciales

11.5.2.1 Estimación del ratio de flujo L/V y caudales operativos

El primer paso para poder encontrar el diámetro y la altura de la columna con los métodos clásicos es definir el caudal de líquido que circulará por dentro de la columna.

El líquido que sale por colas debe tener un 39% en peso de formaldehído, una concentración considerablemente elevada, de modo que la cantidad de agua fresca que se podrá añadir será limitada. Por esta razón, para poder trabajar con un valor de L/V alto para evitar la formación de zonas secas, gestionar la exotermicidad de la absorción y aumentar la transferencia de materia, se necesita recirculación interna.

Según la literatura técnica, para procesos de absorción con alta concentración de soluto, se suele utilizar una relación L/V = 1,5-2,5. Para realizar las estimaciones iniciales, se ha escogido L/V ≈ 2.

De este modo, de los reactores multitubulares sale un total de 14,98 kg/s de mezcla gaseosa. Por consiguiente, el uso de una única columna de absorción requeriría un diámetro excesivamente grande para evitar la inundación, generando además pérdidas de carga inasumibles. Por este motivo, se ha optado por distribuir el flujo en dos columnas de absorción idénticas operando en paralelo.

Por tanto, las condiciones de diseño para cada columna son:

$$G = 7,49 \text{ kg/s.} \rightarrow G_M = 269,05 \text{ mol/s}$$

$$LM = 538,1 \text{ mol/s.} \rightarrow L = 9,69 \text{ kg/s}$$

11.5.2.2 Estimación inicial del diámetro de la columna

El criterio crítico para el cálculo del diámetro de la columna de absorción es la velocidad de inundación de la columna. Para el cálculo de dicha velocidad se han usado las correlaciones de Sherwood-Leva-Eckert.

$$Flv = \frac{L}{G} \cdot \sqrt{\frac{e_G}{e_L}} \quad \text{Ecuación 11.5.1}$$

Donde:

Flv, Factor adimensional de flujo.

G, cabal masico de gas [kg/s].

L, cabal masico de líquido [kg/s].

e_G , Densidad del gas [kg/m³].

e_L , Densidad del líquido [kg/m³].

Aplicando la Ecuación 11.5.1 se obtiene:

$$Flv = \frac{L}{G} \cdot \sqrt{\frac{e_G}{e_L}} = \frac{9,68}{7,49} \cdot \sqrt{\frac{1,255}{1080}} = 0,044$$

A partir de este valor, podemos usar las gráficas de Sherwood-Leva-Eckert para encontrar el valor de Y, el cual es de 0,1.

Una vez tenemos el valor de Y, ya podemos encontrar la velocidad de inundación de nuestra columna con la siguiente ecuación:

$$vf = \sqrt{\frac{Y \cdot g \cdot (e_L - e_G)}{F_p \cdot e_G \cdot \mu_L^{0,1}}} \quad \text{Ecuación 11.5.2}$$

Donde:

Y, factor adimensional.

g, gravedad [m/s²].

e_G , Densidad del gas [kg/m³].

e_L , Densidad del líquido [kg/m³].

F_p , Factor de relleno [m⁻¹].

μ_L , viscosidad del líquido [cP].

Aplicando la ecuación 11.5.2 se obtiene:

$$vf = \sqrt{\frac{Y \cdot g \cdot (e_L - e_G)}{F_p \cdot e_G \cdot \mu_L^{0,1}}} = \sqrt{\frac{0,1 \cdot 9,81 \cdot (1080 - 1,255)}{166 \cdot 1,255 \cdot 1,2^{0,1}}} = 2,27 \text{ m/s}$$

Se ha decidido que se va a trabajar a un 70 % de la velocidad de inundación ($v_{op} = 1,59$ m/s). Este criterio permite optimizar la capacidad de tratamiento de la columna asegurando, simultáneamente, un margen operativo suficiente para absorber posibles fluctuaciones en los caudales de proceso y evitar la inestabilidad hidráulica.

El área transversal i el diámetro de la columna será:

$$A = \frac{Q_G}{v_{op}} \quad \text{Ecuación 11.5.3}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \quad \text{Ecuación 11.5.4}$$

Donde:

A, Área transversal [m²].

Q_G, cabal volumétrico de gas [m³/s].

V_{op}, velocidad del gas de operación [m/s].

D, diámetro de la columna [m].

Aplicando la ecuación 11.5.3 y 11.5.4, se obtiene que el valor del área transversal es de 3,56 m² y del diámetro 2,13m.

11.5.2.3 Estimación inicial de la altura del lecho de la columna

La altura del lecho de la columna vendrá determinada por el rendimiento de absorción deseado para el formaldehído, ya que este compuesto constituye el producto principal del proceso. En esta etapa se emplea agua como disolvente con el objetivo de transferir el formaldehído presente en la corriente gaseosa hacia la fase líquida y obtener una solución acuosa de formalina.

Aunque el gas de entrada también contiene cierta cantidad de metanol no reaccionado, este no se ha considerado como criterio principal de diseño de la columna. La recuperación de metanol mediante absorción con agua resulta menos favorable y exigiría un aumento significativo de la altura de relleno o del caudal de disolvente, sin aportar una mejora proporcional al objetivo principal del equipo.

Bajo esta premisa, se ha establecido como límite operativo un rendimiento de absorción superior al 99% para el formaldehído. Este valor se considera adecuado para la columna principal, ya que la pequeña fracción residual de formaldehído en la corriente gaseosa será tratada posteriormente en el Scrubber (S-401 y S-402), permitiendo alcanzar una recuperación global prácticamente completa del formaldehído en el sistema de absorción.

Como se ha mencionado, la metodología usada para el cálculo de la altura ha sido sacada del Perry's Chemical Handbook [2]. Se trata del método del producto entre la altura y el número de unidades de transferencia:

$$z = NTU \cdot HTU \quad \text{Ecuación 11.5.5}$$

Donde:

Z, altura [m].

HTU, altura unidad de transferencia [m].

NTU, número de unidades de transferencia.

Para el cálculo del NTU se ha empleado la ecuación de Colburn. Esta formulación asume que la pendiente de la curva de equilibrio líquido-vapor es constante, lo cual no se cumple estrictamente en nuestro sistema. No obstante, dado que se busca obtener una estimación inicial que posteriormente será ajustada y optimizada en Aspen HYSYS, su uso resulta adecuado como primera aproximación.

$$NTU = \frac{A}{A-1} \cdot \ln \left[\frac{\frac{y_1}{y_2} \cdot (A-1) + 1}{A} \right] \quad \text{Ecuación 11.5.6}$$

$$A = \frac{L}{m \cdot G} \quad \text{Ecuación 11.5.7}$$

Donde:

L, caudal molar de líquido [mol/s].

G, caudal molar de gas [mol/s].

M, pendiente equilibrio vapor-liquido.

Y_i, fracción molar de metanol en el corriente i.

Aplicando la Ecuación 11.5.6 y 11.5.7, se obtiene que el NTU, para conseguir el 90% de la recuperación del metanol, sabiendo que la m del formaldehído en agua a 90°C (temperatura de entrada) es igual a 1,2.

$$A = \frac{L}{m \cdot G} = \frac{538,1}{1,2 \cdot 269,05} = 1,67$$

$$NTU = \frac{A}{A-1} \cdot \ln \left[\frac{\frac{y_1}{y_2} \cdot (A-1) + 1}{A} \right] = \frac{1,67}{1,67-1} \cdot \ln \left[\frac{\frac{0,000905}{0,000905 \cdot 0,1} \cdot (1,67-1) + 1}{1,67} \right] = 9,23$$

En el Perry's Handook [2] nos da valores típicos del HTU según el tipo de reblimiento y el Pell Rings 25mm tiene un HTU aproximado de entre 0,55 y 0,75. Usando 0,55 nos da una altura de lecho de 5,08m.

Cabe recordar que este valor no deja de ser una estimación inicial para empezar la simulación en Aspen HYSYS.

11.5.3 Simulación y optimización de la columna en Aspen HYSYS

Como se ha comentado, se ha usado el Aspen HYSYS para simular y optimizar los resultados, ya que dicho programa permite computar de forma iterativa los balances de energía y equilibrios líquido-vapor no ideales.

Es importante mencionar que la simulación y optimización de la columna de absorción y de su Scrubber asociado se tiene que realizar a la vez, ya que sus diseños están relacionados.

El primer paso para la simulación es crear la "Component List", donde se incluye todos los componentes del sistema y seleccionar como "Fluid Package" NRTL PR, el cual es el que mejor se adapta a la mezcla y condiciones del sistema.

A continuación, entramos en la pestaña de "Simulación" y creamos los corrientes de entrada añadiendo las condiciones y composiciones de estos. A la tabla 11.5.1 se muestran las características de los corrientes de entrada:

Tabla 11.5.1: Tabla que muestra las condiciones y composiciones de los corrientes de entrada iniciales.

CORRIENTE	E. A-401/2	E. H2O A-401/2	E. RECIRCULACIO A-401/2
Temperatura (°C)	90	25	40,28
Presión (bar)	1,89	1,83	1,82
Flujo másico (kg/h)	26967,5865	450,3775	3272,6403
MetOH (kg/h)	32,2756	0,0000	6,0416
O2 (kg/h)	3840,3824	0,0000	0,0309
N2 (kg/h)	19274,0928	0,0000	0,0904
Formaldehido (kg/h)	2338,1743	0,0000	324,0413
CO (kg/h)	32,6538	0,0000	0,0002
H2O (kg/h)	1450,0076	450,3775	2942,4359

Una vez hecho esto, toca añadir la columna de absorción y conectar los distintos corrientes de entrada a la columna, sabiendo que los corrientes líquidos se introducen por la parte superior, mientras que los que están en fase gas se conectan al fondo de esta, tal como se muestra en la Figura 11.5.1 y 11.5.2.

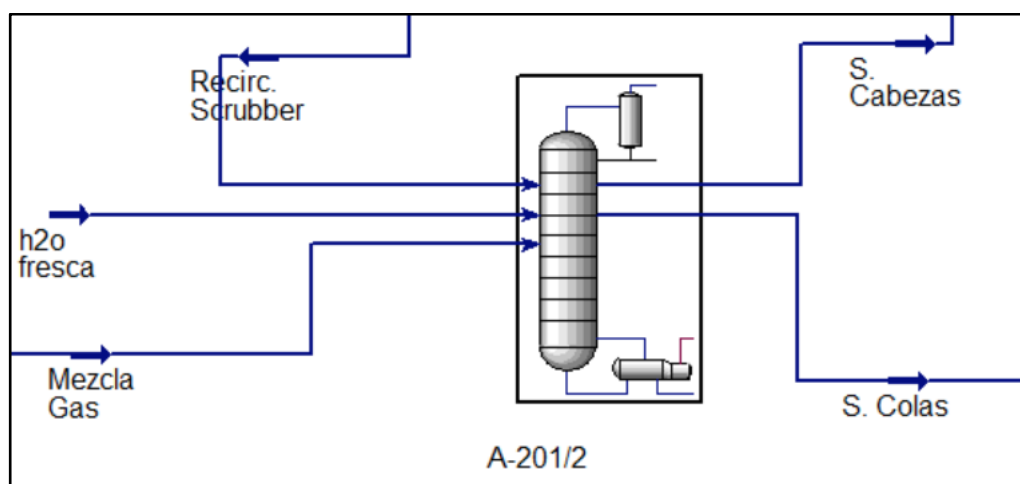


Figura 11.5.1: Gráfica que muestra la columna de absorción en Aspen HYSYS.

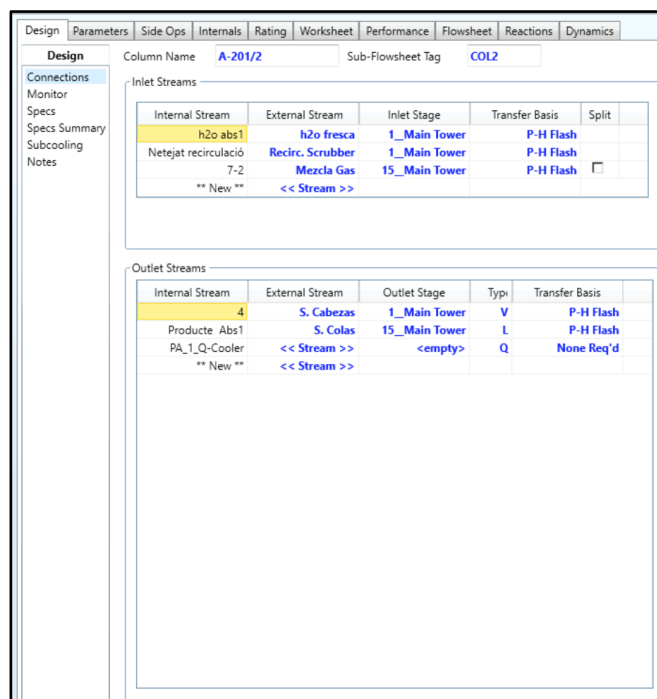


Figura 11.5.2: Gráfica que muestra las conexiones de la columna de absorción.

Cabe destacar que Aspen HYSYS configura de forma estándar las columnas de absorción como columnas de platos, de modo que el siguiente paso es convertir esta columna en una columna empacada con recirculación interna. Para hacer esto se hace doble “click” encima de la columna y se entra a la pestaña de “Rating”. Una vez allí seleccionamos el tipo de columna (Packed) y los valores de la altura y el diámetro estimados, tal y como se muestra en la Figura 11.5.3.

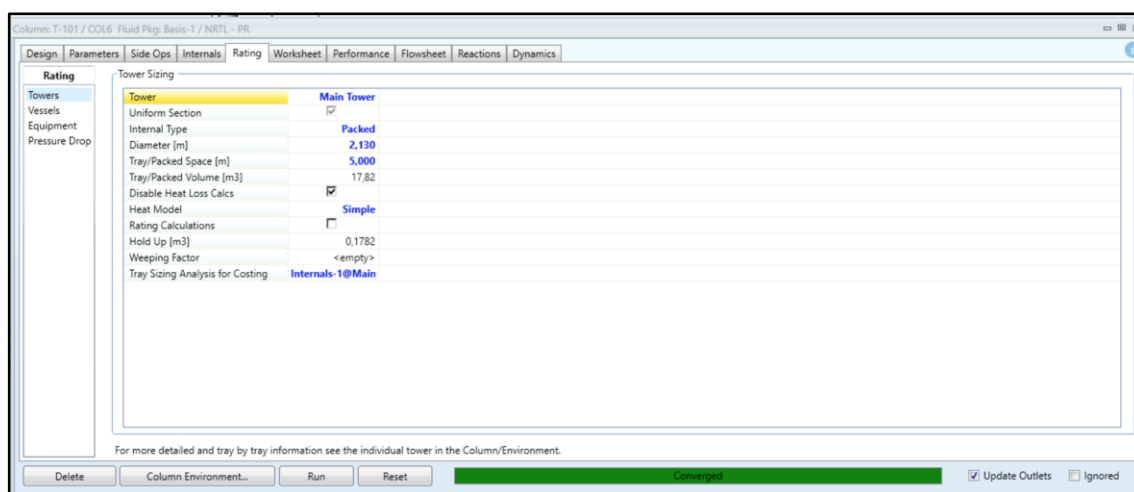


Figura 11.5.3: Imagen que muestra la pestaña Rating de la columna.

Ahora toca definir qué tipo de relleno tendrá la columna. Para hacer esto, una vez dentro de la columna, hay que ir a la pestaña “Internals”. Una vez allí, le damos a “Add New” y seleccionamos Pall Rings 25mm, tal como se muestra a la Figura 11.5.4.

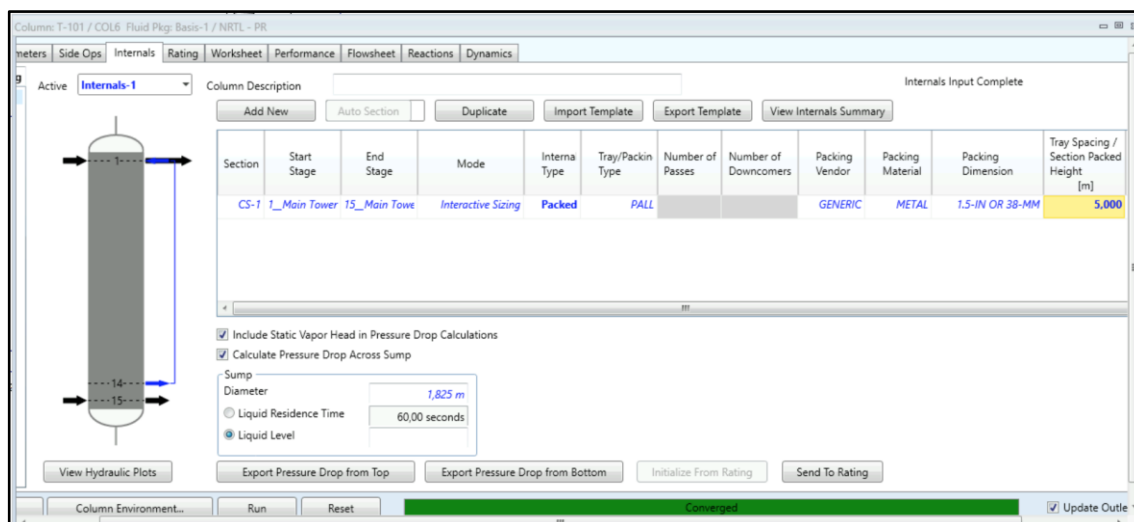


Figura 11.5.4: Imagen que muestra la pestaña “Internals” de la columna.

Ahora toca definir el reflujo interno, para hacer esto vamos a la pestaña “Side Ops” y vamos a “Pump Arounds”. A continuación, le damos a “Add” y seleccionamos la zona de donde se va a retirar el líquido y la zona donde se introducirá este, tal como se muestra en la Figura 11.5.5.

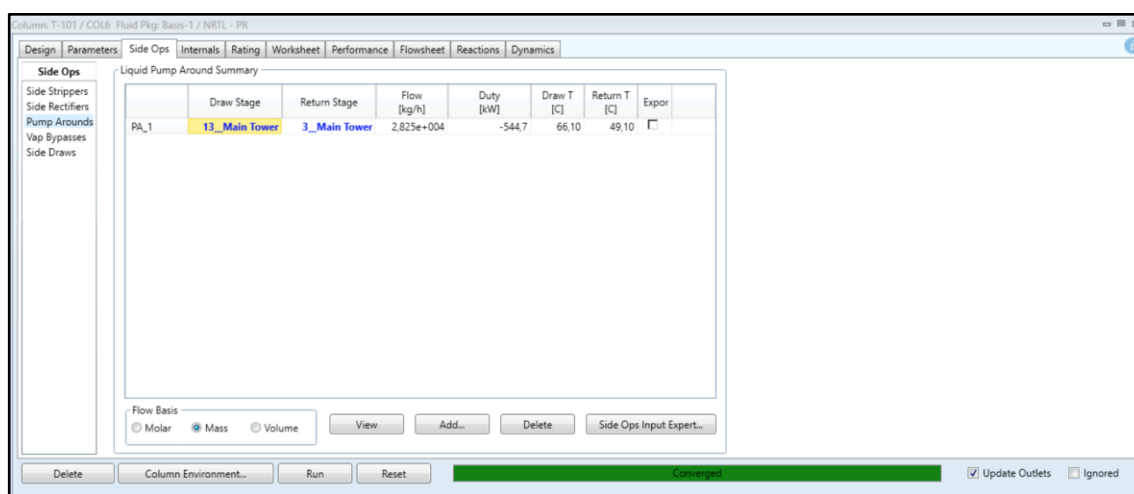


Figura 11.5.5: Imagen que muestra la pestaña de “Pump Arounds” de la columna.

A continuación, si vamos a la pestaña “Design” en “Monitor” podemos seleccionar el caudal molar y el salto térmico de este. Para que la columna tenga el ratio $L/V = 2$ que hemos determinado como primera estimación, el reflujo interno tiene que ser de 1730.2 kmol/h, tal como se muestra en la Figura 11.5.6.

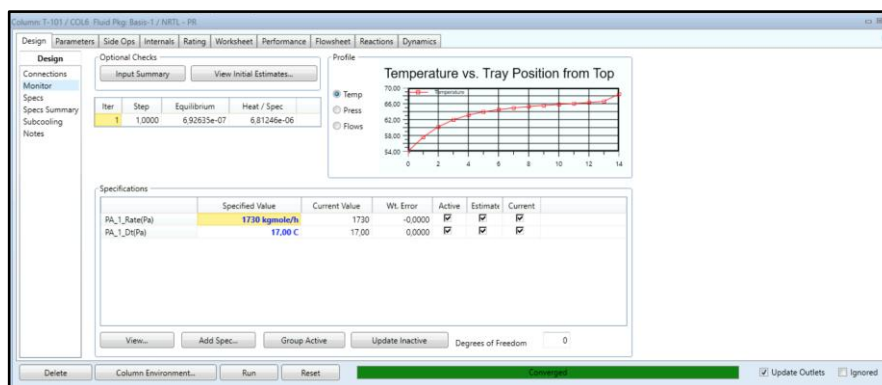


Figura 11.5.6: Imagen que muestra la pestaña "Monitor" en "Design" de la columna.

Una vez hecho esto, se puede ver que, aunque nuestro diseño inicial tiene una base robusta, aun así, tiene margen de mejora. Iterando y probando distintos valores se ha decidido aumentar la altura de la columna hasta 6 m, para mejorar el rendimiento de absorción y para tener un margen de seguridad.

Cabe destacar que, al modificar las condiciones de la comuna, la composición del caudal proveniente del Scrubber asociado a la columna también es modificada. De este modo, con el diseño final tanto de la columna como del Scrubber, los corrientes de salida quedan como se muestra en la Tabla 11.5.2:

Tabla 11.5.2: Tabla que muestra las condiciones y composiciones de los corrientes de salida A-401/2.

CORRIENTE	Cabezas	Colas
Temperatura (°C)	53,7	68,4
Presión (bar)	1,89	1,85
Flujo másico (kg/h)	24644,8313	6045,7731
MetOH (kg/h)	37,6429	0,6743
O ₂ (kg/h)	3840,2948	0,1185
N ₂ (kg/h)	19273,719	0,4642
Formaldehido (kg/h)	323,8536	2338,3620
CO (kg/h)	32,6531	0,0009
H ₂ O (kg/h)	1136,6679	3706,1532

11.5.4 Potencia bomba de recirculación

Para la recirculación 34082,2 kg/h de líquido en la torre de absorción se ha seleccionado una bomba centrífuga horizontal end-suction de una sola etapa y apta para soluciones acuosas metanol/formaldehído.

Los cálculos seguidos para determinar la potencia de esta se encuentran al *Apartado 11.11 Bombas*.

11.5.5 Dimensionamiento y elementos del equipo

11.5.5.1 Elementos y altura de la columna

Una columna de absorción no está formada únicamente por el relleno efectivo (6 m), sino que necesita distintos elementos para su correcto funcionamiento, de modo que estos deben tomarse en cuenta en la determinación de la altura total de la torre.

Por un lado, bajo de cada sección de lecho de relleno se instala una placa de soporte de relleno, para sostener mecánicamente el relleno. Cabe destacar que esta placa debe tener una elevada área libre para facilitar el flujo de líquido y gas a través de ella. Además, hay que considerar que debajo del lecho hay que dejar espacio suficiente para la correcta entrada y distribución del gas por la parte inferior y que permita la acumulación y salida del líquido. Por este motivo, del fondo de la columna hasta el inicio del lecho se deja una separación de 1 m.

También se tiene que pensar en la distribución del líquido. En este caso, como la columna tiene un diámetro elevado (2,13 m) es más eficiente el uso de un distribuidor tipo bandeja perforada en vez de un simple tubo perforado, ya que este ofrece una distribución de líquido más uniforme. Para colocar este elemento y dejar suficiente espacio para la salida del gas, se añade 1 m de altura.

La A-401/2 tiene recirculación interna, de modo que divide en tres secciones el lecho. La recirculación interna la cual sale de la altura 2,2 m y se introduce a una altura de 5,45 m. En la zona de captación se tiene que instalar una bandeja colectora de líquido lateral y en la zona de reintroducción se tiene que instalar un redistribuidor de líquido tipo bandeja perforada. Para estos dos elementos se adopta una altura adicional de 0,5 m.

Finalmente, la columna requiere de un eliminador de nieblas tipo malla metálica para retener las gotas de líquido arrastradas por el gas en la salida gaseosa. Para este equipo se adopta una altura de 0,4 m.

De este modo, la altura total de la columna será:

$$H_{total} = H_{inf} + H_{lecho} + H_{Recir} + H_{Dis,L} + H_{Demister} \quad \text{Ecuación 11.5.8}$$

Donde:

H_{total} , altura total [m].

H_i , altura asociada al elemento i [m].

$$H_{total} = H_{inf} + H_{lecho} + H_{Recir} + H_{Dis,L} + H_{Demister} = 1 + 6 + 0,5 + 1 + 0,4 = 8,9 \text{ m}$$

Finalmente, se ha decidido que la altura de la columna sea de 9 m porque es un valor más estándar y redondo.

11.5.5.2 Espesor de la columna

Para el cálculo del espesor de la columna se ha usado la misma metodología que en el apartado “11.4.2.2.4 Cálculo del espesor de la carcasa”.

Debido a la corrosividad de la mezcla acuosa de formaldehído y metanol, para la construcción de las columnas A-401/2 se ha usado AISI 316L.

Para el cálculo del espesor se ha usado la Ecuación 11.4.21.

Sabiendo que la presión de operación de la columna es 1,85bar absolutos. De este modo para el diseño se usará 3,2 bar.

Por otro lado, el diámetro interno de la columna es de 2,13m, de modo que el radio interno es de 1065mm.

Finalmente, la S del AISI 316L es de 115 MPa y el rendimiento es usado es 0,85.

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} = \frac{0,16 \cdot 1065}{115 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 0,16} = 3,49 \text{ mm}$$

Añadiendo el margen de seguridad por corrosión de 2 mm, el espesor mínimo es de 5,49 mm. Viendo que es un valor muy bajo se comprueba que el criterio de selección del espesor no es la presión interna, ya que los esfuerzos mecánicos tienen mayor peso.

Un criterio conservador habitual es $D/e < 200$. De modo que, con el diámetro de 2130 mm, el espesor mínimo tiene que ser 10,65 mm, lo que se aproxima a un diámetro nominal de 12 mm.

11.5.6 Resumen dimensiones torre de absorción

Resumiendo, las torres A-401 y A-402 están fabricadas en AISI 316L. Son cilíndricas, con una altura total de 9 m, un diámetro interior de 2,13 m y un espesor de 12 mm. Son columnas empacadas y contienen un total de 6 m de relleno, formado por Pall Rings de 25 mm, dividido en tres secciones debido a la recirculación interna: la primera, de 1 m a 2,2 m; la segunda, de 2,45 m a 5,45 m. Los espacios de 0,25 m entre secciones se reservan para alojar los elementos internos de soporte, recogida y redistribución del líquido.

Los elementos de esta columna son tres soportes de relleno, situados a 1m, 2,45 m y 5,70 m de altura; una rejilla retenedora superior a 7,5m; un distribuidor de líquido tipo bandeja perforada a 8m de altura; y un eliminador de niebla tipo malla metálica a 8,5 m de altura.

También dispone de recirculación interna, extrayendo el líquido a 2,2 m de altura mediante una bandeja colectora parcial con salida lateral y devolviéndolo a 5,70 m de altura, después de haber sido enfriado, mediante un redistribuidor de líquido tipo bandeja perforada y utilizando una bomba de 2,2 kW.

11.6 Lavador de gases. S-401/S-402

A continuación, se muestran los cálculos realizados para el diseño de los Scrubbers S-401 y S-402, los cuales son iguales e irán incorporados encima de las columnas de absorción A-401 y A-402.

11.6.1 Consideraciones

Los lavadores de gases siguen una metodología de diseño análoga a la usada en el apartado 11.5 *Torre de absorción*, ya que su naturaleza es la misma. No obstante objetivo es limpiar totalmente los restos de producto y reactivos que salen por cabezas en las torres de absorción.

En este caso también se ha seleccionado como relleno Pall Rings de 25mm debido a su eficiencia en la transferencia de materia.

11.6.2 Estimaciones iniciales

11.6.2.1 Estimación inicial de los caudales operativos

Los limpiadores de gases necesitan un caudal de líquido que asegure que todo el reblimiento está mojado y que la recuperación de productos es la deseada. Por ende, el Perry's Cematic Handbook [2] recomienda ratios L/V de entre 1 – 2. En este caso se ha escogido una ratio L/V de 1 para las estimaciones iniciales, ya que la gran mayoría de formaldehído es recuperado en la A-401/2. De modo que:

$$G = 6,844 \text{ kg/s} \rightarrow GM = 245,64 \text{ mol/s}$$

$$LM = 245,64 \text{ mol/s} \rightarrow L = 4,42 \text{ kg/s}$$

Al igual que en la torre de absorción, la cantidad de agua fresca que se puede añadir queda limitada por la concentración del producto, el cual debe tener una composición del 37% en peso de formaldehído. A causa de esto, el Scrubber debe tener recirculación interna para conseguir el cabal de líquido que asegure que toda la superficie del relleno está mojada.

11.6.2.2 Estimación inicial del diámetro

El criterio crítico en la determinación del diámetro del lavador de gases es la velocidad de inundación.

Para calcular la velocidad de inundación se usa la Ecuación 11.5.1:

$$Flv = \frac{L}{G} \cdot \sqrt{\frac{e_G}{e_L}} = \frac{4,42}{6,844} \cdot \sqrt{\frac{1,255}{1080}} = 0,022$$

A partir de este valor, podemos usar las gráficas de Sherwood-Leva-Eckert para encontrar el valor de Y, el cual es de 0,2.

Una vez tenemos el valor de Y, ya podemos encontrar la velocidad de inundación con la ecuación 11.5.2:

$$vf = \sqrt{\frac{Y \cdot g \cdot (e_L - e_G)}{F_p \cdot e_G \cdot \mu_L^{0,1}}} = \sqrt{\frac{0,2 \cdot 9,81 \cdot (1080 - 1,255)}{166 \cdot 1,255 \cdot 1,2^{0,1}}} = 3,16 \text{ m/s}$$

Se ha decidido que se va a trabajar a un 70 % de la velocidad de inundación ($v_{op} = 2,21 \text{ m/s}$). Como se ha comentado en el apartado 11.5.2 Torre de absorción, este criterio permite optimizar la capacidad de tratamiento de la columna asegurando, simultáneamente, un margen operativo suficiente para absorber posibles fluctuaciones en los caudales de proceso y evitar la inestabilidad hidráulica.

Aplicando las ecuaciones 11.5.3 y 11.5.4, se obtiene que el valor del área transversal es de $2,36 \text{ m}^2$ y del diámetro 1,73m.

11.6.2.3 Estimación inicial de la altura del lecho

La estimación inicial de la altura del lecho de los lavadores de gases se ha realizado a partir de las ecuaciones 11.5.5, 11.5.6 y 11.5.7.

En este caso, la temperatura de entrada del gas es de 53°C , de modo que la m del formaldehído en agua es de 0,15.

$$A = \frac{L}{m \cdot G} = \frac{245,64}{245,64 \cdot 0,15} = 6,67$$

$$NTU = \frac{A}{A-1} \cdot \ln \left[\frac{\frac{y_1}{y_2} \cdot (A-1) + 1}{A} \right] = \frac{6,67}{6,67-1} \cdot \ln \left[\frac{\frac{1}{0,01} \cdot (6,67-1) + 1}{6,67} \right] = 5,22$$

De este modo y usando HTU igual a 0,55, igual que en el apartado anterior, la primera estimación de la altura de los lavadores de gases será de 2,87 m.

11.6.3 Simulación y optimización en el Aspen HYSYS

El proceso seguido es idéntico al seguido en el apartado 11.5.3.

Cabe recordar que la simulación de la torre de absorción y la de su Scrubber deben realizarse simultáneamente.

De este modo, creamos los corrientes de entrada con sus respectivas condiciones y composiciones (Tabla 11.6.1) y los conectamos al Scrubber, siguiendo el mismo criterio que con la torre de absorción (Figura 11.6.1):

Tabla 11.6.1: Tabla que recoge las condiciones y composiciones de las corrientes de entrada del S-401/2.

CORRIENTE	E. S-401/2	E. H2O S-401/2
Temperatura (°C)	53,7	25
Presión (bar)	1,826	1,82
Flujo másico (kg/h)	24644,8313	2911,2402
MetOH (kg/h)	37,6429	0,0000
O ₂ (kg/h)	3840,2948	0,0000
N ₂ (kg/h)	19273,7190	0,0000
Formaldehido (kg/h)	323,8536	0,0000
CO (kg/h)	32,6531	0,0000
H ₂ O (kg/h)	1136,6679	2911,2402

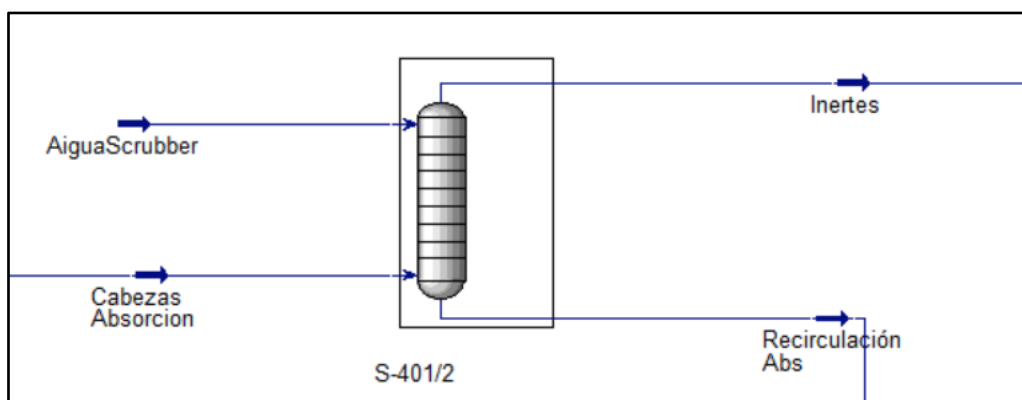


Figura 11.6.1: Imagen que muestra las conexiones del Scrubber.

A continuación, hay que especificar que es una columna empacada, la altura del lecho y el diámetro de esta, tal como se muestra en la Figura 11.6.2:

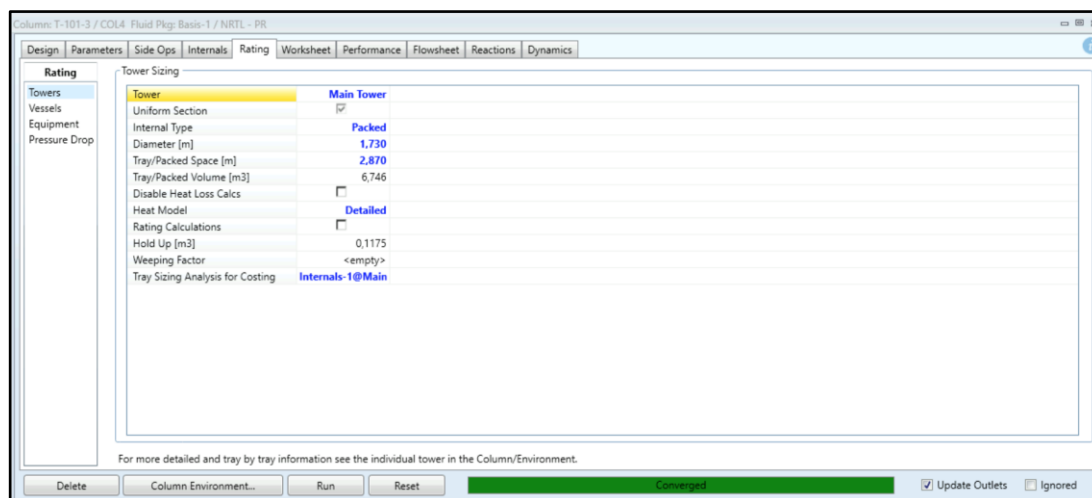


Figura 11.6.2: Imagen que muestra la pestaña “Rating” del Scrubber.

El siguiente paso es definir el tipo de relleno, Figura 11.6.3:

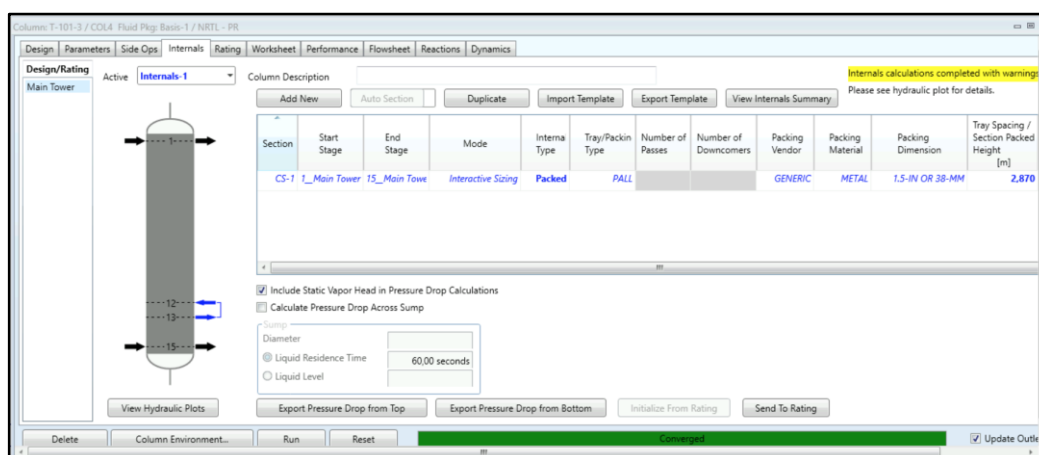


Figura 11.6.3: Imagen que muestra la pestaña “Internals” de la columna.

A continuación, hay que añadir la recirculación interna. Para conseguir un ratio $L/V = 1$, necesitamos una recirculación interna de 700 kmol/h (Figura 11.6.4 y 11.6.5).

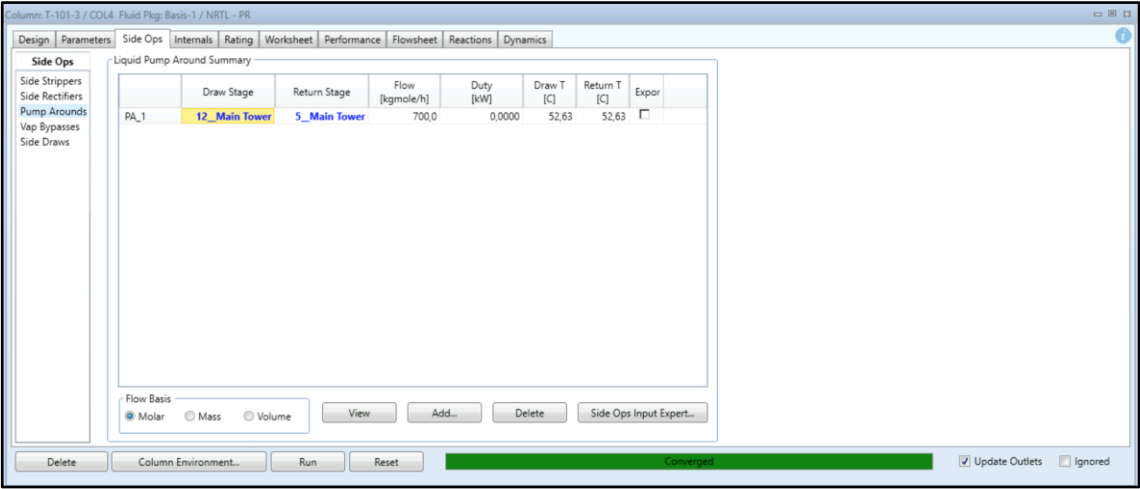


Figura 11.6.4: Imagen que muestra la pestaña de “Pump ArounDs” en “Side Ops”.

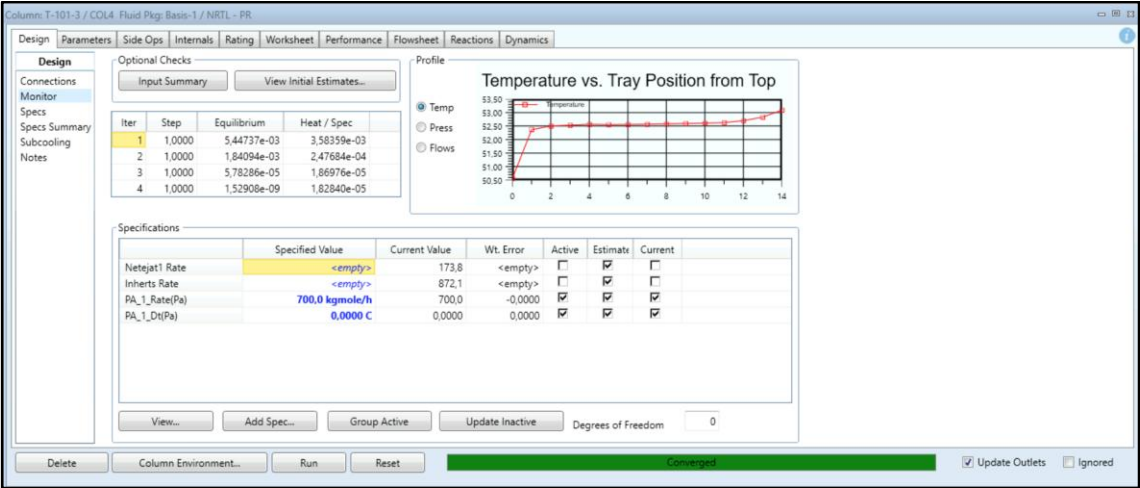


Figura 11.6.5: Figura que muestra la pestaña “Monitor” en “Design”.

Con este diseño se obtienen los siguientes corrientes de salida:

Tabla 11.6.2: Tabla que muestra las condiciones y composiciones de los corrientes de salida.

CORRIENTE	Cabezas	Colas
Temperatura (°C)	50,56	53,09
Presión (bar)	1,807	1,82
Flujo másico (kg/h)	24293,5919	3272,6403
MetOH (kg/h)	31,6240	6,0416
O ₂ (kg/h)	3840,2640	0,0309
N ₂ (kg/h)	19273,6289	0,0904
Formaldehído (kg/h)	0,4274	324,0413
CO (kg/h)	32,6529	0,002
H ₂ O (kg/h)	1114,9947	2942,4359

Este diseño del conjunto Absorbedor + Scrubber se da por bueno ya que se consigue la recuperación del 99,983% del formaldehído.

11.6.4 Potencia de la bomba de recirculación

El cálculo de la potencia de la bomba de recirculación del lavador de gases se encuentra en el *Apartado 11.11 Bombas*.

11.6.5 Dimensionamiento y elementos del equipo

En este apartado se ha seguido una metodología análoga al *Apartado 11.5.5*.

11.6.5.1 Elementos y altura de la columna

Un lavador de gases, al igual que la columna de absorción, no está formada únicamente por el relleno efectivo (3 m), sino que necesita distintos elementos para su correcto funcionamiento, de modo que estos deben tomarse en cuenta en la determinación de la altura total de la torre.

Por un lado, bajo el lecho de relleno se instala una placa de soporte de relleno, para sostener mecánicamente el relleno. Cabe destacar que esta placa debe tener una elevada área libre para facilitar el flujo de líquido y gas a través de ella. Además, bajo de esta se tiene que dejar espacio suficiente para la correcta entrada y distribución del gas por la parte inferior y que permita la acumulación y salida del líquido. Por este motivo, del fondo de la columna hasta el lecho se deja una separación de 1 m.

También se tiene que pensar en la distribución del líquido. Como la columna tiene un diámetro elevado (1,73 m) es más eficiente el uso de un distribuidor tipo bandeja perforada en vez de un simple tubo perforado, ya que este ofrece una distribución de líquido más uniforme. Para colocar este elemento y dejar suficiente espacio para la salida del gas, se añade 1 m de altura.

El S-401 y S-402 tienen recirculación interna, la cual sale de la altura 1 m del lecho y se introduce a una altura de 2,4 m del lecho. En la zona de captación se tiene que instalar una bandeja colectora de líquido y en la zona de reintroducción se tiene que instalar un redistribuidor de líquido. Para estos dos elementos se adopta una altura adicional de 0,5 m.

Finalmente, la columna requiere de un eliminador de nieblas tipo malla metálica para retener las gotas de líquido arrastradas por el gas en la salida gaseosa. Para este equipo se adopta una altura de 0,4 m.

De este modo, aplicando la ecuación 11.5.9 la altura total de la columna será:

$$H_{total} = H_{inf} + H_{lecho} + H_{Recir} + H_{Dis,L} + H_{Demister} = 1 + 3 + 0,5 + 1 + 0,4 = 5,9 \text{ m}$$

Finalmente, se ha decidido que la altura de la columna sea de 6 m porque es un valor más estándar y redondo.

11.6.5.2 Espesor del lavador de gases

Para el cálculo del espesor del Scrubber se ha usado la misma metodología que en el apartado "11.4.2.2.4 Cálculo del espesor de la carcasa".

Debido a la corrosividad de la mezcla acuosa de formaldehído y metanol, para la construcción de las columnas A-301/2 se ha usado AISI 316L.

Para el cálculo del espesor se ha usado la ecuación 11.4.21.

Sabiendo que la presión de operación de la columna es 1,817 bar absolutos. De este modo para el diseño se usará 3,2 bar.

Por otro lado, el diámetro interno de la columna es de 1,73 m, de modo que el radio interno es de 865 mm.

Finalmente, la S del AISI 316L a 75°C es de 115MPa y el rendimiento es usado es 0,85.

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} = \frac{0,32 \cdot 865}{115 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 0,32} = 2,84 \text{ mm}$$

Añadiendo el margen de seguridad por corrosión de 2 mm, el espesor mínimo es de 4,84 mm. Viendo que es un valor muy bajo se comprueba que el criterio de selección del espesor no es la presión interna, ya que los esfuerzos mecánicos tienen mayor peso.

Un criterio conservador habitual es $D/e < 250$. De modo que, con el diámetro de 1730 mm, el espesor mínimo tiene que ser 6,92 mm, lo que se aproxima a un diámetro nominal de 10 mm.

11.6.6 Resumen dimensiones lavadores de gases

Resumiendo, las torres S-401 y S-402 están fabricadas en AISI 316L. Son cilíndricas, con una altura total de 6m, un diámetro interior de 1,73 m y un espesor de 10 mm. Son columnas empacadas y contienen un total de 3 m de relleno, formado por Pall Rings de 25 mm, dividido en tres secciones debido a la recirculación interna: la primera, de 1m a 2m; la segunda, de 2,25 m a 3,65 m; y la tercera, de 3,90 m a 4,5 m. Los espacios de 0,25 m entre secciones se reservan para alojar los elementos internos de soporte, recogida y redistribución del líquido.

Los elementos de esta columna son tres soportes de relleno, situados a 1 m, 2,25 m y 3,90 m de altura; una rejilla retenedora superior a 4,5 m; un distribuidor de líquido tipo bandeja perforada a 5 m de altura; y un eliminador de niebla tipo malla metálica a 5,5 m de altura.

También dispone de recirculación interna, extrayendo el líquido a 2 m de altura mediante una bandeja colectora parcial con salida lateral y devolviéndolo a 3,65 m de altura usando una bomba de 0,55 kW.

11.7 Unidad de oxidación catalítica de gases residuales. R-1401

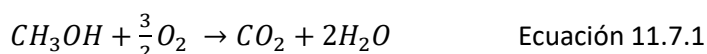
A continuación, se muestran los cálculos realizados para el diseño del R-1401. Cabe destacar que este diseño se trata de un diseño preliminar para conocer las dimensiones y requerimiento del equipo. Del diseño final del reactor se encarga una empresa externa.

11.7.1 Especificaciones

El catalizador utilizado para la oxidación catalítica del monóxido de carbono, metanol y formaldehído es monolito tipo honeycomb, formado por un soporte metálico recubierto principalmente de Platino/Paladio sobre alúmina, tal como se recoge en los trabajos de Yang et al. [10] y Wang et al [11].

La selección del formato monolito frente a un lecho granular se basa en que, para el caudal tan grande de gas, esta distribución presenta una menor pérdida de carga, mejor distribución del gas y alta superficie geométrica.

En el reactor tendrán lugar las siguientes reacciones de oxidación:



En este diseño no se emplea una expresión cinética detallada de reacción, ya que la velocidad real de oxidación depende de la formulación específica del catalizador comercial, la proporción Pt/Pd, la carga metálica, el tipo de soporte, la geometría del monolito y la presencia de vapor de agua. Para obtener una cinética rigurosa sería necesario realizar ensayos experimentales o pruebas piloto con una corriente representativa del proceso. Al no disponer de estos datos, el reactor se dimensiona mediante un criterio de velocidad espacial horaria del gas, GHSV, adecuado para un diseño preliminar de reactores catalíticos monolíticos.

11.7.2 Carga catalítica y dimensionamiento del equipo

En primer lugar, el corriente que debe tratar la unidad de oxidación catalítica se encuentra en la tabla 11.7.1:

Taula 11.7.1: Tabla que muestra la composición y condiciones corrientes de entrada de R-1401.

CORRIENTE	Entrada
Temperatura (°C)	250
Presión (bar)	1,807
Flujo másico (kg/h)	48587,1838
MetOH (kg/h)	63,248
O ₂ (kg/h)	7680,528
N ₂ (kg/h)	38547,2578
Formaldehido (kg/h)	0,8548
CO (kg/h)	65,3058
H ₂ O (kg/h)	2229,9894

11.7.2.1 Cálculo de la conversión necesaria

Sabiendo que la oxidación catalítica del CO es mucho más complicada que la del metanol y formaldehido y que el caudal molar de monóxido de carbono es el más alto, se escoge el límite de emisión de CO como criterio de diseño.

El límite de emisión del CO es de 50 mg/Nm³. Sabiendo que el caudal molar total es de 1744,86 kmol/h, el caudal volumétrico normalizado es:

$$V_N = 1744,86 \cdot 22,414 = 39112,9 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

De este modo la concentración de entrada del CO en la entrada es de:

$$C_{CO,in} = \frac{m_{CO,in}}{N} = \frac{65305800}{39112,9} = 1669,7 \text{ mg/Nm}^3$$

Con esto comprobamos que este tratamiento es muy necesario. Además, podemos calcular que la conversión necesaria de la unidad:

$$X_{CO,min} = \frac{m_{CO,in} - m_{CO,outmax}}{m_{CO,in}} = \frac{65,3058 - 0,05 \cdot 39112,9}{65,3058} = 0,97$$

Para no ir al límite, se ha hecho el diseño con un objetivo de conversión del monóxido de carbono del 98%. Consiguiendo este valor, como es mucho más complicado oxidar CO que MetOH i formaldehído, podemos considerar la conversión de estos dos componentes del 100%.

11.7.2.2 Cálculo oxígeno requerido

A partir de la tabla 11.7.1 y los pesos molares del metanol, formaldehído y monóxido de carbono podemos calcular los caudales molares de cada uno de los contaminantes:

$$n_{MeOH} = 1,974 \text{ kmol/h}$$

$$n_{CO} = 2,331 \text{ kmol/h}$$

$$n_{HCHO} = 0,0285 \text{ kmol/h}$$

Analizando los coeficientes estequiométricos de las reacciones de oxidación (Ecuación 11.7.1, 11.7.2 y 11.7.3), se deduce que la expresión para calcular las necesidades de oxígeno es:

$$n_{O_2,req} = \sum \zeta_{O_2,i} \cdot n_i \quad \text{Ecuación 11.7.4}$$

Donde:

$n_{O_2,req}$, caudal molar necesario de O₂ [kmol/h].

n_i , caudal molar componente i [kmol/h].

$\zeta_{O_2,i}$, Coeficiente estequiométrico del O₂ en la reacción de oxidación de i.

Aplicando la ecuación 11.7.4:

$$n_{O_2,req} = \sum \zeta_{O_2,i} \cdot n_i = 0,98 \cdot 0,5 \cdot 2,3315 + 1,5 \cdot 1,974 + 1 \cdot 0,0285 = 4,131 \text{ kmol/h}$$

Lo cual equivale a 132,22 kg/h de oxígeno.

Vemos que el caudal de oxígeno a la entrada (7680,528 kg/h) es muy superior al oxígeno necesario de modo que no hará falta añadir aire extra.

11.7.2.3 Corriente de salida del reactor

Como se ha justificado anteriormente, la conversión del CO es de 98%, mientras que del metanol y formaldehído es del 100%.

Taula 11.7.2: Tabla que muestra la composición y condiciones corrientes de salida de R-1401.

CORRIENTE	Entrada
Flujo másico (kg/h)	48587,2
Metanol (kg/h)	0,0
O ₂ (kg/h)	7548,3
N ₂ (kg/h)	38547,3
Formaldehído (kg/h)	0,0
CO (kg/h)	1,306
H ₂ O (kg/h)	2301,6
CO ₂ (kg/h)	188,7

11.7.2.4 Dimensionamiento del reactor y carga catalítica

Para estimar el volumen de catalizador se ha utilizado el criterio de velocidad espacial horaria del gas (GHSV), ya que no se dispone de una cinética específica del catalizador. Este parámetro relaciona el caudal volumétrico tratado con el volumen de catalizador y se utiliza con frecuencia en el diseño preliminar de reactores monolíticos. En trabajos como el de Ascaso et al. (2015) [12], se emplea este criterio para evaluar catalizadores monolíticos en corrientes gaseosas. En este caso se adopta un valor de GHSV de 20000 h⁻¹, considerado prudente para una primera estimación, ya que permite obtener un volumen de catalizador razonable sin reducir en exceso el tiempo de contacto entre el gas y la superficie catalítica.

$$V_{cat} = \frac{V_N}{GHSV} \quad \text{Ecuación 11.7.5}$$

Donde:

V_{cat} , volumen de catalizador [m^3].

V_N , caudal volumétrico normalizado [m^3/h]

GHSV, velocidad espacial horaria del gas [h^{-1}].

Aplicando la Ecuación 11.7.5 se obtiene:

$$V_{cat} = \frac{V_N}{GHSV} = \frac{39112,9}{20000} = 1,955 m^3$$

Sobredimensionando el lecho un 20% para compensar perdidas de actividad, envejecimiento, ensuciamiento y desviaciones operativas, obtenemos un volumen de lecho de $2,346 m^3$ que aproximamos a $2,4 m^3$.

El catalizador monolítico tipo honeycomb tiene una densidad aparente de $500 - 680 kg/m^3$ en función del tamaño de las celdas, el material y el espesor de las paredes. Suponiendo una densidad aparente de $600 kg/m^3$, se necesitará una carga catalítica de $1440 kg$ de catalizador.

Una vez encontrado el volumen del lecho, toca dimensionar el reactor. Este es un reactor cilíndrico de lecho fijo de modo que, para su dimensionamiento, se determina una velocidad del gas de $2,5 m/s$.

Para calcular el caudal volumétrico de entrada usamos la ley de los gases ideales. Sabemos que entran a la unidad de oxidación catalítica $1774,86 kmol/h$, lo que equivale a $484,68 mol/s$. Sabiendo que la temperatura de entrada son $250 ^\circ C$ y que la presión de entrada es $1,804 bar$:

$$V = \frac{n \cdot R \cdot T}{P} \quad \text{Ecuación 11.7.6}$$

Donde:

V , caudal volumétrico [m^3/s].

P , presión [Pa].

n , caudal molar [mol/s].

R , constante de los gases [$(Pa \cdot m^3)/(mol \cdot K)$].

T , temperatura [K].

Aplicando la ecuación 11.5.6 se obtiene:

$$V = \frac{n \cdot R \cdot T}{P} = \frac{484,68 \cdot 8,31 \cdot 523}{180400} = 11,67 m^3/s \rightarrow 41976 m^3/h$$

De este modo, sabiendo que:

$$A = \frac{V}{u} \quad \text{Ecuación 11.5.7}$$

Donde:

A, Área transversal [m^2].

V, caudal volumétrico de entrada [m^3/s].

u, velocidad del gas [m/s].

Aplicando la ecuación 11.5.7, se obtiene:

$$A = \frac{V}{u} = \frac{11,67}{2,5} = 4,67 \text{ m}^2$$

De este modo:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \rightarrow D = \sqrt{\frac{4 \cdot 4,67}{\pi}} = \sqrt{\frac{18,68}{\pi}} = 2,44 \text{ m}$$

Al final, para estandarizar el diámetro se usará 2,5 m, de modo que el área transversal real será de $4,91 \text{ m}^2$.

De este modo, sabiendo que $V=H \cdot A$, obteneos que para un lecho de $2,4 \text{ m}^3$ y que el área transversal es de $4,91 \text{ m}^2$ la altura del lecho es de $0,49 \text{ m} \rightarrow 0,5 \text{ m}$.

Aun así, el equipo completo debe disponer de espacio adicional para la distribución uniforme del gas, el soporte del monolito, el plenum de entrada, el plenum de salida y las conexiones mecánicas. Por este motivo, se adopta una longitud total del reactor de 2,0 m, valor que proporciona margen suficiente para alojar los internos sin sobredimensionar excesivamente el equipo.

11.7.2.5 Espesor del equipo

Para el cálculo del espesor del recipiente se ha usado el mismo procedimiento que en el *Apartado 11.4.2.2.4*

Para hacer el diseño se usa la temperatura máxima ($285 \text{ }^\circ\text{C}$). Por otro lado, la presión de entrada es 1,807 bar absolutos. Para hacer el diseño usaremos 3,2 bar, para dimensionar el equipo lo suficiente como para soportar fluctuaciones y variaciones en la presión.

El R-1401 está hecho de Acero Inoxidable 316L.

Para el cálculo del espesor del equipo se usa la Ecuación 11.4.21, sabiendo que la S del acero inoxidable a $300 \text{ }^\circ\text{C}$ es de 95 MPa.

El diámetro interno del reactor es de 2,5 m, de modo que el radio interno es 1,25 m, lo que equivale a 1250 mm.

Como eficiencia de junta soldada se usa 0,85, considerando una soldadura con eficiencia reducida respecto a una junta completamente radiografiada.

Finalmente, se considera un margen de corrosión de 2 mm.

Aplicando la ecuación 11.X:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} = \frac{0,32 \cdot 1250}{90 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 0,32} = 5,24 \text{ mm}$$

Este valor corresponde al espesor resistente mínimo sin tener en cuenta el margen de corrosión. Teniendo en cuenta dicho margen el espesor requerido es de 7,24 mm.

El criterio general de ASME VIII Div. 1 establece espesores mínimos para recipientes a presión. En este caso establece que el espesor mínimo antes del margen de corrosión tiene que ser superior a 1,5 mm, lo cual se cumple en este diseño.

Aun habiendo calculado el espesor mínimo (7,24 mm) este valor no se considera adecuado para la fabricación de reactor de gran tamaño, ya que el espesor de esta no está únicamente definido por la presión, sino que otros factores y criterios constructivos y mecánicos afectan a su determinación.

Por este motivo se ha seleccionado un espesor nominal de 10 mm.

11.7.2.6 Calor generado y salto térmico

El R-1401 se encuentra asilado por motivos de seguridad.

El primer paso es conocer el calor que se genera al oxidar el metanol, el formaldehído y el monóxido de carbono.

Para estimar el calor liberado por la oxidación se han empleado los poderes caloríficos inferiores de los compuestos oxidables presentes en la corriente. Se utilizan valores de $PCI_{CO}=10,11 \text{ MJ/kg}$, $PCI_{MeOH}=19,9 \text{ MJ/kg}$ y $PCI_{HCHO}=17,5 \text{ MJ/kg}$, obtenidos a partir de datos termodinámicos de combustión recogidos en bibliografía: para el metanol se emplean datos del NIST Chemistry WebBook [13], para el CO valores tabulados de poder calorífico recogidos en Engineering Toolbox [14], y para el formaldehído datos de entalpía de combustión reportados por Fletcher y Pilcher [15].

$$Q_{ox} = \sum m_{i,R} \cdot PCI_i \quad \text{Ecuación 11.7.7}$$

Donde:

Q_{ox} , caudal de calor generado [MJ/h].

$m_{i,R}$, caudal másico del componente i reaccionado [kg/h].

PCI_i , Poder calorífico inferior componente i [MJ/kg].

De este modo, aplicando la ecuación 11.7.7, se obtiene:

$$Q_{ox} = \sum m_{i,R} \cdot PCI_i = 0,98 \cdot 65,3035 \cdot 10,1 + 63,248 \cdot 19,9 \cdot 0,8548 \cdot 17,2 = 1919,7 \text{ MJ/h}$$

Lo cual equivale a 533,3 kW generados por la oxidación.

Sabiendo que el reactor está aislado, se considera que toda esta energía es absorbida por el gas. De este modo, sabiendo que:

$$Q = \Delta T \cdot Cp \cdot m \quad \text{Ecuación 11.7.8}$$

Donde:

Q, caudal de calor [J/s].

ΔT , incremento de temperatura del fluido [°C].

Cp, capacidad calorífica del fluido [J/(kg·°C)].

m, caudal másico [kg/s].

De este modo, aplicando la ecuación 11.7.8:

$$Q = \Delta T \cdot Cp \cdot m \rightarrow 533300 = \Delta T \cdot 1050 \cdot 13,497 \rightarrow \Delta T = 37,63 \text{ °C}$$

De este modo la temperatura final del gas será de 287,63°C.

11.7.2.7 Aislamiento térmico

El procedimiento seguido ha sido igual que en el Apartado 11.4.4.

Se selecciona aislamiento de lana mineral industrial, material adecuado para temperaturas del orden de 300 °C, con ya se ha explicado.

Por temas de seguridad se busca que la superficie del reactor tenga una temperatura de 45°C. De este modo, sabiendo que el espesor del R-1401 es de 10 mm de Acero Inoxidable 316L, que el interior del reactor está a temperatura máxima de 285 °C y que la temperatura ambiente es de 25 °C, se calcula la resistencia a la transmisión de calor total.

Para este cálculo se considera 100 mm de aislante. La resistencia total será la suma de la resistencia del aislante, del acero y de la transmisión de calor por convección. Estas se calculan con las ecuaciones 11.4.34 y 11.4.35:

$$R_{cond} = \frac{\ln \left(\frac{r_{i+1}}{r_i} \right)}{2 \cdot \pi \cdot L \cdot ki}$$

$$R_{acero} = \frac{\ln \left(\frac{r_{i+1}}{r_i} \right)}{2 \cdot \pi \cdot L \cdot ki} = \frac{\ln \left(\frac{1,26}{1,25} \right)}{2 \cdot \pi \cdot 2 \cdot 16} = 3,96 \cdot 10^{-5} \text{ K/W}$$

$$R_{aisl} = \frac{\ln \left(\frac{r_{i+1}}{r_i} \right)}{2 \cdot \pi \cdot L \cdot ki} = \frac{\ln \left(\frac{1,36}{1,26} \right)}{2 \cdot \pi \cdot 2 \cdot 0,06} = 0,1013 \text{ K/W}$$

$$R_{conv} = \frac{1}{h_{ext} \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_0 \cdot L} = \frac{1}{10 \cdot 2 \cdot \pi \cdot 1,36 \cdot 2} = 0,00585 \text{ K/W}$$

Aplicando la Ecuación 11.4.36:

$$Q_p = \frac{T_{int} - T_{amb}}{R_t} = \frac{561 - 298}{0,1072} = 2453 \text{ W} \rightarrow 2,45 \text{ kW}$$

Una vez calculado esto, aplicando la ecuación 11.4.37:

$$T_s = T_{amb} + Q_p \cdot R_{cnv} = 298 + 2450 \cdot 0,00585 = 312,35 \text{ K} \rightarrow 39^\circ\text{C}$$

Resultado que se da por bueno, ya que garantiza la seguridad de las personas y se consigue aislar de forma bastante satisfactoria el R-1401.

11.7.3 Resumen dimensiones unidad oxidación catalítica

Resumiendo, el R-1401 es una unidad de oxidación catalítica para el tratamiento de gases. Es un recipiente cilíndrico de Acero Inoxidable 316L de 2 m de altura, 2,5 m de diámetro interior, 10 mm de espesor y un aislamiento de lana mineral industrial de 100 mm. En su interior hay un lecho catalítico de 2,45 m³ de monolito tipo honeycomb, formado por un soporte metálico recubierto principalmente de Platino/Paladio sobre alúmina.

11.8 Mezcladores

11.8.1 Mezclador tipo tanque agitado. M-401

A continuación, se muestran los cálculos realizados para el diseño del equipo M-401.

11.8.1.1 Especificaciones

El mezclador M-401 es un mezclador tipo tanque agitado. Este tiene el objetivo de mezclar y homogenizar los corrientes de entrada recogidos en tabla 11.8.1.

Tabla 11.8.1: Tabla que recoge las composiciones de entrada al M-401.

CORRIENTE	E. Producto	E. H ₂ O	E. MetOH
Flujo másico (kg/h)	12091,5462	169,66	378,5894
Metanol (kg/h)	1,3486	0,0000	377,8337
O ₂ (kg/h)	0,2370	0,0000	0,0000
N ₂ (kg/h)	0,9284	0,0000	0,0000
Formaldehído (kg/h)	4676,7240	0,0000	0,0000

CO (kg/h)	0,0018	0,0000	0,0000
H2O (kg/h)	7412,3064	169,6600	0,7557
CO2 (kg/h)	0,0000	0,0000	0,0000

El agitador que contiene en su interior es una turbina de palas inclinada, el cual es adecuado para la mezcla de líquidos miscibles de baja viscosidad.

Por otro lado, el material del M-401 es acero inoxidable AISI 316L para evitar el efecto de la corrosión de la mezcla de formaldehído con metanol y con agua.

Cabe recalcar que el diseño se ha realizado siguiendo el procedimiento explicado en la Sección 18 del Perry's Chemical Handbook [2].

11.8.1.2 Diseño del recipiente

11.8.1.2.1 Volumen del tanque

En el tanque entran un flujo másico total de 12639,79 kg/h, lo que equivale a 3,511 kg/s. Considerando que la densidad del líquido es de 1050 kg/m³, el caudal volumétrico de entrada es 0,003344 m³/s.

Para encontrar el volumen útil del tanque usamos la siguiente ecuación:

$$V_{ut} = Q \cdot \tau \quad \text{Ecuación 11.8.1}$$

Donde:

V_{ut} , volumen útil [m³].

Q , caudal volumétrico [m³/s].

τ , tiempo de residencia [s].

Según el Perry's Handbook [2] para líquidos miscibles de baja viscosidad un tiempo de residencia adecuado es de 5 minutos, lo que equivale a 300 s. También recomienda que el volumen útil ocupe un 80 % del recipiente.

Aplicando la ecuación 11.8.1 se obtiene:

$$V_{ut} = Q \cdot \tau = 0,003344 \cdot 300 = 1,003 \text{ m}^3$$

Sabiendo que el volumen útil es el 80% del total, $V_{\text{Total}} = 1,25 \text{ m}^3$.

11.8.1.2.2 Dimensiones del tanque

En el Perry's Book (Ref B) se recomienda que $D=H_{ut}$, de modo que podemos calcular el diámetro y altura útil con la siguiente expresión:

$$D = \left(\frac{4 \cdot V_{ut}}{\pi} \right)^{\frac{1}{3}} \quad \text{Ecuación 11.8.2}$$

Donde:

D , diámetro del tanque [m].

V_{ut} , volumen útil [m³].

Aplicando la ecuación 11.8.2 se obtiene:

$$D = \left(\frac{4 \cdot V_{ut}}{\pi} \right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{4 \cdot 1}{\pi} \right)^{\frac{1}{3}} = 1,08 \, m \approx 1,1 \, m = H_{ut}$$

Ahora con el volumen total:

$$H_T = \frac{V_t}{V_{ut}} \cdot H_{ut} \quad \text{Ecuación 11.8.3}$$

Donde:

H_T , altura total [m].

V_t , volumen total [m³].

V_{ut} , volumen útil [m³].

H_{ut} , altura útil [m].

Aplicando la ecuación 11.8.3:

$$H_T = \frac{V_t}{V_{ut}} \cdot H_{ut} = \frac{1,25}{1} \cdot 1,1 = 1,375 \, m \approx 1,4 \, m$$

11.8.1.2.3 Espesor del tanque

Para el cálculo del espesor del recipiente se ha usado el mismo procedimiento que en el *Apartado 11.4.2.2.4*

Para hacer el diseño se usa una temperatura máxima de 85 °C. Por otro lado, la presión de entrada es 1,15 bar absolutos. Para hacer el diseño usaremos 2,3 bar, para dimensionar el equipo lo suficiente como para soportar fluctuaciones y variaciones en la presión.

El R-401 está hecho de Acero Inoxidable 316L.

Para el cálculo del espesor del equipo se usa la expresión 11.4.21, sabiendo que la S del acero inoxidable a 70 °C es de 120 MPa.

El diámetro interno del reactor es de 1,1 m, de modo que el radio interno es 0,55 m, lo que equivale a 550 mm.

Como eficiencia de junta soldada se usa 0,85, considerando una soldadura con eficiencia reducida respecto a una junta completamente radiografiada.

Finalmente, se considera un margen de corrosión de 2mm.

Aplicando la ecuación 11.4.21:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} = \frac{0,23 \cdot 550}{120 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 0,23} = 1,24 \text{ mm}$$

Este valor corresponde al espesor resistente mínimo sin tener en cuenta el margen de corrosión. Teniendo en cuenta dicho margen el espesor requerido es de 3,24mm.

El criterio general de ASME VIII Div. 1 establece espesores mínimos para recipientes a presión. En este caso establece que el espesor mínimo antes del margen de corrosión tiene que ser superior a 1,5 mm, lo cual se cumple en este diseño.

Aun habiendo calculado el espesor mínimo (3,24 mm) este valor no se considera adecuado para la fabricación de reactor de gran tamaño, ya que el espesor de esta no está únicamente definido por la presión, sino que otros factores y criterios constructivos y mecánicos afectan a su determinación.

Por este motivo se ha seleccionado un espesor nominal de 8 mm.

11.8.1.3 Diseño del agitador

El procedimiento seguido para la selección y dimensionamiento del agitador está sacado de la Sección 18 del Perry's Handook [2].

Como se ha mencionado, al ser una mezcla líquida miscible de baja viscosidad el mezclador más adecuado es una turbina de aspas inclinadas 45°.

El Perry's Handbook dice que el diámetro del impulsor es un tercio del diámetro del recipiente, de modo que el diámetro del agitador es de 0,37 m.

Una velocidad de agitación razonable para este tipo de equipos es de 200 rpm, el que equivale a 3,33 s⁻¹.

Por otro lado, para evitar la formación de vórtice se instalan 4 deflectores. Según el Perry's Book la anchura de estos es una décima parte del diámetro del recipiente de modo que los 4 deflectores son de 11 cm de anchura.

Referente a la posición del agitador, se dicta que se coloca a una distancia del fondo igual al tercio del diámetro del recipiente, de modo que el agitador se coloca a una altura de 0,37 m.

Para comprobar que la selección del equipo y velocidad de agitación hay que comprobar que el régimen dentro del M-401 sea turbulento. De este modo hay que calcular el número de Reynolds:

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot D^2}{\mu} \quad \text{Ecuación 11.8.4}$$

Donde:

Re, número de Reynolds.

ρ , densidad del fluido [kg/m³].

N, velocidad de agitación [s⁻¹].

D, diámetro agitador [m].

μ , viscosidad [Pa·s].

Aplicando la ecuación 11.8.4 se obtiene:

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot D^2}{\mu} = \frac{1050 \cdot 3,33 \cdot 0,36^2}{1 \cdot 10^{-3}} = 478670 \rightarrow \text{Régimen turbulento}$$

Para calcular la potencia se usa la siguiente expresión:

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D^5 \quad \text{Ecuación 11.8.5}$$

Donde:

P, potencia [W].

ρ , densidad del fluido [kg/m³].

N, velocidad de agitación [s⁻¹].

D, diámetro agitador [m].

N_p , número de potencia.

Aplicando la ecuación 11.8.5 se obtiene:

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D^5 = 1,5 \cdot 1050 \cdot 3,33^3 \cdot 0,37^5 = 403,29 \text{ W}$$

Aplicando un rendimiento del motor del 65%, se obtiene una potencia necesaria de 620,45 W. De este modo se selecciona un agitador de 0,75 kW.

11.8.1.4 Resumen dimensiones del mezclador M-401

Resumiendo, el equipo M-401 es un mezclador de tanque agitado de forma cilíndrica de AISI 316L. Este tiene 1,4 m de altura, 1,1 m de diámetro y 8 mm de espesor. El agitador es una turbina de aspas inclinadas 45° de 0,75 kW y de 0,37 m de diámetro. Para evitar el vórtice, el agitador está colocado a 0,37 m del fondo y el recipiente contiene 4 deflectores de 0,11 m de anchura.

11.8.2 Mezclador estático gas-gas M-201

Se requiere diseñar un mezclador estático en línea para homogeneizar una corriente de aire caliente y metanol en fase vapor antes de su entrada a un intercambiador de calor.

El sistema opera en régimen continuo a presión moderada, por lo que se selecciona un mezclador estático helicoidal tipo Kenics según recomendaciones del Handbook of Industrial Mixing [16].

A continuación, se muestran los datos de las corrientes de entrada:

$$Q_{aire} = 48795,541 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$T_{aire} = 137^\circ\text{C} = 410,15 \text{ K}$$

$$Q_{MeOH} = 5129,37 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$T_{MeOH} = 90^\circ\text{C} = 363,15 \text{ K}$$

$$P = 2.5 \text{ bar} = 250000 \text{ Pa}$$

$$Q_T = 48795,541 + 5129,37 = 53924,911 \text{ m}^3/\text{h}$$

Conversión a SI:

$$Q_T = \frac{53924,911}{3600} = 14,979 \text{ m}^3/\text{s}$$

Según el Handbook of Industrial Mixing, para mezcladores gas-gas en régimen turbulento se recomiendan velocidades entre 10–20 m/s.

Se elige:

$$v = 15 \text{ m/s}$$

11.8.2.1 Dimensiones de la tubería

A partir de las siguientes ecuaciones se determina el diámetro de la tubería:

$$Q = A \cdot v \quad \text{Ecuación 11.8.6}$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4} \quad \text{Ecuación 11.8.7}$$

Donde:

Q, Caudal volumétrico (m^3/s)

v, velocidad dentro de la tubería (m/s)

D, Diámetro de la tubería (m)

Despejando:

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v}} \quad \text{Ecuación 11.8.8}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot (14,979 \text{ m}^3/\text{s})}{\pi \cdot (15 \text{ m/s})}} = 1,13 \text{ m}$$

$$D = 1,13 \text{ m}$$

Seguidamente se determina la longitud de la sección del mezclador, según el Handbook of Industrial Mixing, para mezcladores tipo Kenics:

$$\frac{L}{D} = 5 - 10$$

De este rango se selecciona un $L/D=5$, entonces:

$$L = 5 \cdot D = 5 \cdot (1,13 \text{ m})$$

$$L = 5,64 \text{ m}$$

Donde cada elemento helicoidal tiene longitud aproximada de:

$$1D \text{ a } 1,5D$$

Se elige:

$$L_{elem} = 1,3D = 1,3 \cdot (1,12) = 1,47 \text{ m}$$

Número de elementos:

$$N = \frac{L}{L_{elem}} = \frac{5,64}{1,47}$$

$$N = 3,84 \approx 4$$

Se seleccionan:

$$N = 4 \text{ elementos}$$

11.8.2.2 Pérdida de carga

La pérdida de carga en mezcladores estáticos se calcula mediante Darcy–Weisbach:

$$\Delta P = 4f \frac{L}{D} \cdot \frac{\rho v^2}{2} \quad \text{Ecuación 11.8.9}$$

Donde:

ΔP_L , pérdidas de presión del tramo recto [Pa].

f , factor de fricción.

L , longitud del tramo [m].

ρ , densidad del fluido [kg/m^3].

V , velocidad lineal del fluido [m/s].

D , diámetro interno tubería [m].

En primer lugar, se calcula el número de Reynolds a partir de la ecuación 11.8.10:

$$Re = \frac{\rho v D}{\mu} \quad \text{Ecuación 11.8.10}$$

Donde:

Re, coeficiente de Reynolds.

e, densidad [kg/m³].

v, velocidad lineal [m/s].

D, diámetro interno [m].

μ, viscosidad [Pa·s].

$$Re = \frac{2,16 \cdot 15 \cdot 1,30}{2,1 \times 10^{-5}} = 1,73 \times 10^6$$

Al ser un valor superior a 4000 se considera flujo turbulento, lo cual es beneficioso para la transferencia de masa y energía.

Seguidamente se determina el factor de fricción para flujo turbulento en tubería lisa usando la siguiente correlación:

$$f = 0,079 \cdot Re^{-0,25} \quad \text{Ecuación 11.8.11}$$

Donde:

f, factor de fricción.

Re, número de Reynolds.

Sustituyendo a la Ecuación 11.8.11:

$$f = 0,079 \cdot (1,73 \times 10^6)^{-0,25} = 0,0022$$

Seguidamente se determina el siguiente término de la ecuación 11.8.9:

$$\frac{\rho v^2}{2}$$

Dando como resultado:

$$\frac{2,16 \cdot (15)^2}{2} = 243 \text{ Pa}$$

Mediante estos cálculos y la ecuación 11.8.9 se determina la caída de presión para la tubería lisa, dando como resultado:

$$\Delta P_{pipe} = 4f \frac{L}{D} \cdot \frac{\rho v^2}{2}$$

$$\frac{L}{D} = \frac{5,64}{1,12} = 5$$

Sustituyendo:

$$\Delta P_{pipe} = 4 \cdot 0,0022 \cdot \frac{5,64}{1,12} \cdot 243 = 10,59 \text{ Pa}$$

A continuación, se determina la caída de presión provocada por el mixer a partir de la pérdida de carga de la tubería lisa, la longitud, el número de elementos y el factor por elemento a partir de la siguiente ecuación:

$$\Delta P = \Delta P_{pipe} \cdot N \cdot L \cdot K_L \quad \text{Ecuación 11.8.12}$$

Donde:

ΔP_{pipe} , Caída de presión en la tubería lisa [Pa].

N, Número de elementos.

L, Longitud de la sección [m].

K_L , Parámetro de caída de presión para mezcladores estáticos.

Sustituyendo a la ecuación 11.8.12:

$$\Delta P = 10,59 \cdot 4 \cdot 5,64 \cdot 6,9$$

$$\Delta P = 1648,48 \text{ Pa}$$

Dando como resultado final una caída de presión de 1648,48 Pa, lo que equivale a aproximadamente 0,16 bar, que respecto a la entrada de 2,4 bar es una pérdida de carga asumible.

11.8.2.3 Resumen dimensiones del mezclador. M-201

El mezclador estático seleccionado (DN1300, L=5,64 m y 4 elementos) cumple las recomendaciones del Handbook of Industrial Mixing [16] para sistemas gas-gas en régimen turbulento, proporcionando una mezcla homogénea con una caída de presión moderada de aproximadamente 1,648 kPa.

11.9. Servicios de planta

En el presente apartado se detallan los cálculos realizados para la selección de equipos de servicios de planta. Una correcta elección de estos equipos es fundamental ya que dan soporte al resto de equipos de la planta.

11.9.1. Caldera de aceite térmico

En FORMIQ se utiliza Dowtherm A como fluido térmico en el proceso de calentar la mezcla de productos previamente a su entrada al reactor (E-202), así como para el tratamiento de gases (E-1402).

Se debe de calcular la potencia térmica que debe generar la caldera, esto se realiza a partir del caudal, la diferencia de temperaturas y la capacidad calorífica del fluido tal y como se muestra a continuación:

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T \quad \text{Ecuación 11.9.1}$$

Donde:

Q , potencia térmica [kW].

m , caudal másico [kg/s].

C_p , capacidad calorífica [kJ/kg·K].

ΔT , salto térmico [°C].

En la siguiente tabla se muestran los datos utilizados en la Ecuación 11.9.1 así como el resultado del cálculo:

Tabla 11.9.1. Resumen datos para cálculo de la potencia calorífica.

Equipo	Caudal (kg/h)	T entrada	T salida	Cp (kJ/kg·K)	Potencia Calorífica (kW)
CL-601	76181	260	300	2,3	1946,85
CL-602	31533	260	300	2,3	805,84
CL-603	76181	260	300	2,3	1946,85

A partir de la potencia se selecciona el equipo mediante catálogos de proveedores. El equipo seleccionado, así como sus características principales, se encuentra en el Capítulo 2. Equipos.

11.9.2. Torres de refrigeración

Además de equipos de calefacción también es necesario incluir equipos de refrigeración.

En este apartado se recogen los cálculos de las torres de refrigeración destinadas a enfriar agua utilizada en los intercambiadores del proceso. En FORMIQ los equipos que utilizan agua como fluido refrigerante son E-401, E-402 y E-403. Se utilizan dos circuitos, uno dedicado al E-401 y otro a él E-402 y E-403.

Para el cálculo de la potencia calorífica se utiliza la Ecuación 11.9.1 y a continuación se reúnen los datos, así como el resultado:

Tabla 11.9.3. Resumen datos para cálculo de la potencia calorífica de la torre de refrigeración.

Equipo	Caudal (kg/h)	T entrada	T salida	Potencia Calorífica (kW)
TR-601	111938	45	25	2599,45
TR-602	162926	35	25	1891,75
TR-603	111938	45	25	2599,45

El equipo seleccionado, así como sus características principales, se encuentra en el Capítulo 2. Equipos.

Además, por el funcionamiento de las torres de refrigeración también se debe de tener en cuenta un caudal de reposición del circuito por la evaporación. Cada 10 grados de salto térmico se supone una pérdida del 2% del agua del circuito.

A continuación, en la Tabla 11.9.4 se muestran los datos y resultados del cálculo del caudal de reposición de cada torre.

Tabla 11.9.4. Resumen datos para cálculo del caudal de reposición.

Equipo	Caudal (kg/h)	DT	% Reposición	Caudal reposición (kg/h)
TR-601	111938	20	0,04	4477,52
TR-602	162926	10	0,02	3258,52

11.9.3. Chiller

Siguiendo con los equipos de refrigeración, también se incluye un chiller de agua, el cual abastece de agua fría al intercambiador E-404, siendo este el previo al almacenamiento del producto.

Para el cálculo de la potencia calorífica se utiliza la ecuación 11.9.1. y a continuación se reúnen los datos, así como el resultado:

Tabla 11.9.5. Resumen datos para cálculo de la potencia calorífica chiller.

Equipo	Caudal (kg/h)	T entrada	T salida	Potencia Calorífica (kW)
CH-601	23468	30	10	544,98
CH-602	23468	30	10	544,98

Los equipos seleccionados, así como sus características principales, se encuentra en el Capítulo 2. Equipos.

11.10 Tuberías

En este apartado se recogen los cálculos realizados para el dimensionamiento de las tuberías. El método de cálculo es el mismo para todas las tuberías, de modo que solo se hará el paso por paso de una tubería.

11.10.1 Selección del diámetro de las tuberías

11.10.1.1 Cálculo del espesor mínimo de la tubería

Para saber que SH usar en las tuberías, hacer falta calcular el espesor mínimo de la tubería. Para hacer esto se ha seguido el criterio ASME B31.3, definido por la siguiente ecuación:

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot (SEW + PY)} \quad \text{Ecuación 11.10.1}$$

Donde:

t, espesor mínimo [mm].

P, Presión de diseño [MPa].

D, diámetro exterior de la tubería [mm].

S, tensión admisible del material a cierta T [MPa].

E, factor de eficacia.

W, factor de reducción por temperatura.

Y, coeficiente del material según norma.

Aplicando este ejemplo para la tubería de entrada al R-301, la cual es una de las que trabaja a mayor presión y temperatura, además contiene un fluido corrosivo. Se usa este ejemplo para mostrar uno de los casos más extremos de la planta de FORMIQ.

Tabla 11.10.1: Tabla que recoge las condiciones de la tubería de entrada al R-301.

Condiciones de la tubería	
Temperatura de operación (°C)	250
Presión de operación (bar)	2
Temperatura de diseño (°C)	300
Presión de diseño (bar)	4
Material	AISI 316L
Tensión admisible a 300 la temperatura de diseño [MPa]	100
Factor de eficacia	1
Factor de reducción de la temperatura	1
Coeficiente del material según la norma	0,4

De este modo, aplicando la ecuación 11.10.1, se obtiene:

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot (SEW + PY)} = \frac{0,4 \cdot D}{2 \cdot (100 \cdot 1 \cdot 1 + 0,4 \cdot 0,4)} = 0,001996 \cdot D$$

Para esta tubería se ha seleccionado un DN600 (610 mm de diámetro exterior). De este modo el espesor mínimo es 1,22 mm, contando un margen de corrosión de 2 mm, nos da un espesor de 3,22 mm. Para DN600 el SH10 es de 6,35 mm, de modo que este es suficiente.

Este procedimiento se ha realizado para todas las tuberías. En todas, el SH10 es suficiente.

11.10.1.2 Cálculo del diámetro de la tubería

Para determinar el diámetro de las tuberías, en primer lugar, es necesario establecer los rangos de velocidad lineal aceptables para los distintos tipos de fluidos. La velocidad seleccionada debe representar un equilibrio entre unas pérdidas de carga moderadas y una sección de tubería razonable, evitando tanto velocidades demasiado bajas, que provocarían diámetros excesivos, como velocidades demasiado elevadas, que podrían generar mayores pérdidas de presión, ruido, vibraciones o erosión. Según el Perry's Handbook en la Sección 6 [2]:

Tabla 11.10.2: Tabla que recoge el rango de velocidades de circulación de los fluidos.

Rango de velocidad típica (m/s)	
Líquidos poco viscosos	1-3
Líquidos viscosos o aceites	0,5-2
Gases de proceso	15-25

El procedimiento de selección del diámetro es un proceso iterativo. Este consiste en seleccionar un diámetro normalizado con el SH adecuado. Después se calcula el diámetro interior de la tubería y se aplica la ecuación 11.10.2.

$$v = \frac{Q}{A} \quad \text{Ecuación 11.10.2.}$$

Donde:

v , velocidad lineal del fluido [m/s].

Q , caudal volumétrico del fluido [m³/s].

A , área transversal de la tubería [m²].

Aplicando la Ecuación 11.10.2 se mira si la velocidad lineal está dentro de los rangos aceptables. En caso de ser así, se da diámetro por bueno. En caso de que la velocidad lineal no esté dentro del rango se prueba con otro DN.

Cabe destacar que para el cálculo del caudal volumétrico hace falta la densidad del fluido, en el caso de los gases se usa la Ley de los Gases Ideales, mientras que para el agua y las soluciones de formaldehído se usan las siguientes ecuaciones empíricas:

$$\rho_{frm}(T) = 1090 \cdot [1 - 0,0007 \cdot (T - 20)] \quad \text{Ecuación 11.10.3}$$

$$\rho_{H2O}(T) = 998 \cdot [1 - 0,0003 \cdot (T - 20)] \quad \text{Ecuación 11.10.4}$$

Donde:

ρ_i , densidad del fluido i [kg/m³].

T , Temperatura [°C].

Siguiendo el ejemplo del Apartado 11.10.1.1, dicho corriente contiene un caudal másico de 26967,6 kg/h a 2 bar y 250°C. De este modo, la densidad del fluido según la ecuación de los gases ideales da 1,29 kg/m³, de este modo el caudal volumétrico es de 5,807 m³/s. Si se prueba con DN600 y SH10 nos da un diámetro interior de 0,5973 m, de modo que el área transversal es de 0,28 m². Aplicando la ecuación 11.10.2 se obtiene:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{5,807}{0,28} = 20,74 \text{ m/s} \rightarrow \text{Dentro del rango} \rightarrow \text{Se da por bueno DN600 SH10.}$$

11.10.2 Espesor asilamiento de las tuberías

Como se ha explicado en el Capítulo 4. El espesor del aislante de las tuberías viene determinado para que la temperatura de la superficie de estas no supere los 50°C, a excepción de aquellas líneas donde nos interesa un mayor asilamiento por motivos de proceso. El proceso usado es un método iterativo, donde se supone un grosor y luego se comprueba que la temperatura a la superficie sea menor a 50°C.

El primer paso es suponer un espesor de aislante, de modo que se puede calcular el radio de la tubería sin aislante y con aislante. Una vez hecho esto, se puede aplicar la ecuación 11.10.5 para calcular la resistencia de calor que proporciona el aislante.

$$R_{ais} = \frac{\ln(\frac{r_2}{r_1})}{2 \cdot \pi \cdot \lambda} \quad \text{Ecuación 11.10.5}$$

Donde:

R_{ais} , resistencia a la transmisión de calor del aislante [K·m/W]

R_2 , radio de la tubería con aislante [m].

R_1 , radio de la tubería sin aislante [m].

λ , Conductividad térmica del aislante [W/(m·K)].

Por otro lado, la resistencia a la transmisión de calor por convección exterior se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$R_{conv} = \frac{1}{h \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_2} \quad \text{Ecuación 11.10.6}$$

Donde:

R_{conv} , Resistencia asociada a la convección exterior [K·m/W].

h , coeficiente de transmisión de calor por convección del aire [W/(m²·K)].

r_2 , Radio de la tubería con aislante [m].

Una vez hecho esto, se calcula la pérdida térmica por metro a partir de la ecuación 11.10.7:

$$q = \frac{T_i - T_a}{R_{asi} + R_{conv}} \quad \text{Ecuación 11.10.7}$$

Donde:

q , pérdida térmica por metro [W/m].

T_i , temperatura interior [K].

T_a , temperatura ambiente [K].

R_{conv} , Resistencia asociada a la convección exterior [K·m/W].

R_{ais} , resistencia a la transmisión de calor del aislante [K·m/W]

Finalmente, se puede calcular la temperatura en la superficie con la ecuación:

$$T_s = T_a + q \cdot R_{conv} \quad \text{Ecuación 11.10.8}$$

Donde:

T_s , Temperatura en la superficie de la tubería [K].

T_a , temperatura ambiente [K].

R_{conv} , Resistencia asociada a la convección exterior [K·m/W].

q , pérdida térmica por metro [W/m].

Para hacer un ejemplo, se ha seguido usando la tubería de entrada de reactivos al R-301 (DN600-M-AIR-AI-30001). Se ha supuesto un espesor de 100 mm. De este modo, aplicando las ecuaciones 11.10.5, 11.10.6, 11.10.7 y 11.10.8

$$R_{ais} = \frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2 \cdot \pi \cdot \lambda} = \frac{\ln\left(\frac{0,400}{0,300}\right)}{2 \cdot \pi \cdot 0,053} = 0,864 \left[k \cdot \frac{m}{W}\right]$$

$$R_{conv} = \frac{1}{h \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_2} = \frac{1}{10 \cdot 2 \cdot \pi \cdot 0,4} = 0,0398 \left[k \cdot \frac{m}{W}\right]$$

$$q = \frac{T_i - T_a}{R_{asi} + R_{conv}} = \frac{523 - 298}{0,864 + 0,0398} = 248,94 W/m$$

$$T_s = T_a + q \cdot R_{conv} = 298 + 248,9 \cdot 0,0398 = 307,91 K \rightarrow 34,91^\circ C$$

Como es un corriente que interesa que no pierda calor, ya que la mezcla reactiva tiene que entrar a 250°C lo damos por bueno, ya que para un fluido que circula a 250°C, tener una temperatura en la superficie de 34,91°C significa que las pérdidas de calor son muy bajas.

En la Tabla 11.10.3 se pueden encontrar todos los espesores de las tuberías.

11.10.3 Pérdida de carga en las tuberías

Para el cálculo de las pérdidas de carga del fluido que circula por las tuberías se debe tener en cuenta distintos factores. Existe la pérdida de carga asociada a la longitud de la tubería, a los elementos/accidentes y a la diferencia de altura, de modo que la pérdida de presión total es la suma de las tres anteriores.

$$\Delta P_t = \Delta P_L + \Delta P_A + \Delta P_H \quad \text{Ecuación 11.10.9}$$

Donde:

ΔP_t , Pérdidas de presión totales [bar].

ΔP_i , Pérdidas de presión asociadas a i [bar].

En la Tabla 11.10.3 se encuentran los resultados de las pérdidas de presión asociadas a la longitud, accidentes y diferencia de altura de cada una de las tuberías.

11.10.3.1 Cálculo de pérdidas de presión asociadas a la longitud

Las pérdidas de presión asociadas a la longitud están relacionadas con el régimen de circulación del fluido, este se conoce a partir del número de Reynolds (Ecuación 11.X).

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \quad \text{Ecuación 11.10.10}$$

Donde:

Re , número de Reynolds.

ρ , densidad del fluido [kg/m³].

V , velocidad lineal del fluido [m/s].

D , diámetro interno tubería [m].

μ , viscosidad dinámica [kg/(m·s)].

Si el valor de Reynolds es más pequeño de 2000 el flujo es laminar, mientras que si es superior a 4000 el fluido está en régimen turbulento. En FORMIQ todas las tuberías contienen fluido en régimen turbulento.

Para calcular el factor de fricción, en el régimen turbulento, se puede usar la ecuación Swamee-Jain:

$$f = \frac{0,25}{[\log_{10}(\frac{\varepsilon}{3,7 \cdot D} + \frac{5,74}{Re^{0,9}})]^2} \quad \text{Ecuación 11.10.11}$$

Donde:

f , factor de fricción.

Re , número de Reynolds.

D , diámetro interior [m].

ε , factor rugosidad [m].

Según el Perry's Handbook [2], el factor de rugosidad para el acero inoxidable 316L es $1,5 \cdot 10^{-5}$, mientras que para el acero al carbono es de $4,5 \cdot 10^{-5}$.

Finalmente, las pérdidas de presión para un tramo recto de tuberías se calculan con la ecuación de Darcy-Weisbach:

$$\Delta P_L = f \cdot \frac{L \cdot \rho \cdot v^2}{D \cdot 2} \quad \text{Ecuación 11.10.12}$$

Donde:

ΔP_L , pérdidas de presión del tramo recto [Pa].

f , factor de fricción.

L , longitud del tramo [m].

ρ , densidad del fluido [kg/m³].

V , velocidad lineal del fluido [m/s].

D , diámetro interno tubería [m].

Siguiendo el ejemplo de los apartados anteriores, la tubería de entrada al R-301 (DN600-M-AIR-AI-30001), aplicando las ecuaciones 11.10.10, 11.10.11 y 11.10.12 se obtiene:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} = \frac{1,288 \cdot 20,78 \cdot 0,5973}{2,7 \cdot 10^{-5}} = 591416,44$$

$$f = \frac{0,25}{[\log_{10} \left(\frac{\varepsilon}{3,7 \cdot D} + \frac{5,74}{Re^{0,9}} \right)]^2} = \frac{0,25}{[\log_{10} \left(\frac{4,5 \cdot 10^{-5}}{3,7 \cdot 0,5973} + \frac{5,74}{591416,44^{0,9}} \right)]^2} = 0,01275$$

$$\Delta P_L = f \cdot \frac{L \cdot \rho \cdot v^2}{D \cdot 2} = 0,01275 \cdot \frac{7,25 \cdot 1,288 \cdot 20,78^2}{0,5973 \cdot 2} = 43 \text{ Pa}$$

11.10.3.2 Cálculo de pérdidas de presión asociadas a accidentes

Existen distintos métodos para calcular las pérdidas de presión asociadas a los accidentes. En este trabajo se ha usado el método de las K. Este procedimiento consiste en que cada una de las válvulas, codos... tiene un valor de K asociado (en este trabajo se han usado las tablas del Perry's Handbook de la Sección 10 [2]), de modo que se suman todas las K de los elementos de la tubería y se aplica la siguiente ecuación:

$$\Delta P_A = \frac{K \cdot \rho \cdot v^2}{2} \quad \text{Ecuación 11.10.13}$$

Donde:

ΔP_A , pérdidas a los accidentes de cada tramo [Pa].

ρ , densidad del fluido [kg/m³].

V, velocidad lineal del fluido [m/s].

Siguiendo el ejemplo de la tubería DN600-M-AIR-AI-30001, dicha tubería tiene dos codos de 90°, una válvula de bola abierta y una válvula de retención. Según el Perry's Chemical handbook [2]:

$$K_{\text{codo}} = 0,75$$

$$K_{\text{bola}} = 0,05$$

$$K_{\text{retención}} = 2$$

De modo que la K_{total} es de 3,55.

Aplicando la ecuación 11.10.13 se obtiene:

$$\Delta P_A = \frac{K \cdot \rho \cdot v^2}{2} = \frac{3,55 \cdot 1,288 \cdot 20,78^2}{2} = 987,2 \text{ Pa}$$

11.10.3.3 Cálculo de pérdidas de presión por diferencia de altura

Cuando un fluido circula con cierto pendiente positivo tiene que superar la fuerza de la gravedad, lo que conlleva ciertas pérdidas de presión. Estas se calculan a partir de la siguiente ecuación:

$$\Delta P_H = \rho \cdot g \cdot \Delta z \quad \text{Ecuación 11.10.14}$$

Donde:

ΔP_H , pérdidas de presión asociadas a la diferencia de altura [Pa].

ρ , densidad del fluido [kg/m³].

G, gravedad [m/s²].

Δz , Diferencia de altura [m].

11.10.4 Resultados de cada tubería

Tabla 11.10.3: Tabla que recoge los resultados de todas las tuberías de FORMIQ.

Codigo	DN	Velocidad lineal (m/s)	Longitud (m)	Ktotal	Dif. Z (m)	Perdiadas presión (bar)			Espesor aislante (mm)	Temperatura superficie tubería (°C)
						Longitud	Elementos	Dif Altura		
DN50-MET-AI-10004	50	0,768	20,71	0,05	0,0	0,0176	0,0001	0,0000	0	25,00
DN32-MET-AI-10005	32	1,713	97,69	5,05	0,0	0,5687	0,0585	0,0000	0	25,00
DN10-MET-AI-10006	10	0,890	3,00	0,05	0,0	0,0182	0,0002	0,0000	0	25,00
DN8-MET-AI-10007	8	1,568	124,75	5,74	0,0	2,9224	0,0557	0,0000	0	25,00
DN50-MET-AI-10008	50	0,824	3,50	2,40	0,0	0,0034	0,0064	0,0000	0	25,00
DN50-MET-AI-10009	50	0,824	3,50	2,40	0,0	0,0034	0,0064	0,0000	0	25,00
DN50-MET-AI-10010	50	0,824	3,50	2,40	0,0	0,0034	0,0064	0,0000	0	25,00
DN30-NIT-AC-10011	32	17,456	91,72	6,16	2,0	0,1196	0,0127	0,0003	0	0,00
DN30-NIT-AC-10012	25	19,395	162,26	6,16	-2,0	0,2549	0,0157	-0,0003	0	0,00
DN30-NIT-AC-10013	8	17,456	99,73	6,16	2,0	0,1300	0,0127	0,0003	0	0,00
DN30-NIT-AC-10014	20	19,395	170,11	6,16	-2,0	0,2672	0,0157	-0,0003	0	0,00
DN30-NIT-AC-10015	8	17,456	107,95	6,16	2,0	0,1407	0,0127	0,0003	0	0,00
DN30-NIT-AC-10016	20	19,395	177,61	6,16	-2,0	0,2790	0,0157	-0,0003	0	0,00

DN500-AIR-AC-20001	500	16,266	6,14	3,24	0,0	0,0004	0,0092	0,0000	0	25,00
DN500-AIR-AC-20002	500	16,266	6,14	3,24	0,0	0,0004	0,0092	0,0000	0	25,00
DN500-AIR-AC-20003	500	16,266	6,14	3,24	0,0	0,0004	0,0092	0,0000	0	25,00
DN450-AIR-AC-20004	450	21,011	12,25	5,24	0,0	0,0015	0,0237	0,0000	50	34,90
DN450-AIR-AC-20005	450	21,011	7,75	5,24	0,0	0,0009	0,0237	0,0000	50	34,90
DN450-AIR-AC-20006	450	21,011	12,25	5,24	0,0	0,0015	0,0237	0,0000	50	34,90
DN650-AIR-AC-20007	700	17,450	12,93	5,24	3,0	0,0006	0,0162	0,0006	50	35,20
DN200-MET-AI-20008	200	15,796	11,55	5,24	3,0	0,0025	0,0168	0,0008	50	30,21
DN700-M-AIR-AI-20009	700	19,131	16,15	5,24	3,0	0,0010	0,0197	0,0006	50	34,75
DN900-M-AIR-AI-20010	900	15,293	10,37	3,24	3,0	0,0003	0,0059	0,0005	50	45,57
DN200-DAF-AC-20011	200	0,950	37,98	4,24	1,0	0,0094	0,0169	0,0865	100	35,13
DN200-DAF-AC-20012	200	0,950	2,50	2,22	1,0	0,0006	0,0088	0,0865	100	35,13
DN200-DAF-AC-20013	200	0,950	32,98	2,24	1,0	0,0081	0,0089	0,0865	100	33,59
DN750-AIR-AC-20014	750	14,429	3,00	2,22	1,0	0,0002	0,0050	0,0002	0	0,00
DN600-M-AIR-AI-30001	600	20,748	7,26	5,24	1,0	0,0004	0,0145	0,0001	100	34,91
DN600-M-AIR-AI-30002	600	20,748	24,50	5,24	1,0	0,0015	0,0145	0,0001	100	34,91
DN600-M-AIR-AI-30003	600	20,748	22,21	5,24	1,0	0,0013	0,0145	0,0001	100	34,91
DN600-M-AIR-AI-30004	600	21,783	18,24	1,74	-2,5	0,0011	0,0051	-0,0003	50	44,76
DN600-M-AIR-AI-30005	600	21,783	3,00	1,74	-2,5	0,0002	0,0051	-0,0003	50	44,76
DN600-M-AIR-AI-30006	600	21,783	7,50	1,74	-2,5	0,0005	0,0051	-0,0003	50	44,76
DN350-DAF-AC-30007	350	1,417	60,06	5,22	3,0	0,0177	0,0462	0,2596	100	33,38
DN350-DAF-AC-30008	350	1,417	106,54	5,22	3,0	0,0314	0,0462	0,2596	100	33,38

DN350-DAF-AC-30009	350	1,417	34,60	5,22	3,0	0,0102	0,0462	0,2596	100	33,38
DN350-DAF-AC-30010	350	1,417	61,55	8,55	2,0	0,0181	0,0757	0,1730	100	33,91
DN350-DAF-AC-30011	350	1,417	108,23	8,55	2,5	0,0319	0,0757	0,2163	100	33,91
DN350-DAF-AC-30012	350	1,417	60,57	8,55	2,0	0,0178	0,0757	0,1730	100	33,91
DN900-F-AIR-AI-300013	900	19,370	23,07	3,24	0,0	0,0007	0,0074	0,0000	40	49,89
DN350-DAF-AC-30014	350	1,417	2,50	5,22	0,0	0,0177	0,0462	0,2596	100	33,38
DN350-DAF-AC-30015	350	1,417	2,50	5,22	0,0	0,0314	0,0462	0,2596	100	33,38
DN350-DAF-AC-30016	350	1,417	2,50	5,22	0,0	0,0102	0,0462	0,2596	100	33,38
DN500-FRM-AI-30017	500	19,985	24,05	4,50	0,0	0,0181	0,0757	0,1730	100	33,91
DN500-FRM-AI-30018	500	19,985	27,05	4,50	0,0	0,0319	0,0757	0,2163	100	33,91
DN500-FRM-AI-30019	500	19,985	27,05	4,50	0,0	0,0178	0,0757	0,1730	100	33,91
DN700-F-AIR-AI-40001	700	22,714	17,32	5,24	0,0	0,0013	0,0233	0,0000	10	47,31
DN500-F-AIR-AI-40002	500	22,372	2,27	3,72	1,0	0,0002	0,0161	0,0002	10	47,23
DN500-F-AIR-AI-40003	500	22,372	11,27	3,72	1,0	0,0012	0,0161	0,0002	10	47,23
DN8-WAD-AC-40004	8	1,458	28,56	2,40	8,2	0,8193	0,0258	0,8075	0	25,00
DN8-WAD-AC-40005	8	1,458	37,55	2,40	8,2	1,0773	0,0258	0,8075	0	25,00
DN25-FRM-AI-40006	25	1,401	25,66	4,55	6,5	0,2103	0,0475	0,6785	2	44,98
DN25-FRM-AI-40007	25	1,401	25,66	4,55	6,5	0,2103	0,0475	0,6785	2	44,98
DN500-GRC-AI-4008	500	18,744	25,66	0,24	-9,0	0,0021	0,0008	-0,0017	2	45,81
DN500-GRC-AI-4009	500	18,744	25,66	0,24	-9,0	0,0021	0,0008	-0,0017	2	45,81
DN32-FRM-AI-40010	32	1,511	12,00	5,24	0,0	0,0796	0,0630	0,0000	5	45,89
DN32-FRM-AI-40011	32	1,511	3,00	5,24	0,0	0,0199	0,0630	0,0000	5	45,89

DN100-FRM-AI-40012	100	0,977	6,47	3,74	1,5	0,0053	0,0188	0,1552	5	45,89
DN100-FRM-AI-40013	100	0,977	6,47	3,74	1,5	0,0053	0,0188	0,1552	5	45,89
DN80-FRM-AI-40014	80	1,647	6,47	2,74	1,5	0,0189	0,0397	0,1571	0	49,55
DN80-FRM-AI-40015	80	1,647	6,47	2,74	1,5	0,0189	0,0397	0,1571	0	49,55
DN500-GRC-AI-40016	500	18,491	14,00	5,55	-6,0	0,0011	0,0179	-0,0011	1	46,50
DN500-GRC-AI-40017	500	18,491	5,00	5,55	-6,0	0,0004	0,0179	-0,0011	1	46,50
DN20-WAD-AC-40018	20	2,017	5,43	7,66	1,0	0,1064	0,1574	0,0991	0	25,00
DN20-WAD-AC-40019	20	2,017	4,47	7,66	1,0	0,0876	0,1574	0,0991	0	25,00
DN65-FRM-AI-40020	65	0,938	2,00	2,80	1,0	0,0027	0,0131	0,1045	2	44,90
DN65-FRM-AI-40021	65	0,938	2,00	2,80	1,0	0,0027	0,0131	0,1045	2	44,90
DN50-FRM-AI-40022	50	1,400	2,00	3,74	1,0	0,0072	0,0390	0,1045	2	44,85
DN50-FRM-AI-40023	50	1,400	2,00	3,74	1,0	0,0072	0,0390	0,1045	2	44,85
DN65-FRM-AI-40024	65	0,907	2,00	5,24	2,0	0,0026	0,0227	0,2066	5	46,57
DN50-FRM-AI-40025	50	1,354	13,26	0,00	0,0	0,0000	0,0000	0,0000	0	0,00
DN40-FRM-AI-40026	40	1,313	9,25	3,91	0,0	0,0265	0,0366	0,0000	0	0,00
DN8-MET-AI-10003	8	1,568	124,75	5,41	1,0	2,9224	0,0525	0,0775	0	25,00
DN6-WAD-AC-40027	6	1,292	37,28	5,41	1,0	1,4916	0,0456	0,0991	0	25,00
DN50-FRM-AI-40028	50	1,373	79,83	6,74	3,0	0,2846	0,0690	0,3197	5	25,00
DN700-GRC-AI-40029	700	18,774	47,90	3,24	0,0	0,0027	0,0107	0,0000	15	31,57
DN8-WAD-AC-40030	8	1,458	2,50	1,55	0,0	0,0717	0,0166	0,0000	0	25,00
DN8-WAD-AC-40031	8	1,458	2,50	1,55	0,0	0,0717	0,0166	0,0000	0	25,00
DN20-WAD-AC-40032	20	2,017	2,50	1,55	0,0	0,0490	0,0319	0,0000	0	25,00

DN20-WAD-AC-40033	20	2,017	2,50	1,55	0,0	0,0490	0,0319	0,0000	0	25,00
DN150-CW-AC-40034	150	1,503	50,48	4,66	1,0	0,0543	0,0532	0,0991	0	25,00
DN150-CW-AC-40035	150	1,503	2,50	1,55	0,0	0,0027	0,0177	0,0000	0	25,00
DN150-CW-AC-40036	150	1,510	51,93	4,60	1,0	0,0561	0,0527	0,0986	0	45,00
DN80-CW-AC-40037	80	1,670	53,44	4,66	1,0	0,1554	0,0657	0,0993	0	10,00
DN80-CW-AC-40038	80	1,670	2,50	1,55	0,0	0,0073	0,0219	0,0000	0	10,00
DN80-CW-AC-40039	80	1,676	57,61	4,60	1,0	0,1682	0,0651	0,0989	0	35,00
DN80-CW-AC-40040	80	1,670	44,48	4,66	1,0	0,1293	0,0657	0,0993	0	10,00
DN80-CW-AC-40041	80	1,670	2,50	1,55	0,0	0,0073	0,0219	0,0000	0	10,00
DN80-CW-AC-40042	80	1,676	39,81	4,60	1,0	0,1162	0,0651	0,0989	0	35,00
DN80-CW-AC-40043	80	1,196	32,45	4,66	1,0	0,0516	0,0337	0,0993	0	10,00
DN80-CW-AC-40044	80	1,196	2,50	1,55	0,0	0,0040	0,0112	0,0000	0	10,00
DN80-CW-AC-40045	80	1,203	20,29	4,60	1,0	0,0324	0,0335	0,0987	0	30,00
DN500-F-AIR-AI-40046	500	22,372	2,50	1,55	0,0	0,0003	0,0067	0,0000	10	47,23
DN500-F-AIR-AI-40047	500	22,372	2,50	1,55	0,0	0,0003	0,0067	0,0000	10	47,23
DN40-FRM-AI-40048	65	0,907	2,50	1,55	0,0	0,0032	0,0067	0,0000	5	46,57
DN8-MET-AI-40049	8	1,568	2,50	1,55	0,0	0,0603	0,0150	0,0000	0	25,00
DN6-WAD-AC-40050	6	1,292	2,50	1,55	0,0	0,1000	0,0131	0,0000	0	25,00
DN40-FRM-AI-40051	40	1,354	2,50	2,05	0,0	0,0085	0,0198	0,0000	5	46,14
DN40-FRM-AI-40052	40	1,313	2,50	1,55	2,0	0,0082	0,0145	0,2131	0	25,00
DN80-FRM-AI-40053	80	1,647	2,50	1,55	0,0	0,0074	0,0224	0,0000	0	49,55
DN40-FRM-AI-40054	65	0,938	2,50	1,55	0,0	0,0035	0,0073	0,0000	1	48,19

DN80-FRM-AI-40055	80	1,647	2,50	1,55	0,0	0,0074	0,0224	0,0000	0	49,55
DN40-FRM-AI-40056	40	1,400	2,50	1,55	0,0	0,0091	0,0162	0,0000	1	48,15
DN40-FRM-AI-40057	65	0,907	2,50	1,55	0,0	0,0032	0,0067	0,0000	5	46,57
DN200-CW-AC-40058	200	0,880	0,00	0,00	0,0	0,0000	0,0000	0,0000	0	0,00
DN100-CW-AC-40059	100	0,982	0,00	0,00	0,0	0,0000	0,0000	0,0000	0	0,00
DN100-CW-AC-40060	100	0,982	0,00	0,00	0,0	0,0000	0,0000	0,0000	0	0,00
DN40-FRM-AI-50001	40	1,373	79,83	4,66	3,0	0,2539	0,0477	0,3197	0	25,00
DN40-FRM-AI-50002	40	1,373	89,52	4,66	3,0	0,2848	0,0477	0,3197	0	25,00
DN40-FRM-AI-50003	40	1,373	99,22	4,66	3,0	0,3157	0,0477	0,3197	0	25,00
DN65-FRM-AI-50004	65	1,373	33,11	7,66	0,0	0,0828	0,0785	0,0000	0	25,00
DN65-FRM-AI-50005	65	1,373	42,80	7,66	0,0	0,1071	0,0785	0,0000	0	25,00
DN65-FRM-AI-50006	65	1,373	52,50	7,66	0,0	0,1313	0,0785	0,0000	0	25,00
DN20-NIT-AC-50007	20	20,633	67,36	6,16	2,0	0,1998	0,0178	0,0003	0	25,00
DN20-NIT-AC-50008	20	20,633	76,86	6,16	2,0	0,2280	0,0178	0,0003	0	25,00
DN20-NIT-AC-50009	20	20,633	86,36	6,16	2,0	0,2562	0,0178	0,0003	0	25,00
DN20-NIT-AC-50010	20	20,633	72,25	6,16	-2,0	0,2143	0,0178	-0,0003	0	25,00
DN20-NIT-AC-50011	20	20,633	82,25	6,16	-2,0	0,2440	0,0178	-0,0003	0	25,00
DN20-NIT-AC-50012	20	20,633	92,25	6,16	-2,0	0,2736	0,0178	-0,0003	0	25,00
DN65-FRM-AI-50013	65	1,373	0,00	1,55	0,0	0,0000	0,0159	0,0000	0	25,00
DN50-FRM-AI-50017	50	1,373	2,50	1,55	0,0	0,0080	0,0159	0,0000	0	25,00
DN50-FRM-AI-50018	50	2,251	2,50	1,55	0,0	0,0266	0,0427	0,0000	0	25,00
DN50-FRM-AI-50019	50	2,251	2,50	1,55	0,0	0,0266	0,0427	0,0000	0	25,00

DN65-FRM-AI-50020	65	1,373	2,50	1,55	0,0	0,0063	0,0159	0,0000	0	25,00
DN65-FRM-AI-50021	65	1,373	2,50	1,55	0,0	0,0063	0,0159	0,0000	0	25,00
DN65-FRM-AI-50022	65	1,373	2,50	1,55	0,0	0,0063	0,0159	0,0000	0	25,00
DN20-NIT-AC-50023	20	20,633	2,50	1,55	0,0	0,0074	0,0045	0,0000	0	25,00
DN20-NIT-AC-50024	20	20,633	2,50	1,55	0,0	0,0074	0,0045	0,0000	0	25,00
DN20-NIT-AC-50025	20	20,633	2,50	1,55	0,0	0,0074	0,0045	0,0000	0	25,00
DN20-NIT-AC-50026	20	20,633	2,50	1,55	0,0	0,0074	0,0045	0,0000	0	25,00
DN20-NIT-AC-50027	20	20,633	2,50	1,55	0,0	0,0074	0,0045	0,0000	0	25,00
DN20-NIT-AC-50028	20	20,633	2,50	1,55	0,0	0,0074	0,0045	0,0000	0	25,00
DN200-CW-AC-60001	200	0,876	3,00	3,05	0,0	0,0009	0,0118	0,0000	0	25,00
DN150-CW-AC-60002	150	1,322	6,75	3,80	0,0	0,0020	0,0335	0,0000	0	35,00
DN200-CW-AC-60003	200	0,769	4,05	3,05	0,0	0,0034	0,0091	0,0000	0	25,00
DN100-CW-AC-60004	100	1,258	3,25	3,05	0,0	0,0007	0,0244	0,0000	0	25,00
DN100-CW-AC-60005	100	1,258	3,25	3,05	0,0	0,0048	0,0244	0,0000	0	25,00
DN100-CW-AC-60016	100	0,899	0,00	0,00	0,0	0,0000	0,0000	0,0000	0	0,00
DN200-DAF-AC-60006	200	0,950	3,00	1,80	0,0	0,0008	0,0072	0,0000	110	34,05
DN100-DAF-AC-60007	100	1,080	3,00	1,80	0,0	0,0021	0,0093	0,0000	110	32,61
DN100-CW-AC-60008	100	0,899	3,00	1,80	0,0	0,0024	0,0074	0,0000	0	10,00
DN40-NIT-AC-60009	40	23,329	9,55	3,08	-1,5	0,0163	0,0104	-0,0002	0	25,00
DN40-NIT-AC-60010	40	23,329	9,55	3,08	-1,5	0,0163	0,0104	-0,0002	0	25,00
DN65-NIT-AC-60011	65	19,061	3,00	3,00	0,0	0,0021	0,0068	0,0000	0	25,00
DN65-NIT-AC-60012	65	10,483	12,55	1,55	0,0	0,0032	0,0012	0,0000	0	25,00

DN65-NIT-AC-60013	65	6,989	14,55	1,55	0,0	0,0018	0,0005	0,0000	0	25,00
DN40-NIT-AC-60014	40	21,996	2,55	3,24	0,0	0,0047	0,0124	0,0000	0	25,00
DN40-NIT-AC-60015	40	14,664	2,55	3,24	0,0	0,0023	0,0055	0,0000	0	25,00
DN80-FRM-AI-70001	80	0,897	7,25	3,05	1,0	0,0065	0,0133	0,1066	0	25,00
DN80-FRM-AI-70002	80	0,897	9,25	3,05	1,0	0,0082	0,0133	0,1066	0	25,00
DN65-FRM-AI-70003	65	1,375	9,00	8,80	1,0	0,0226	0,0903	0,1066	0	25,00
DN65-FRM-AI-70004	65	1,375	11,00	8,80	1,0	0,0276	0,0903	0,1066	0	25,00
DN65-MET-AI-80001	65	0,945	22,35	6,05	0,0	0,0218	0,0213	0,0000	0	25,00
DN65-MET-AI-80002	65	0,945	24,55	6,05	0,0	0,0240	0,0213	0,0000	0	25,00
DN50-MET-AI-80003	50	1,410	24,75	6,05	0,0	0,0636	0,0475	0,0000	0	25,00
DN50-MET-AI-80004	50	1,410	36,75	6,05	0,0	0,0945	0,0475	0,0000	0	25,00
DN65-MET-AI-80005	65	1,889	5,00	2,05	0,0	0,0172	0,0289	0,0000	0	25,00
DN900-GRC-AI-140001	900	13,371	12,61	3,24	0,0	0,0002	0,0046	0,0000	100	30,73
DN900-GRC-AI-140002	900	21,753	14,57	3,24	0,0	0,0005	0,0075	0,0000	75	38,83
DN900-GRI-AC-140003	900	24,286	10,55	0,00	0,0	0,0004	0,0000	0,0000	75	40,92
DN100-DAF-AC-140004	100	1,080	34,75	6,55	0,0	0,0167	0,0337	0,0000	75	37,16
DN100-DAF-AC-140005	100	1,080	2,50	1,55	0,0	0,0012	0,0080	0,0000	75	37,16
DN100-DAF-AC-140006	100	1,080	32,55	4,60	0,5	0,0156	0,0237	0,0433	75	35,39
DN900-GRC-AI-140007	900	24,993	4,56	5,60	0,0	0,0002	0,0149	0,0000	75	32,68

11.11 Bombas

En este apartado se explican los cálculos utilizados para calcular la potencia de las bombas de FORMIQ.

11.11.1 Ubicación de las bombas

Existen varios motivos por los que se decide instalar una bomba. En FORMIQ se instalan principalmente para contrarrestar las pérdidas de carga y para conseguir que un líquido entre a un equipo con una presión determinada. Por este motivo, el Apartado 11.10.3 es de vital importancia para determinar donde se ubicarán las bombas.

11.11.2 Cálculo de la potencia de las bombas

El primer paso para el cálculo de la potencia de las bombas es conocer la diferencia de presión total que tiene que superar el equipo. En esta se incluye la pérdida de carga por los elementos, por la longitud y la diferencia de alturas, así como la diferencia de presión entre la entrada y salida de la bomba deseada.

Una vez se tiene esto se aplica la siguiente ecuación:

$$H = \frac{\Delta P_{total}}{\rho \cdot g} \quad \text{Ecuación 11.11.1}$$

Donde:

H , altura manométrica [m].

ΔP_{total} , incremento de presión total [Pa].

ρ , densidad [kg/m³].

g , gravedad [m/s²].

Con la altura manométrica se puede calcular la potencia hidráulica a partir de la ecuación:

$$P_h = \rho \cdot g \cdot Q \cdot H \quad \text{Ecuación 11.11.2}$$

Donde:

P_h , potencia hidráulica [W].

ρ , densidad [kg/m³].

g , gravedad [m/s²].

Q , caudal volumétrico [m³/s].

Finalmente, con el rendimiento de la bomba se obtiene la potencia del eje:

$$P = \frac{P_h}{\eta} \quad \text{Ecuación 11.11.3}$$

Donde:

P , potencia del eje [W].

P_h , potencia hidráulica [W].

η , rendimiento.

Para hacer un ejemplo, para la bomba de descarga de los camiones de metanol (P-801/2):

Recuperando los resultados de 11.10.3, esta tubería tiene una $\Delta P_{carga} = 0,155$ bar. Además, el fluido de los camiones se hace entrar el metanol en los T-101, T-102 y T-103 a 1,2 bar. Sabiendo que el metanol en las cisternas está a 1 atm. $\Delta P_{dif,p} = 0,2$ bar. De modo que la $\Delta P_{total} = 0,355$ bar. Aplicando la ecuación 11.X, 11.X y 11.X (suponiendo un rendimiento del 65%):

$$H = \frac{\Delta P_{total}}{\rho \cdot g} = \frac{0,355 \cdot 10^5}{789,56 \cdot 9,81} = 4,58 \text{ m}$$

$$P_h = \rho \cdot g \cdot Q \cdot H = 789,56 \cdot 9,81 \cdot 0,00664 \cdot 4,58 = 235,55 \text{ W}$$

$$P = \frac{P_h}{\eta} = \frac{235,55}{0,65} = 362,38 \text{ W}$$

Seleccionaremos dos bombas de 0,55kW (valores típicos), para poder descargar dos camiones distintos a la vez. Así como una de repuesto de cada una.

11.11.3 Tabla resumen de los resultados

Tabla 11.11.1: Tabla que recoge los resultados del diseño de las bombas de FORMIQ.

Equipo	P. P. Carga (bar)	Dif. P (bar)	P. P. total (Pa)	Densidad (kg/m ³)	Q (m ³ /h)	H (m)	Ph (W)	Rendiment	P (W)	Bomba seleccionada (kW)
P-801	0,250	0,200	45014,900	789,560	11,953	5,812	149,468	0,700	213,526	0,550
P-801R	0,250	0,200	45014,900	789,560	11,953	5,812	149,468	0,700	213,526	0,550
P-802	0,250	0,200	45014,900	789,560	23,907	5,812	298,936	0,700	427,052	0,750
P-802R	0,250	0,200	45014,900	789,560	23,907	5,812	298,936	0,700	427,052	0,750
P-101	0,627	1,300	192719,171	789,560	6,509	24,881	348,447	0,700	497,781	1,100
P-101R	0,592	1,300	189243,700	789,560	6,509	24,432	342,163	0,700	488,804	1,100
P-102	2,978	0,200	317811,712	789,560	0,480	41,031	42,331	0,700	60,473	0,370
P-102R	2,978	0,200	317810,000	789,560	0,480	41,031	42,331	0,700	60,472	0,370
P-401	1,034	-0,020	101400,000	1054,380	32,472	9,803	914,628	0,700	1306,611	2,200
P-401R	1,034	-0,020	101400,000	1054,380	32,472	9,803	914,628	0,700	1306,611	2,200
P-402	0,620	-0,070	55000,000	1065,070	12,096	5,264	184,800	0,700	264,000	0,550
P-402R	0,620	-0,070	55000,000	1065,070	12,096	5,264	184,800	0,700	264,000	0,550
P-403	1,034	-0,020	101400,000	1054,380	32,472	9,803	914,628	0,700	1306,611	2,200
P-403R	1,034	-0,020	101400,000	1054,380	32,472	9,803	914,628	0,700	1306,611	2,200
P-404	0,620	-0,070	55000,000	1065,070	12,096	5,264	184,800	0,700	264,000	0,550
P-404R	0,620	-0,070	55000,000	1065,070	12,096	5,264	184,800	0,700	264,000	0,550
P-405	0,460	0,650	110965,000	1053,070	12,096	10,741	372,842	0,700	532,632	0,750
P-405R	0,460	0,650	110965,000	1053,070	12,096	10,741	372,842	0,700	532,632	0,750

P-406	0,936	0,100	103635,810	1064,030	3,272	9,655	91,598	0,700	130,854	0,450
P-406R	0,912	0,100	101200,000	1064,030	3,272	9,695	91,980	0,700	131,399	0,450
P-407	0,912	0,100	101200,000	1064,030	3,272	9,695	91,980	0,700	131,399	0,450
P-407R	0,912	0,100	101200,000	1064,030	3,272	9,695	91,980	0,700	131,399	0,450
P-408	0,673	0,000	67319,380	1086,185	11,637	6,318	217,607	0,700	310,868	0,650
P-408R	0,673	0,000	67319,380	1086,185	11,637	6,318	217,607	0,700	310,868	0,650
P-409	0,415	0,000	41481,741	1005,000	111,381	4,207	1283,412	0,700	1833,445	3,000
P-409R	0,415	0,000	41481,741	1005,000	111,381	4,207	1283,412	0,700	1833,445	3,000
P-410	0,332	0,000	33219,658	1006,000	32,493	3,366	299,836	0,700	428,337	0,750
P-410R	0,332	0,000	33219,658	1006,000	32,493	3,366	299,836	0,700	428,337	0,750
P-411	0,332	0,000	33219,658	1006,000	32,493	3,366	299,836	0,700	428,337	0,550
P-411R	0,332	0,000	33219,658	1006,000	32,493	3,366	299,836	0,700	428,337	0,550
P-412	0,280	0,000	28023,658	1008,000	23,328	2,834	181,593	0,700	259,419	0,550
P-412R	0,280	0,000	28023,658	1008,000	23,328	2,834	181,593	0,700	259,419	0,550
P-601	0,206	0,300	50648,630	1010,000	110,830	5,112	1559,270	0,700	2227,529	3,000
P-601R	0,206	0,300	50648,630	1010,000	110,830	5,112	1559,270	0,700	2227,529	3,000
P-602	0,320	0,300	62038,859	1010,000	32,365	6,261	557,740	0,700	796,772	1,100
P-602R	0,320	0,300	62038,859	1010,000	32,365	6,261	557,740	0,700	796,772	1,100
P-603	0,294	0,300	59432,228	1010,000	32,365	5,998	534,306	0,700	763,294	1,500
P-603R	0,294	0,300	59432,228	1010,000	32,365	5,998	534,306	0,700	763,294	1,500
P-604	0,185	0,300	48462,204	1012,000	23,190	4,882	312,174	0,700	445,962	0,750
P-604R	0,185	0,300	48462,204	1012,000	23,190	4,882	312,174	0,700	445,962	0,750

P-605	0,113	0,200	31275,348	882,000	120,214	26,520	7662,460	0,700	10946,372	15,000
P-605R	0,113	0,200	31275,348	882,000	120,214	26,520	7662,460	0,700	10946,372	15,000
P-606	0,050	0,300	35038,419	882,000	35,752	4,050	347,968	0,700	497,096	0,750
P-606R	0,050	0,300	35038,419	882,000	35,752	4,050	347,968	0,700	497,096	0,750
P-301	0,224	0,930	115400,000	882,000	479,592	13,337	15373,582	0,700	21962,259	30,000
P-301	0,332	0,930	126200,000	882,000	479,592	14,586	16812,357	0,700	24017,653	30,000
P-302	0,327	0,180	50700,000	882,000	479,592	5,860	6754,251	0,700	9648,930	15,000
P-302R	0,327	0,180	50700,000	882,000	479,592	5,860	6754,251	0,700	9648,930	15,000
P-701	0,346	0,350	69587,460	1086,185	17,378	6,531	335,919	0,700	479,884	1,400
P-701R	0,346	0,350	69587,460	1086,185	17,378	6,531	335,919	0,700	479,884	1,400
P-702	0,346	0,350	69587,460	1086,185	17,378	6,531	335,919	0,700	479,884	1,100
P-702R	0,346	0,350	69587,460	1086,185	17,378	6,531	335,919	0,700	479,884	1,100

11.12. Sopladores de aire. BL-201/2 / BL-1401

En este apartado se muestran los cálculos seguidos para calcular la potencia de los sopladores de la planta FORMIQ.

La explicación de la metodología seguida es igual para todos los sopladores y se hará a partir de un ejemplo. En este caso se muestra el cálculo y selección de los compresores de aire BL-201 y BL-202, siendo idénticos entre ellos. El cálculo del BL-1401 es equivalente.

El caudal que deben impulsar los soplantes es de:

$$Q_{Aire} = 41004,66 \text{ m}^3/h$$

Para permitir un correcto mantenimiento y prevención contra averías se trabaja con dos compresores. Cada uno de ellos operando con la mitad del caudal.

$$Q_{Aire} = \frac{41004,66}{2} = 20502,33 \text{ m}^3/h$$

Seguidamente, a partir de la siguiente ecuación extraída de [INSERTAR REFERENCIA PERRY'S ECUACIÓN 10.83] se determina la potencia aproximada del soplador de aire.

$$Potencia = 2,72 \cdot 10^{-5} \cdot Q \cdot P \text{ Ecuación 11.12.1}$$

Donde:

Potencia, potencia soplador [kW].

Q, caudal de aire [m^3/h].

P, diferencia de presión [cmH₂O]

El aire se capta a presión atmosférica 1,013 bar y se eleva hasta aproximadamente 1,6 bar para vencer caídas de presión por tuberías, accidentes y además para que entre dentro de los rangos de trabajo de los sopladores.

A partir de la ecuación 11.12.1 y los datos del proceso se determina la potencia aproximada del soplador.

$$Potencia = 2,72 \cdot 10^{-5} \cdot 20502,33 \cdot (1631,552 - 1032,98) = 333,8 \text{ kW}$$

A partir de la potencia, el caudal y la relación de compresión se seleccionan mediante catálogo los sopladores.

Tabla 11.12.1: Tabla que recoge los resultados del diseño de los blowers de FORMIQ.

Equipo	Q (m ³ /h)	P entrada (cmH ₂ O)	P salida (cmH ₂ O)	Potencia (kW)
BL-201	20502,33	1032,98	1631,55	333,80
BL-202	20502,33	1032,98	1631,55	333,80
BL-203	20502,33	1032,98	1631,55	333,80
BL-1401	38700	1091,10	1529,58	622

11.13. Compresor de aire. CP-201-202 / CP-601-602

En este apartado se muestran los cálculos seguidos para calcular la potencia de los compresores de la planta FORMIQ.

La explicación de la metodología seguida es igual para todos los compresores y se hará a partir de un ejemplo. En este caso se muestra el cálculo y selección de los compresores de aire CP-201 y CP-202, siendo idénticos entre ellos. Los cálculos del CP-601 y CP-602 son equivalentes.

El equipo se selecciona por catálogo de proveedor. Para determinar el modelo se calcula la potencia del compresor. Esta potencia se calcula haciendo uso de las ecuaciones y tablas del libro Chemical Engineering Design.

El caudal de aire necesario en FORMIQ es de:

$$Q_{\text{Aire}} = \frac{48795,541}{2} = 24397,77 \text{ kg/h}$$

Seguidamente, a partir de la ecuación 11.1A (correspondiente a la ecuación 3.31 del Chemical Engineering Design [17]) se puede obtener el cálculo del trabajo en J/kg necesario para el salto de presión.

$$-W = Z \cdot \frac{R \cdot T_1}{M_w} \cdot \frac{n}{n-1} \cdot \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \text{ Ecuación 11.13.1}$$

Donde:

Z, Factor compresibilidad del gas.

R, Constante universal gases [J/(K·mol)].

T₁, Temperatura de entrada [K].

P₁, Presión entrada [bar].

P₂, Presión salida [bar].

N, Coeficiente politrópico del gas.

W, Trabajo realizado [J/kg].

Para el aire el factor de compresibilidad Z se estima en 1 y el coeficiente politrópico, en condiciones lejanas a las críticas se estima en 1,3. A partir de todos estos datos se determina el trabajo necesario.

$$-W = 1 \cdot \frac{8,314 \cdot (25 + 273)}{\frac{28,97}{1000}} \cdot \frac{1,3}{1,3 - 1} \cdot \left[\left(\frac{2,5}{1,6} \right)^{\frac{1,3-1}{1,3}} - 1 \right] = 40202,02 \text{ J/kg}$$

A partir del caudal másico sobredimensionado y el cálculo del trabajo se determinan los kW necesarios para aumentar a 2,5bar el caudal de aire necesario.

$$Potencia = 40202,02 \text{ J/kg} \cdot 24397,77 \text{ kg/h} \cdot \frac{1h}{3600s} \cdot \frac{1kW}{1000W}$$

$$Potencia = 272,46 \text{ kW}$$

Dado que el compresor no trabaja de forma ideal se elige un 70% de eficiencia, dando como resultado una potencia real de:

$$P_{real} = \frac{272,46}{0,7} = 389,22 \text{ kW}$$

A partir de la potencia se seleccionan mediante catálogo los compresores.

Tabla 11.13.1: Tabla que recoge los resultados del diseño de los compresores de FORMIQ.

Equipo	Q (kg/h)	P entrada (bar)	P salida (bar)	Potencia (kW)
CP-201	24397,77	1,60	2,50	389,22
CP-202	24397,77	1,60	2,50	389,22

11.14 Intercambiadores de calor

Dada la importancia y número de intercambiadores de calor en la planta FORMIQ se ha utilizado el programa Aspen HYSYS junto con la extensión Aspen Exchanger Design & Rating (EDR). El uso de ambos programas permite un diseño eficiente y detallado de los diferentes intercambiadores. El amplio paquete de datos termodinámicos y de materiales que ofrecen estos programas brindan una alternativa más rigurosa que el método de Kern garantizando una mejor representación del equipo real.

11.14.1 Ejemplo diseño intercambiador de carcasa y tubos

El presente apartado recoge el dimensionamiento de los intercambiadores de calor necesarios en la planta de producción de formaldehído. El proceso FORMOX requiere diversas operaciones de intercambio térmico. Para cada uno de estos servicios se ha seleccionado la tipología de intercambiador más adecuada en función de las condiciones operativas, propiedades de los fluidos, caudales, cambios de fase y criterios de mantenimiento.

Este apartado detalla el procedimiento de dimensionamiento de los intercambiadores de la planta de FORMIQ.

El proceso de cálculo se ha llevado a cabo haciendo uso de Aspen Hysys en conjunto con Aspen Exchanger Design & Rating, integrando los criterios de diseño y márgenes de seguridad establecidos en Towler & Sinnott (*Chemical Engineering Design*) [17].

La metodología de cálculo se detalla a continuación:

- Definición de parámetros térmicos: Determinación de la carga térmica (Q) y caudales de los fluidos (metanol en tubos y vapor de agua en carcasa).
- Configuración en Aspen EDR: Definición de las condiciones de entrada y salida, selección del modelo de intercambiador y establecimiento de las propiedades fisicoquímicas.
- Ajuste de criterios bibliográficos: Verificación de coeficientes globales de transferencia (U), dimensiones estándar de tubos según normas TEMA (Tabla 19.3) y límites de caída de presión permitidos (Sección 19.7.4) de Towler & Sinnott [17].

El dimensionamiento se basa en el método de Kern, un proceso iterativo que permite ajustar la geometría del equipo (diámetros, longitudes, número de tubos y configuración de deflectores) hasta cumplir tanto el balance de energía como las restricciones de velocidad y pérdida de carga. Dado su carácter iterativo, en este manual se recoge exclusivamente la iteración final validada, mostrando a continuación el desarrollo del cálculo y los resultados detallados del diseño optimizado.

A continuación, y a partir de imágenes de los programas utilizados se ejemplifica el proceso de diseño mediante el intercambiador E-201 dedicado a la evaporación de metanol.

En primer lugar, mediante Aspen Hysys, y tras la selección de componentes y paquete termodinámico adecuado, se definen las corrientes de entrada y salida tanto de tubos como de carcasa.

De igual forma también se definen la resistencia por ensuciamiento, así como caídas de presión máximas, estos datos se definen a partir del capítulo 19 de Towler & Sinnott [17] donde se encuentran valores típicos para diferentes componentes.

Tras definir las corrientes se activa el modelo Rigorous Shell&Tubes y se abre el navegador de EDR y se entra en el menú Set Process Data:

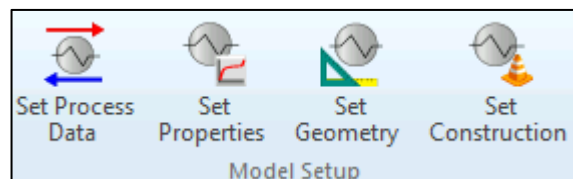
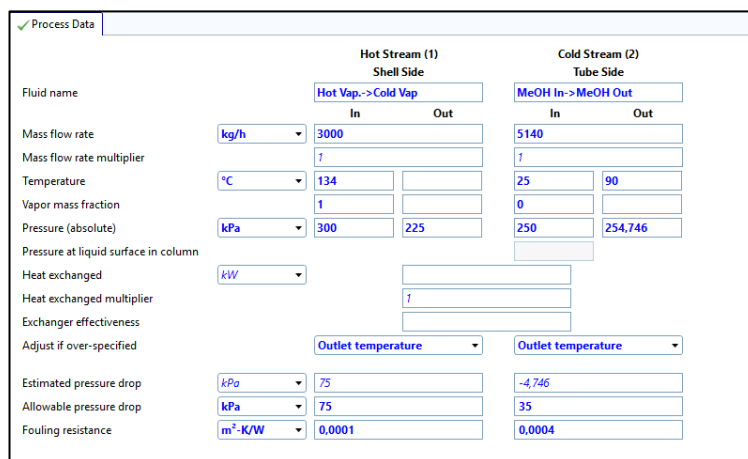


Figura 11.14.1. Barra de funciones Aspen Exchanger Design & Rating.

Tras entrar al menú Set Process Data (ver Figura 11.14.2) se rellenan los campos necesarios del fluido de carcasa y de tubos, quedando especificados los siguientes campos:

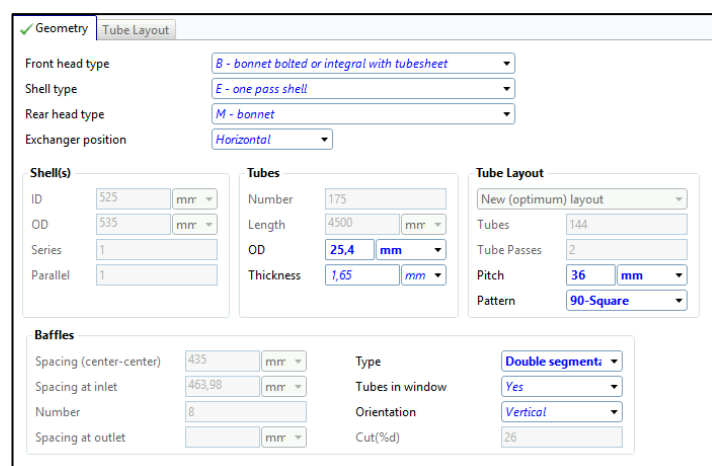


Hot Stream (1) Shell Side		Cold Stream (2) Tube Side	
Hot Vap. -> Cold Vap		MeOH In -> MeOH Out	
In	Out	In	Out
Mass flow rate	3000 kg/h	5140	
Mass flow rate multiplier	1	1	
Temperature	134 °C	25	90
Vapor mass fraction	1	0	
Pressure (absolute)	300 kPa	250	254,746
Pressure at liquid surface in column			
Heat exchanged	kW		
Heat exchanged multiplier	1		
Exchanger effectiveness			
Adjust if over-specified	Outlet temperature	Outlet temperature	
Estimated pressure drop	75 kPa	-4,746	
Allowable pressure drop	75 kPa	35	
Fouling resistance	0,0001 m²·K/W	0,0004	

Figura 11.14.2. Especificación datos del proceso.

En la Figura 11.14.2 se muestran en azul oscuro los datos especificados. Observando la Figura 11.14.2 el siguiente paso sería la pestaña “Set Properties” pero, al haber accedido a EDR a través de Hysys las propiedades de los fluidos ya están definidas.

Seguidamente se accede al menú “Set Geometry” (ver Figura 11.14.3):



Shell(s)		Tubes		Tube Layout	
ID	525 mm	Number	175	Layout	New (optimum) layout
OD	535 mm	Length	4500 mm	Tubes	144
Series	1	OD	25,4 mm	Tube Passes	2
Parallel	1	Thickness	1,65 mm	Pitch	36 mm
				Pattern	90-Square

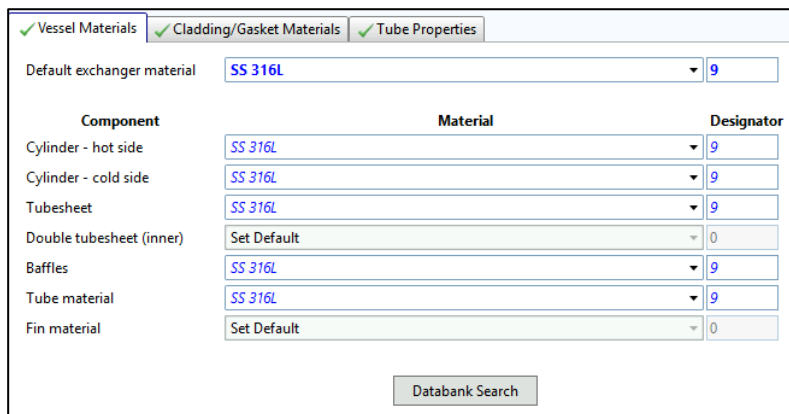
Baffles		Type	
Spacing (center-center)	435 mm	Type	Double segments
Spacing at inlet	463,98 mm	Tubes in window	Yes
Number	8	Orientation	Vertical
Spacing at outlet		Cut(%d)	26

Figura 11.14.3. Menú “Set Geometry” de Aspen EDR.

En el menú “Set Geometry” (ver Figura 11.14.3) se define el diámetro exterior de tubos, grosor y disposición de estos. Las medidas estándar se extraen del Capítulo 12 / Sección 12.5: Shell and

tube exchangers: construction details de Towler & Sinnott [17]. De igual forma se definen parámetros de los baffles.

Finalmente, se accede al menú “Set Construction” (ver Figura 11.14.4) y se define el material de construcción del intercambiador siendo este SS 316L:



Component	Material	Designator
Cylinder - hot side	SS 316L	9
Cylinder - cold side	SS 316L	9
Tubesheet	SS 316L	9
Double tubesheet (inner)	Set Default	0
Baffles	SS 316L	9
Tube material	SS 316L	9
Fin material	Set Default	0

Figura 11.14.4. Especificación material de construcción en “Set Construction” (submenú Materials of Construction) de Aspen EDR.

Por último, se selecciona la opción “Run” la cual hace la simulación del intercambiador y, en la misma barra se selecciona después la opción “Check Performance”:

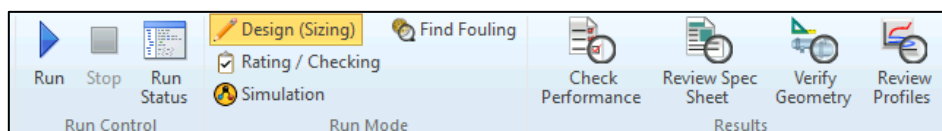


Figura 11.14.5. Barra de tareas Aspen EDR.

En el menú “Check Performance” (ver Figura 11.14.5) se comprueban los resultados y se validan con Towler & Sinnott [17] verificando que los valores como velocidades, relación longitud/diámetro y otros parámetros sean válidos.

Si el diseño no pasa la validación manual con bibliografía se modifican parámetros geométricos del intercambiador (menú “Set Geometry”).

Una vez se supera la validación manual y Aspen EDR tampoco da errores de diseño se finaliza el diseño y se descargan las fichas técnicas y planos proporcionados por Aspen EDR.

En el caso del E-201 los datos de la simulación se encuentran en el Apartado 2.5. Hojas de especificaciones del Capítulo 2. Equipos.

11.15 Referencias bibliográficas

- [1] Braz, C. G., Mendes, A., Rocha, J., Alvim, R., & Matos, H. A. (2019). Model of an industrial multitubular reactor for methanol to formaldehyde oxidation in the presence of catalyst deactivation. *Chemical Engineering Science*, 195, 347–360. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2018.09.033>
- [2] Perry, R. H., Green, D. W., & Maloney, J. O. (Eds.). (1997). *Perry's chemical engineers' handbook* (7th ed.). McGraw-Hill.
- [3] Deshmukh, S. A. R. K., van Sint Annaland, M., & Kuipers, J. A. M. (2005). Kinetics of the partial oxidation of methanol over a Fe-Mo catalyst. *Applied Catalysis A: General*, 289(2), 240–255. <https://doi.org/10.1016/j.apcata.2005.05.005>
- [4] Malik, M. I., Abatzoglou, N., & Achouri, I. E. (2021). Methanol to formaldehyde: An overview of surface studies and performance of an iron molybdate catalyst. *Catalysts*, 11(8), 893. <https://doi.org/10.3390/catal11080893>
- [5] Reuss, G., Disteldorf, W., Gamer, A. O., & Hilt, A. (2000). Formaldehyde. In *Ullmann's encyclopedia of industrial chemistry*. Wiley-VCH. https://doi.org/10.1002/14356007.a11_619
- [6] American Society of Mechanical Engineers. (2025). *BPVC Section VIII—Rules for construction of pressure vessels, Division 1*. ASME.
- [7] The Dow Chemical Company. (s. d.). *DOWTHERM™ A heat transfer fluid: Product technical data*. Dow.
- [8] The Dow Chemical Company. (s. d.). *DOWTHERM™ A: Technical data sheet*. Dow.
- [9] Nitsche, M., & Gbadamosi, R. O. (2015). *Kern's process heat transfer* (2nd ed.). Wiley.
- [10] Yang, X., Sun, P., Li, H., Yu, W., Wang, X., & Chen, Y. (2020). Study of the use of a Pd–Pt-based catalyst for the catalytic combustion of storage tank VOCs. *Catalysts*, 10(7), 782. <https://doi.org/10.3390/catal10070782>
- [11] Wang, L., Sakurai, M., & Kameyama, H. (2009). Study of catalytic decomposition of formaldehyde on Pt/TiO₂ alumite catalyst at ambient temperature. *Journal of Hazardous Materials*, 167(1–3), 399–405.
- [12] Ascaso, S., Gálvez, M. E., Da Costa, P., Moliner, R., & Lázaro, M. J. (2015). Influence of gas hourly space velocity on the activity of monolithic catalysts for the simultaneous removal of soot and NO_x. *Comptes Rendus Chimie*, 18(10), 1157–1166. <https://doi.org/10.1016/j.crci.2015.03.017>

- [13] National Institute of Standards and Technology. (s. d.). *Methyl alcohol*. In *NIST Chemistry WebBook*, NIST Standard Reference Database Number 69. <https://doi.org/10.18434/T4D303>
- [14] The Engineering ToolBox. (2005). *Heating values of fuel gases*. Engineering ToolBox. https://www.engineeringtoolbox.com/heating-values-fuel-gases-d_823.html
- [15] Fletcher, R. A., & Pilcher, G. (1970). Measurements of heats of combustion by flame calorimetry. Part 6. *Transactions of the Faraday Society*, 66, 794–799.
- [16] Paul, E. L., Atiemo-Obeng, V. A., & Kresta, S. M. (Eds.). (2003). *Handbook of industrial mixing: Science and practice*. John Wiley & Sons.
- [17] Towler, G., & Sinnott, R. (2020). *Chemical engineering design: Principles, practice and economics of plant and process design* (6th ed.). Elsevier.