



PLANTA DE PRODUCCIÓN DE HIDRAZINA

TRABAJO DE FIN DE GRADO
INGENIERÍA QUÍMICA

Tutor: María Eugenia Suarez Ojeda

Maria Morente Guardiola

Daura Mercedes Carballo Flores

Íñigo Fernández Martínez

Sergi Muñoz Barrios

CERDANYOLA DEL VALLÉS, FEBRERO 2022

CAPÍTULO 11: MANUAL DE CÁLCULOS



Índice

Índice	2
11. MANUAL DE CÁLCULOS	4
11.1 DATOS BIBLIOGRAFICOS	4
11.2 BALANCES PREVIOS A DISEÑO	5
11.3 DISEÑO DE REACTORES	6
11.3.1 DISEÑO REACTOR (R-201)	7
11.3.1.1 Dimensionamiento	7
11.3.1.1.1 Diseño de la virola	7
11.3.1.1.2 Espesor y diseño de tapa y fondos	8
11.3.1.2 Peso del equipo R-201	13
11.3.1.3 Prueba hidráulica	14
11.3.1.4 Diseño del agitador	15
11.3.1.5 Modo de alimentación y disco de ruptura R-201	18
11.3.1.6 Boca de hombre R-201	18
11.3.1.7 Calor generado en R-201	18
11.3.1.8 Diseño refrigeración R-201	20
11.2.1.9 Aislamiento térmico I	24
11.3.2 DISEÑO REACTORES (R-202 A R-205)	24
11.3.2.1 Dimensionamiento	24
11.3.2.2 Espesor y diseño de tapas RCFP	26
11.3.2.3 Peso del equipo	27
11.3.2.4 Prueba hidráulica	28
11.3.2.5 Modo de alimentación y disco de ruptura	28
11.3.2.6 Calor generado en R-202 a R-205	29
11.3.2.7 Refrigeración R-202 a R-205	30
11.3.1.8 Aislamiento térmico II	33
11.4 DISEÑO EVAPORADORES (EV-301 A EV-303)	33
11.4.1 Funcionamiento del sistema de evaporadores I	33
11.4.2 Dimensionamiento de los evaporadores I	37
11.5 DISEÑO EVAPORADORES (EV-401 A EV-403)	38
11.5.1 Funcionamiento del sistema de evaporadores II	38
11.5.2 Dimensionamiento de los evaporadores II	41
11.6 DISEÑO COLUMNA DE DESTILACIÓN (CD-401)	42
11.6.1 SHORT-CUT CD-401	42
11.6.2 DISEÑO FINAL CD-401	45
11.6.2.1 Simulación CD-401	45
11.6.2.2 Dimensionamiento CD-401 y complementarios	48
11.6.2.3 Eficacia plato a plato y funcionamiento	51
11.6.3 CONCLUSIONES COLUMNA CD-401	52
11.7 DISEÑO DE EQUIPOS COMPLEMENTARIOS	53

11.7.1 Condensadores	53
11.7.1.1 Condensadores CO-301 a 303	53
11.7.1.2 Condensadores CO-401 a 403	58
11.7.2 Intercambiadores de calor	61
11.7.2.1 Intercambiador NaOCl (IC-201)	62
11.7.2.2 Intercambiador NH ₃ (IC-202)	67
11.7.2.3 Sistema de doble efecto I (IC-203, IC-204)	71
11.7.2.4 Sistema de calefacción para recirculación NH ₃ (IC-205 y CC-201)	80
11.7.2.5 Sistema de doble efecto II (IC-301, IC-302)	86
11.7.2.6 Intercambiador producto final (IC-401)	95
11.7.3 Bombes y compresores	99
11.7.4 Calderas, chillers y torre de refrigeración	99
11.7.5 Tanques de almacenamiento	101
11.7.4.1 Tanque de almacenamiento salmuera	106
11.7.4.2 Tanque de almacenamiento producto final	106
11.7.6 Cálculos de tuberías	106
11.7.6.1 Cálculos de diámetro de tuberías	107
11.7.6.2 Cálculos de pérdidas de fricción, carga total y NPSH disponible	109
11.8 CONCLUSIONES	110
11.9 BIBLIOGRAFIA	112

11. MANUAL DE CÁLCULOS

A continuación, se expondrán los diferentes cálculos seguidos para el diseño de equipos principales y complementarios del proceso que se llevará a cabo en la planta de producción de Hidracina (64% w.) de *Effectrix Chemicals*. El manual ha sido elaborado por el departamento de Proyectos y en éste se justificarán todas las decisiones de diseño tomadas desde entrada a planta, hasta la obtención del producto final. La mayoría de equipos de planta han sido diseñados por el departamento y empleando la herramienta HYSYS facilitada por AspenTech como simulador de proceso para el diseño de intercambiadores, columnas y demás equipos complementarios.

11.1 DATOS BIBLIOGRAFICOS

De cara al desarrollo de los cálculos se ha hecho uso de una serie de datos bibliográficos tanto sobre propiedades físicas como químicas de las diferentes materias. A continuación, se muestran los datos utilizados para el desarrollo de las simulaciones y modelos aplicados. Hay que mencionar que en los cálculos efectuados con el software de simulación HYSYS los datos empleados con los que proporciona dicha herramienta.

Tabla 1. Datos bibliográficos

P.M. NaOCl:	58,44 g/mol
P.M. NH ₃ :	17,05 g/mol
P.M. NaOH:	40,00 g/mol
P.M. H ₂ O:	18,015 g/mol
P.M. NH ₂ Cl:	51,48 g/mol
P.M. NaCl:	58,44 g/mol
P.M. N ₂ H ₄ :	32,045 g/mol
Gravedad:	9,81 m/s ²
Conductividad del Uranus	15,1 J/s m K ³

Densidad a 25°C NaOCl:	1110 kg/m ³
Densidad a 25°C NH ₃ :	0,73 kg/m ³
Densidad a 25°C NaOH:	2130 kg/m ³
Densidad a 25°C H ₂ O:	997 kg/m ³
Densidad a 25°C NH ₂ Cl:	610 kg/m ³
Densidad a 25°C NaCl:	2160 kg/m ³
Densidad a 25°C H ₂ H ₄ :	1010 kg/m ³
Densidad a 5°C H ₂ O:	1000 kg/m ³

11.2 BALANCES PREVIOS A DISEÑO

El objetivo principal de la planta es producir 15.000 Tn/any de hidracina 64% w. Partiendo de este dato, se empezaron a realizar los balances de materia previos al diseño de equipos para obtener los datos necesarios para su diseño, con el objetivo de poder calcular el calor que generarían las reacciones que intervienen en el proceso.

Como primer paso se calculó la producción por hora de hidracina necesaria para llegar a los objetivos de producción:

$$15.000 \text{ Tn/any} * \frac{0,64 \text{ Tn } N_2H_4}{1 \text{ Tn Producto}} * \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ Tn}} * \frac{1 \text{ kmol}}{32.0452 \text{ kg}} * \frac{1 \text{ año}}{300 \text{ días}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 41.61 \text{ kmol } N_2H_4/h$$

Ecuación 2. Producción anual de hidracina neta

Suponiendo unas pérdidas del 10% en proceso (2):

$$41.61 \text{ kmol } N_2H_4/h * \frac{1 \text{ kmol producido}}{0.9 \text{ kmol sale de proceso}} = 46.23 \text{ kmol } N_2H_4/h$$

Ecuación 2. Producción anual de hidracina bruta

Por lo tanto, los balances se diseñarán con el objetivo de que a salida de los reactores de producción de hidracina se obtengan $46.23 \text{ kmol } N_2H_4/h$.

De igual manera, se ha calculado la cantidad de agua que el producto contendrá, siguiendo los mismos cálculos con la fracción másica de agua (36% w.) y su peso molecular se obtiene que el producto final debería contener $41.63 \text{ kmol } H_2O/h$.

De manera que sumando el valor de la ecuación (1) con la cantidad de agua obtenida por el mismo método, se debería acabar obteniendo por línea de productos un caudal de $83,24 \text{ kmol de producto/h}$.

Partiendo de estos valores y la reacción conocida con relación 1 a 1 para todos los agentes puede establecerse que, para producir un mol de hidracina, será necesario un mol de hipoclorito sódico.

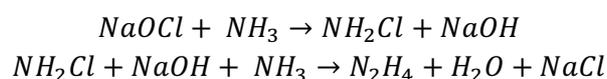


Ilustración 1. Reacciones método Raschig

De manera que si queremos producir de forma bruta $46.23 \text{ kmol } N_2H_4/h$ requeriremos una cantidad igual de hipoclorito de sodio que producirá la misma cantidad de monocloramina que acabará produciendo la hidracina. Por tanto, el reactivo limitante del proceso es el hipoclorito de sodio.

A continuación, se presentan unas tablas con los caudales iniciales de entrada a proceso y los respectivos alimentos de materias primas claramente especificados:

Tabla 2. Caudal de entrada a (INSERTAR NOMBRE DEL REACTOR 1)

Componente	Qe (kmols/h)	Qe (kg/h)
NaOCl	46,23	2701,74
NH ₃	369,85	6298,51
H ₂ O	1617,49	29139,45

Este caudal está compuesto por las dos materias primas que entran a proceso con su respectiva cantidad de agua en la que vienen disueltas (el agua actuara como un inerte en esta parte del proceso), se adjuntan tablas 3 y 4 especificando la composición de cada alimento.

Tabla 3. Composición del alimento de amoniaco

Caudal de alimento de NH ₃ licuado (25% w.)	
Componente	Caudal (kmol/h)
NH ₃	369,848
H ₂ O	1048,861
Total	1418,709

Tabla 4. Composición del alimento de hipoclorito

Caudal de alimento de NaOCl (12% w. Cl ⁻)	
Componente	Caudal (kmol/h)
NaOCl	46,231
Cl ⁻ (libre)	46,231
H ₂ O	568,624
Total	614,855

11.3 DISEÑO DE REACTORES

Partiendo de los datos obtenidos en el apartado anterior, se empezaron a diseñar los reactores del proceso. En primer lugar, un RCTA capaz de soportar el caudal de entrada a proceso y asegurar la conversión total de la primera reacción del método Raschig. Seguidamente, un sistema de RCFP en paralelo para obtener el producto final deseado y a la misma vez, no tener un único reactor de dimensiones superiores a lo considerado razonable.

11.3.1 DISEÑO REACTOR (R-201)

Para el diseño de R-201 se contempló diseñar un intercambiador de calor sencillo, no obstante, se diseñó un reactor con agitación para asegurar la conversión total de la mezcla con respecto del reactivo limitante.

11.3.1.1 Dimensionamiento

El equipo R-201 (RCTA) contará con tres partes principales: una virola (cuerpo cilíndrico), un cabezal tipo Korbogon para soportar el peso del agitador y un fondo Klopper para aprovechar las características geométricas que esta ofrece.

11.3.1.1.1 Diseño de la virola

En primer lugar, al carecer de un valor de cinética para la reacción se determinó un tiempo de residencia para este reactor. Al ser una reacción violenta, con el equilibrio totalmente dirigido a productos, éste no podía ser demasiado elevado, pero sí debía asegurar la conversión total. Se determinó $\tau = 4 \text{ s}$, de manera:

$$\tau = V/Q$$

Ecuación 3. Cálculo para el tiempo de residencia.

Donde:

- τ : tiempo de residencia (s).
- V: volumen del reactor (m^3).
- Q: caudal volumétrico (m^3/s).

Conociendo el caudal másico y densidades de los componentes conocemos el caudal volumétrico de la mezcla, de manera que $Q = 2,405 \text{ m}^3/s$.

*Estos cálculos se mostrarán en el próximo apartado para los balances del proceso.

Resolviendo la ecuación 3 para los valores presentados de τ y Q, se obtiene que $V = 9,6219 \text{ m}^3$.

A partir de estas dimensiones, se aplicaron las correlaciones de la bibliografía (1) para el diseño de tanques agitados. Se aplicó una relación de aspecto $L/D = 1'5$ (donde L es la longitud y D el diámetro del cuerpo cilíndrico del reactor).

$$V = \left(\frac{\pi}{4}\right) \times D^2 \times L$$

Ecuación 4. Volumen de un cilindro.

Donde:

- V: Volumen del reactor (m^3).

- D: diámetro sección circular (m)
- L: longitud sección circular (m)
- $L = 1.5 \cdot D$

Solucionando la ecuación 4 y aplicando la relación de aspecto se obtiene:

Tabla 5. Resultados relación de aspecto L/D.

Diámetro (m)	2,01
Longitud (m)	3,02

Para el cálculo de la altura de la sección cilíndrica, se partirá del valor de la longitud de la misma:

$$H = L + h_d$$

Ecuación 5. Cálculo para la altura.

Donde:

- H: altura sección cilíndrica (m).
- L: longitud sección cilíndrica (m).
- h_d : altura para separación de vapor (m).

En cuanto al valor de h_d , pese a que la reacción ocurre en fase líquida en su totalidad se le dará a este un valor del 20% de L, a modo de medida preventiva ante la posibilidad de formación de vapores o gases. Sustituyendo los valores de la tabla 5 para la longitud se obtiene una altura $H = 3,624$ m.

De esta manera, se obtiene que la virola del reactor tendrá unas dimensiones de:

Tabla 6. Dimensiones finales de la virola.

Diámetro (m)	2,01
Longitud (m)	3,02
Altura (m)	3,624

11.3.1.1.2 Espesor y diseño de tapa y fondos

Para conocer el espesor de la pared del tanque se ha seguido el procedimiento de la bibliografía 1, al igual que en el apartado anterior. De esta manera, se ha determinado en primer lugar temperatura y presión de diseño para determinar posteriormente el espesor del equipo. Las correlaciones para las ecuaciones 6 y 7 son para °F y psia.

-Temperatura de diseño (T_D)

$$T_D = T_o \times \left(1 + \frac{A}{100}\right) + B$$

Ecuación 6. Correlación temperatura de diseño.

Donde:

- T_o : temperatura de operación ($5^\circ\text{C} = 41^\circ\text{F}$)
- A y B: parámetros para diferentes rangos de temperatura
A = -100
B = 70

De manera que $T_D = 70^\circ\text{F} = 21,11^\circ\text{C}$.

-Presión de diseño (P_D)

$$P_D = P_o \times \left(1 + \frac{A}{100}\right) + B$$

Ecuación 7. Correlación presión de diseño.

Donde:

- P_o : presión de operación ($1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ psia}$)
- A y B: parámetros para diferentes rangos de presión
A = -100
B = 15

Se obtiene una $P_D = 15 \text{ psia} = 1,02 \text{ atm}$.

	Temperatura ($^\circ\text{F}$)		A	B
	Límite inferior	Límite superior		
Rango 1	-459.67	32	0	-50
Rango 2	32	70	-100	70
Rango 3	70	200	-100	250
Rango 4	200	600	0	50
Rango 5	600		0	50

Tabla 3.2 Parámetros A y B predeterminados para la presión

	Presión (psia)		A	B
	Límite inferior	Límite superior		
Rango 1	0	15	-100	15
Rango 2	15	50	-100	50
Rango 3	50	265	0	25
Rango 4	265	1015	0	50
Rango 5	1015		5	0

Figura 1. Intervalos para determinar A y B (Bibliografía 1).

-Espesor (t_{ASME}) - virola

Seguidamente a la determinación de las condiciones de diseño, se sigue el criterio ASME para el espesor de las paredes del reactor (espesor), de manera

que se calcularon espesores para esfuerzos tangenciales y longitudinales. Para poder contener los diferentes agentes corrosivos que conlleva el proceso se ha seleccionado el "Uranus" como material para los reactores del proceso.

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0'6 \cdot P}$$

Ecuación 8. Espesor para esfuerzos tangenciales.

Donde:

- P: presión de diseño (psia)
- R: radio de la virola (1005 mm = 39,567 in)
- S: tensión máxima por el material (71068.5)
- E: eficacia de la junta de soldadura (0,8 para metales)

Se obtiene una $t_{tan} = 0,0104 \text{ in} = 0,264 \text{ mm}$ para los esfuerzos tangenciales.

Mientras que para los longitudinales se emplea la ecuación 9:

$$t = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E - 0'4 \cdot P}$$

Ecuación 9. Espesor para esfuerzos longitudinales.

El resultado determina que el espesor requerido para esfuerzos longitudinales es $t_{lon} = 0,0052 \text{ in} = 0,13 \text{ mm}$. Al ser $t_{tan} > t_{lon}$, se escogió el valor para esfuerzos tangenciales (8).

Para obtener el valor final de espesor siguiendo el criterio seleccionado, se determinaron relaciones para la corrosión y defectos, donde la única variable es el valor obtenido en la ecuación 8 y se aplicaran respectivamente:

- Corrosión: 0,2 mm/año para 20 años de vida útil del equipo.

$$t = 0,264 \text{ mm} + 0,2 \frac{\text{mm}}{\text{año}} \times 20 \text{ años} = \mathbf{4,264 \text{ mm}}$$

Ecuación 10. Relación para la corrosión.

- Defectos de construcción: añadir 10% del espesor calculado.

$$t = 4,264 \text{ mm} + 0,1 \times 4,264 \text{ mm} = \mathbf{4,69 \text{ mm}}$$

Ecuación 11. Relación para defectos de fabricación.

De manera que el espesor del reactor sería de 4,69 mm según el criterio ASME, pero por sobredimensionamiento con objetivo de aumentar la seguridad del funcionamiento del equipo se ha seleccionado un sobredimensionamiento del 50%, de manera que:

$$t_{ASME} (virola) = 4,69 \text{ mm} + 0,5 \times 4,69 \text{ mm} = 7,03 \text{ mm}$$

Ecuación 12. Sobredimensionamiento.

Por otra parte, el reactor cuenta con un cabezal Korbogen y un fondo Klopper. Para determinar su espesor se ha seguido el mismo procedimiento, pero para el primer cálculo de t_{tan} deben seguirse las ecuaciones 13 y 14.

-Espesor (t_{ASME}) – Cabezal Korbogen

En este caso, se aplicará el valor del diámetro obtenido en el apartado anterior ($D = 2010 \text{ mm} = 79,13386 \text{ in}$).

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E - 0'2 \cdot P}$$

Ecuación 13. Espesor para esfuerzos tangenciales (tapa Korbogen).

Se obtiene una $t_{tan} = 0,0104 \text{ in} = 0,26416 \text{ mm}$ de espesor mínimo para la tapa. Aplicando a este valor las ecuaciones 10, 11 y 12 se obtiene:

$$t_{ASME} (\text{cabezal Korbogen}) = 7,0358 \text{ mm}$$

-Espesor (t_{ASME}) – Fondo Klopper

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E - 0'2 \cdot P}$$

Ecuación 14. Espesor para esfuerzos tangenciales (fondo Klopper).

El valor de $t_{tan} = 0,018477 \text{ in} = 0,4693 \text{ mm}$ de espesor mínimo para el fondo. De igual manera que para el resto de componentes del reactor, se aplican las ecuaciones 10, 11 y 12 para obtener el espesor final del diseño:

$$t_{ASME} (\text{fondo Klopper}) = 7,374 \text{ mm}$$

Con el objetivo de homogeneizar el diseño del equipo, se seleccionó el valor de espesor más elevado, concretamente el valor resultante de aplicar las ecuaciones de relación anteriores al resultado de la ecuación 14, por lo tanto, el espesor de R-201 será de 7,374 mm. De manera que las dimensiones finales de reactor se obtienen a través de relaciones geométricas, y en cuanto a la tapa y el fondo se ha empleado la calculadora en web de la empresa HOLFASA.

A continuación, se muestra una tabla resumen de las dimensiones del reactor, unificando los resultados de la herramienta proporcionada por HOLFASA:

Tabla 7. Resumen dimensiones del reactor (por partes).

Virola	
Material	Uranus
Espesor (mm)	7,374
Diámetro interno (mm)	2010
Diámetro externo (mm)	2025
Longitud (mm)	3020
Cabezal Korbogen	
Material	Uranus
Espesor (mm)	7,374
Diámetro externo (mm)	2025
R (mm)	1620
r (mm)	311,85
h (mm)	22,122
f (mm)	512
H (mm)	541
Volumen (L)	1054,5
Fondo Klopper	
Material	Uranus
Espesor (mm)	7,374
Diámetro externo (mm)	2025
R (mm)	2025
r (mm)	202,5
h (mm)	25,81
f (mm)	388
H (mm)	421
Volumen (L)	812,4
Características generales	
Volumen útil (m^3)	9,6219
Altura fluido (m)	2,416

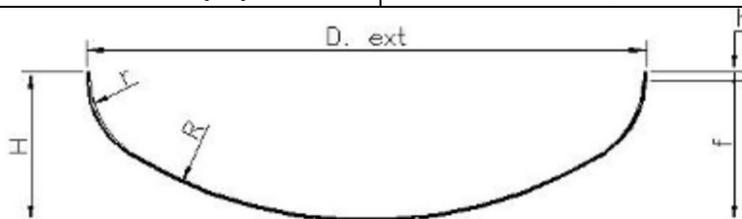


Figura 2. Cabecera y fondo Klopper

11.3.1.2 Peso del equipo R-201

Para el cálculo del peso de R-201 en vacío se tiene en cuenta el espesor del componente, considerando que el material de fabricación es el Uranus.

A continuación, se muestran los cálculos correspondientes al de la virola, por diferencia entre diámetro interior y exterior, además de utilizar el mismo porcentaje de incremento para el techo tipo Korbogen y el fondo tipo Klopper. Considerando que la altura utilizada es un sobredimensionamiento de un 20% de la altura real, para evitar problemas de gases u otros.

Partiendo de los valores de la Tabla 6 para la longitud y la altura de los equipos junto a los diámetros definidos en la tabla 7 se dispone;

Cálculo de virola:

$$V_{int} = H \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_{int}^2$$

Ecuación 15. Cálculo para el volumen interior (m³).

$$V_{ext} = H \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_{ext}^2$$

Ecuación 16. Cálculo para el volumen exterior (m³).

$$\Delta(V_{ext} - V_{int}) = V_{ext} - V_{int}$$

Ecuación 17. Diferencia (Cálculo volumen útil).

Analizando los datos obtenidos para los volúmenes en las ecuaciones 15 y 16 $V_{int} = 11,50 \text{ m}^3$, $V_{ext} = 11,67 \text{ m}^3$ obteniendo una diferencia de 170 L. El incremento en volúmenes representa un 1,47%, valor el cual se tendrá en cuenta para el procedimiento de cabezal y fondo del equipo.

Para el procedimiento de cabezal y fondo se seguirán las ecuaciones 15 para el cálculo del volumen interno aplicando los valores respectivos para cada parte definidos en la Tabla 7. Se aplicará el incremento definido anteriormente y se calculará la diferencia para conocer el volumen útil.

Cabezal Korbogen:

$$V_{int} = 1054,5 \text{ L} \quad \rightarrow \quad \Delta 1,47\% \quad \rightarrow \quad V_{ext} = 1070 \text{ L}$$

$$\Delta(V_{ext} - V_{int}) = 1070 - 1054,5 = 15,50 \text{ L}$$

Fondo Klopper:

$$V_{int} = 812,4 \text{ L} \quad \rightarrow \quad \Delta 1,47\% \quad \rightarrow \quad V_{ext} = 824,34 \text{ L}$$

$$\Delta(V_{ext} - V_{int}) = 824,34 - 812,4 = 11,94 \text{ L}$$

Una vez obtenidos los volúmenes útiles de cada parte de R-201 se suman todos los valores obtenidos, dando como resultados un $V_{total} = 197,44 \text{ L}$.

Aplicando a este volumen la densidad del material empleado (Uranus, $\rho_{Uranus} = 7700 \text{ kg/m}^3$) se obtiene:

$$P_{vacío} = \rho_{Uranus} \cdot V_{total}$$

Ecuación 18. Cálculo para el peso R-201.

El peso total de R-201 será de 1520,29 kg de Uranus.

Remarcar que el volumen total del interior del tanque será de 13,37 m³.

11.3.1.3 Prueba hidráulica

Para la prueba hidráulica del reactor R-201 se trabajará a una presión un 50% superior a la presión de operación. De esta manera se espera prever posibles anomalías en los puntos de unión por soldadura en cabecera, fondo y demás secciones donde la soldadura puede haber dañado la integridad del equipo. Concretamente, la presión de operación de R-201 es de 1 atm, aplicando la regla del 50%, la presión de prueba (P_{prueba}) será de 1,5 atm de presión.

$$P_{prueba} = 1,5 \cdot P_{operación}$$

Ecuación 19. Cálculo para la presión de prueba hidráulica.

Para la prueba se procederá al llenado de R-201 con agua, de manera que el volumen del agua será el sumatorio de los volúmenes de virola, cabezal y fondo:

Tabla 8. Volúmenes de R-201.

$V_{virola} \text{ (m}^3\text{)}$	11,50
$V_{cabezal} \text{ (m}^3\text{)}$	1,0545
$V_{fondo} \text{ (m}^3\text{)}$	0,8124
$V_{agua} \text{ (m}^3\text{)}$	13,37

Sabiendo que la densidad del fluido en cuestión es de 1000 kg/m³ se procede al cálculo para el peso del equipo en el momento de mayor carga, a partir del cálculo del peso en vacío obtenido en la **Ecuación 18**.

$$P_{prueba \text{ hidráulica}} = P_{vacío} + V_{agua} \cdot \rho_{agua}$$

Ecuación 20. Cálculo para la presión de prueba hidráulica.

Donde:

- $P_{vacío}$: peso del equipo en vacío (kg).
- V_{agua} : volumen ocupado por el agua (m³).
- ρ_{agua} : densidad del agua (kg/m³).

Resolviendo la **Ecuación 20** se obtiene un peso en lleno para la prueba hidráulica de 14.887,19 kg.

Finalmente, considerando el peso máximo que podría dar el equipo, se procede a una prueba hidráulica a las condiciones de operación en cuanto a volumen (9,6219 m³). También se simulará con la densidad del fluido con el que operará R-201 (879,25 kg/m³):

$$P_{op} = P_{vacío} + (V_{operación}) \cdot \rho_{mezcla}$$

Ecuación 21. Cálculo para el peso real del equipo en funcionamiento.

Donde:

- $P_{vacío}$: peso del equipo en vacío (kg).
- $V_{operación}$: volumen ocupado en operación (m³).
- ρ_{mezcla} : densidad del alimento a R-201 (kg/m³).

De manera que se espera que R-201 trabaje con un peso en operación de 9980,35 kg. Cabe remarcar que estos procedimientos han sido realizados de manera teórica, algún resultado puede variar una vez se lleve a cabo en la realidad.

11.3.1.4 Diseño del agitador

Partiendo de los datos obtenidos en los procedimientos anteriores se aplican las correlaciones de la tabla a continuación para el diseño de los agitadores:

Tabla 8. Correlaciones para el diseño de agitadores.

$D_a/D_t=1/3$	$f/D_t=0,02$	$J/D_t=0,1$
$E/D_t=1/3$	$W/D_a=1/5$	$g/D_a=1/4$

Donde:

- D_t : diámetro interno del tanque (m).
- D_a : diámetro de turbina / agitador (m).
- f : espacio entre placas deflectoras (m).
- E : distancia desde la turbina al fondo del tanque (m).
- W : amplitud de palas de turbina (m).
- g : amplitud de placas deflectoras.

Los parámetros los cuales no han sido calculados anteriormente son los determinantes para el diseño del agitador como veremos a continuación. También han de diseñarse y dimensionar placas deflectoras, las cuales tienen el objetivo de romper el vórtice generado por la agitación. Partiendo del valor del diámetro interno (2,01 m):

Tabla 9. Resultado para las correlaciones.

D_a (m)	0,67
f (m)	1,347
J (m)	0,201
E (m)	0,67
W (m)	0,134
g (m)	0,503

Analizando los resultados descritos en la Tabla 9 puede definirse que el agitador de R-201 contara con un diámetro de 0,67 m, una distancia al fondo de 0,67m y unas palas con una amplitud de 0,134 m. En cuanto a las placas deflectoras estas se espaciarán en 1,347 m y contarán con una amplitud de 0,503m.

Cálculo de la velocidad angular:

Para determinar el tipo de agitador que se ajuste al objetivo de diseño se requerirá del cálculo para la velocidad angular requerida, así como para conocer la potencia que se requerirá para el funcionamiento del agitador

$$\left(\frac{N \cdot D_a \cdot \mu_L}{\sigma \cdot D_t} \right) \cdot \left(\frac{\rho_L \cdot \sigma^3}{g \cdot \mu_L^4} \right)^{0,25} = 2 \cdot \left(\frac{H}{D_t} \right)^{0,5}$$

Ecuación 22. Cálculo para la velocidad angular.

Donde:

- σ : valor entre 0,2 y 0,7 (se escoge 0,5 como valor intermedio).
- N : revoluciones del agitador (rps).
- μ_L : viscosidad del fluido (0,00152 kg/(m·s)).
- ρ_L : densidad del fluido (840,63 kg/m³).
- g : gravedad (9,81 m·s⁻²).
- D_a : diámetro de turbina (0,67 m).
- D_t : diámetro interno del tanque (2,01 m).
- H : altura del tanque (3,624 m).

Aplicando los valores definidos a la ecuación 19 se obtiene $N = 2,23$ rps = 133,6 rpm. Este valor nos permitirá calcular el valor de Reynolds para el comportamiento el fluido dentro de R-201 mediante la ecuación 20:

$$Re = \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu}$$

Ecuación 23. Calculo Reynolds (N en rps).

El resultado para el Reynolds es de $55,36 \cdot 10^4$. Finalmente, los resultados obtenidos en el procedimiento descrito se emplearán para determinar el tipo de agitador a emplear en R-201.

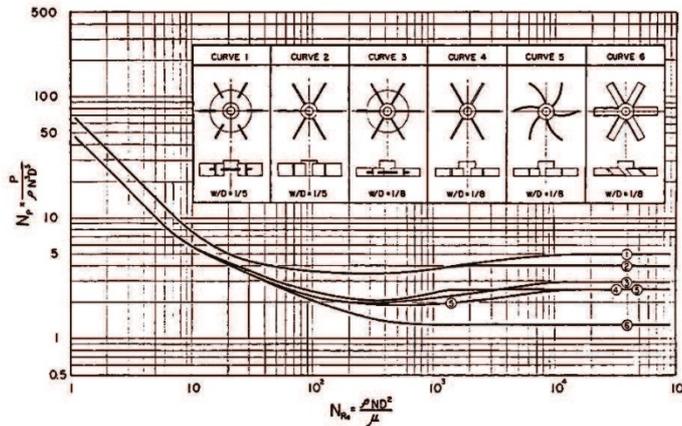


Figura 3. Correlación para diferentes tipos de agitador.

Como se observa la relación w/D es de 0,2, por lo tanto, aplicándolo al método gráfico de la Figura 3 se determina que el agitador a emplear será el 6, un agitador simple de 6 aspas inclinadas. Aplicándole el Reynolds obtenido se determina que el número de potencia será de 4 ($N_p = 4$) para el cálculo de la potencia utilizada para el funcionamiento del agitador.

$$P = N_p \cdot \rho \cdot D_a^5 \cdot N^3$$

Ecuación 24. Calculo para la potencia.

Como resultado de la ecuación 21 se obtiene una potencia requerida de 5024,5 W. Sobredimensionando el sistema en un 50% teniendo en cuenta que gran parte de esta energía será empleada para el funcionamiento del motor se estima un requerimiento energético de 7,6 kW.

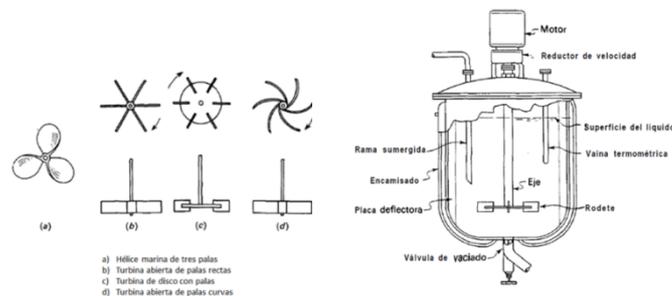


Figura 4. Esquema de reactores agitados.

11.3.1.5 Modo de alimentación y disco de ruptura R-201

Para evitar problemas de generación de electricidad estática el salto del líquido desde la tubería de alimentación hasta el nivel de llenado, se consideran como opciones llenar el reactor por debajo o utilizar un sistema de alimentación por la parte superior con tubería sumergida.

Para facilitar la mezcla y mayor comodidad se opta por escoger el sistema de alimentación de tubería sumergida.

El disco de ruptura estará diseñado de manera que este se rompa y libere presión si en el reactor se supera en un 10% del valor de presión de diseño (es decir, la presión interior supera 1,122 atm).

11.3.1.6 Boca de hombre R-201

En cuanto a la boca de hombre se dispondrá de una para el acceso del operario en labores de mantenimiento del reactor en los tiempos donde se corte la producción. Estas funcionarán por un sistema sin bisagra y dos manijas para su manipulación de 500 mm de diámetro y un soporte para presiones de hasta 10 bar.

11.3.1.7 Calor generado en R-201

Como se ha comentado anteriormente, la reacción llevada a cabo en R-201 es altamente exotérmica, por lo que se hicieron previsiones de calor producido en la reacción para el posterior diseño de la refrigeración del tanque.

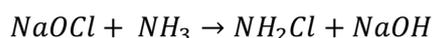


Ilustración 2. Reacción en R-201 (R1).

Teniendo en cuenta que en R-201 solo interviene la reacción 1 para la producción de monocloramina se contemplan las siguientes entalpías:

Tabla 10. Valores para las entalpías de los agentes en R-201. Fuente SciFinder.

Entalpías de formación (kJ/mol) a 298 K	
NH_3	-40,2
$NaOCl$	-347
NH_2Cl	-39.2
$NaOH$	-425,93

Los valores de la tabla 10 han sido extraídos del portal on-line SciFinder, donde se pueden encontrar artículos relacionados al cálculo de parámetros de calor específico y entalpías para todos los agentes químicos. En el apartado de bibliografía se añadirán los diferentes artículos estudiados.

Partiendo de estos valores se determinará la entalpia de reacción a la temperatura de referencia siguiendo la ecuación 22:

$$\Delta H_{298} = \sum n \cdot \Delta H_{f,P} - \sum n \cdot \Delta H_{f,R}$$

Ecuación 25. Cálculo para la entalpia de la reacción.

Donde:

- n: coeficiente estequiométrico del agente en R1.
- $\Delta H_{f,P}$: entalpia de formación de los productos (kJ/mol).
- $\Delta H_{f,R}$: entalpia de formación de los reactivos (kJ/mol).

De manera que $\Delta H_{298} = -77,2 \text{ kJ/mol}$ en el primer reactor (R-201). No obstante, la reacción se lleva a cabo a 5°C de temperatura, por lo tanto, este valor se verá afectado, obligando a requerir de una ecuación extra:

$$\Delta H_{T_2} = (\sum C_{pP} - \sum C_{pR}) \cdot (T_2 - T_1)$$

Ecuación 26. Cálculo para la entalpia a diferentes temperaturas.

Donde:

- ΔH_{T_2} : entalpia de reacción a la temperatura de operación ($T_2 = 278 \text{ K}$).
- C_{pP} : calor específico de los productos ($\text{kJ/mol}\cdot\text{K}$).
- C_{pR} : calor específico de los reactivos ($\text{kJ/mol}\cdot\text{K}$).
- T_1 : calor de referencia (298 K).

Tabla 11. Valores para los calores específicos de los agentes en R-201. Fuente SciFinder.

Cp (J/mol · K)	
NH ₃	80,08
NaOCl	282,99
NH ₂ Cl	109,823
NaOH	167,187

Con el conveniente cambio de unidades de los valores de la tabla 11 y aplicando la ecuación 23, se determina que la entalpia de la reacción a las condiciones de operación en R-201 será de la magnitud $\Delta H_{278} = -75,48 \text{ kJ/mol}$. Teniendo en cuenta que los moles que intervienen en R1 tienen una relación 1:1, el caudal molar que reaccionará en el reactor será de $Q_R = 92,46 \text{ kmol/h}$. Situando la entalpia en unidades compatibles a este caudal molar (en kJ/kmol), el producto de el caudal con la entalpia a la temperatura de operación devuelve el calor generado en R-201:

$$Q = Q_{R1} \cdot \Delta H_{278}$$

Ecuación 27. Cálculo para el calor generado en la reacción

De manera que se generará un calor $Q = -6,9787 \cdot 10^4 \text{ kJ/h}$, el símbolo negativo define que el calor será desprendido del sistema hacia el exterior. Esta será la cantidad de calor a disipar con la refrigeración de R-201.

11.3.1.8 Diseño refrigeración R-201

El reactor contará con un encamisado de media caña para eliminar el calor generado por la reacción, concretamente se deben eliminar $6,9787 \cdot 10^4 \text{ kJ/h}$ que equivalen a 1938,527 kJ/s. Como agente refrigerante se había planteado emplear el Freon, pero dada su composición con presencia de cloro y su desuso en la industria se ha optado por emplear un suministro de nitrógeno líquido proporcionado por "Carburos Metalicos". El nitrógeno líquido, a demás, posee unas propiedades térmicas notablemente superiores al Freon como refrigerante, y su uso no presenta una peligrosidad elevada frente al medioambiente. No obstante, este debe estar a temperaturas muy bajas, por lo que será necesario contar con la columna de refrigeración proporcionada por la empresa suministradora.

El proceso de refrigeración ha sido diseñado de manera que el salto de temperatura en el refrigerante sea de 20° con respecto la temperatura de entrada. El nitrógeno entrará al sistema como un líquido a la temperatura de ebullición ($-196^\circ \text{ C} = 77 \text{ K}$) y mantendrá una temperatura constante dentro de R-201 de 5° C . La alta capacidad del nitrógeno a la hora de eliminar calor ha provocado que el encamisado sea parcial al área exterior del reactor, ya que cubrir toda el área cilíndrica del equipo provocaría una bajada de temperatura en el interior por debajo de los 0° C , por lo que el agua se congelaría en su interior.

En primer lugar, se ha calculado la temperatura media logarítmica (DTML) conociendo los parámetros de temperatura de la operación:

$$DTML = \frac{(T - T_E) - (T - T_S)}{\ln\left(\frac{T - T_E}{T - T_S}\right)}$$

Ecuación 28. Cálculo para DTML.

Donde:

- T: temperatura en el interior de R-201 (278 K).
- T_E : temperatura de entrada refrigerante (77 K).
- T_S : temperatura de salida refrigerante (97 K).

El resultado de la ecuación 27 es $DTML = 190,825 \text{ K}$.

Una vez calcula la DTML del sistema, se procede a calcular la masa necesaria de nitrógeno para eliminar el calor generado en el reactor:

$$Q_e = m * C_p * \Delta T$$

Ecuación 29. Cálculo para el calor eliminado por masa de refrigerante.

Donde:

- Q_e : calor a eliminar (kJ/s).
- m : masa de refrigerante (kg/s).
- C_p : calor específico del refrigerante ($1,0404 \text{ kJ}/\text{kg} * \text{K}$).
- ΔT : salto de temperatura en el refrigerante (20).

Sabiendo que el calor a eliminar son 1938,527 kJ/s, para el salto de temperatura seleccionado se requerirá una masa de nitrógeno de 93,16 kg/s, esto se corresponde a un caudal volumétrico de $414,3 \text{ m}^3/\text{h}$ de nitrógeno. Lo cual lleva a escoger una tubería de 8 pulgadas (200 mm de diámetro nominal) con un espesor de 0,188 in (4,78 mm). Fuente; tabla de la figura 5, a continuación:

DIÁMETRO TUBERÍA		CAUDAL		
m	pulg.	m ³ /h	l/s	gal/min.
0,050	2	11 - 14	3 - 4	40 - 70
0,075	3	25 - 40	7 - 11	110 - 175
0,100	4	50 - 79	14 - 22	225 - 350
0,125	5	90 - 140	25 - 38	400 - 600
0,150	6	140 - 230	38 - 63	600 - 1.000
0,175	7	220 - 340	60 - 95	950 - 1.500
0,200	8	290 - 470	80 - 130	1.300 - 2.100
0,250	10	500 - 790	140 - 220	2.200 - 3.500
0,300	12	790 - 1.260	220 - 350	3.500 - 5.500
0,350	14	1.150 - 1.800	320 - 500	5.000 - 8.000
0,500	20	2.950 - 4.540	820 - 1.260	13.000 - 20.000
0,750	30	7.920 - 13.680	2.200 - 3.800	35.000 - 60.000

Figura 5. Tabla para relación diámetro-caudal.

Conociendo el valor del diámetro nominal de la tubería y sabiendo que la sección en contacto a R-201 será la mitad (media caña) se aplica el cálculo típico para la velocidad de circulación de la siguiente manera:

$$v = \frac{m * 1/\rho}{0,5 * (\pi/4 * D^2)}$$

Ecuación 30. Cálculo para la velocidad de flujo (modificación media caña).

Donde:

- v : velocidad de flujo (m/s).
- m : caudal másico (kg/s).
- ρ : densidad de N_2 ($809,5 \text{ kg}/\text{m}^3$).
- D : diámetro de tubería de paso (m).

De manera que la velocidad del flujo de nitrógeno será de 7,326 m/s.

Una vez conocidos los parámetros del flujo de refrigerante y el área de paso del mismo, se procede a calcular el coeficiente individual de transferencia de materia referido al fluido (h_i) mediante el procedimiento a continuación. Cabe remarcar que el valor de los parámetros A, B y C es adimensional y extraído

de fuentes bibliográficas para el diseño de encamisados, en concreto 0,0023, 0,8 y 0,4 respectivamente.

$$\frac{h_i * D_{int}}{k} = A * \left(\frac{\rho * v * D_{int}}{\mu} \right)^B * \left(\frac{Cp * \mu}{k} \right)^C$$

Ecuación 31. Relación para coeficiente individual de transferencia de materia interna.

Donde:

- h_i : coeficiente individual de transferencia de materia ($\text{kJ}/\text{s} * \text{m}^2 * \text{K}$).
- D_{int} : diámetro interior de la tubería (m).
- ρ : densidad de N_2 (kg/m^3).
- v : velocidad del flujo de refrigerante (m/s).
- k : conductividad del refrigerante ($\text{kJ}/\text{s} * \text{m} * \text{K}$).
- μ : viscosidad del refrigerante ($1,691 \times 10^{-4} \text{ kg}/\text{m} * \text{s}$).
- Cp : calor específico del refrigerante ($1,040 \text{ kJ}/\text{kg} * \text{K}$).

Obteniendo un valor para $h_i = 1690,72 \text{ kJ}/\text{s} * \text{m}^2 * \text{K}$.

De igual manera se calcula el coeficiente de transferencia de materia para el líquido agitado en el interior del tanque (h_e), en este caso los valores de A, B y C son 0.5, 0.6 y 0.33 para el tipo de agitación aplicada en R-201.

$$\frac{h_e * D}{k} = A * \left(\frac{\rho * N * D_a^2}{\mu} \right)^B * \left(\frac{Cp * \mu}{k} \right)^C$$

Ecuación 32. Relación para coeficiente individual de transferencia de materia externa.

Donde:

- h_e : coeficiente individual de transferencia de materia ($\text{kJ}/\text{s} * \text{m}^2 * \text{K}$).
- D : diámetro interior del cilindro del tanque (2,01 m).
- ρ : densidad del licor en R-201 ($840,64 \text{ kg}/\text{m}^3$).
- N : velocidad de agitación (2,23 rps).
- D_a : diámetro del agitador (0,67 m).
- k : conductividad del agua ($0,058 \text{ kJ}/\text{s} * \text{m} * \text{K}$).
- μ : viscosidad del agua ($0,001 \text{ kg}/\text{m} * \text{s}$).
- Cp : calor específico del agua ($4,18 \text{ kJ}/\text{kg} * \text{K}$).

Cabe remarcar que se toman las propiedades de conductividad, viscosidad y calor específico del agua (medio de reacción y sustancia mayoritaria en R-201) dada la imposibilidad de simular la mezcla licor de R-201 en Aspen

HYSYS V10 por la presencia de monocloramina en el reactor. No obstante, al ser el agua el componente mayoritario y disolvente, la mezcla debería tener unas propiedades muy similares a esta. De manera que se obtiene como resultado $h_e = 21,74 \text{ kJ} / \text{s} * \text{m}^2 * \text{K}$.

Una vez calculados los valores para los coeficientes de transferencia de materia interno y externo se procede a calcular el coeficiente global de intercambio de calor mediante la siguiente expresión:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_e} + \frac{\Delta x}{k}$$

Ecuación 33. Cálculo del coeficiente global de intercambio de calor (U).

Donde:

- Δx : espesor de pared R-201 (m).
- k : conductividad Uranus ($15,1 \times 10^{-3} \text{ kJ} / \text{s} * \text{m} * \text{K}^3$).

De esta forma se obtiene $U = 1,9 \text{ kJ} / \text{s} * \text{m}^3 * \text{K}$.

Una vez calculado el valor para el coeficiente de transferencia global es necesario calcular el área sector cilíndrico de R-201, pero como se comentó anteriormente, aplicar el encamisado en toda la zona provocaría una bajada de temperatura demasiado elevada lo que se traduciría en una cristalización en hielo del agua que contiene el equipo.

Teniendo este hecho en mente, se modificará la relación para el cálculo del calor disipado en consecuencia:

$$Q = U * A * DTML$$

$$Q = U * \left(\frac{1}{4} * A\right) * DTML$$

Ecuación 34. Comprobación de eliminación deseada.

Donde:

- A : área de la zona cilíndrica de R-201 ($25,65 \text{ m}^2$).

De manera que se obtiene un calor eliminado con valor de 2331,08 kJ/s frente a los 1938,527 kJ/s generados por la reacción. Se prefiere recubrir $\frac{1}{4}$ del área total del equipo con las condiciones designadas en este apartado, dada que la diferencia es de unos 400 kJ/s y los cálculos no son suficientemente rigurosas, ya que se han empleado las propiedades térmicas del agua cuando lo más probable es que en la realidad la conductividad de la mezcla licor alimentada a R-201 sea inferior. Por lo tanto, se toman esos 400 kJ/s de más a modo de sobredimensionamiento siempre y cuando este valor no provoque una caída de temperatura en el interior por debajo de los 0° C.

11.2.1.9 Aislamiento térmico I

Pese a que el reactor trabajara en temperaturas relativamente bajas, la superficie directa de contacto con el exterior será el encamisado, en el cual se barajaran temperaturas por debajo de los 100° bajo cero.

Con tal de evitar incidentes en planta por contacto directo con esta superficie se aplicarán diez capas de Rockwool®-133 con un espesor de 60 mm por capa para evitar intercambio de calor entre el exterior y el interior del reactor.

Con estas medidas de seguridad se espera reducir al mínimo el efecto del de las posibles temperaturas mayores a 35° C del verano en la zona y evitar que los operarios puedan entrar en contacto con el encamisado que podría provocarles quemaduras por frío si llegasen a entrar en contacto y aislar el resto del reactor sin encamisado para evitar posibles interferencias por la temperatura.

11.3.2 DISEÑO REACTORES (R-202 A R-205)

Para la segunda reacción (R2) no se logró determinar ningún tipo de parámetro referido a la cinética, de manera que la única fuente de diseño seleccionada fue un artículo donde se substrajo el buen funcionamiento de un sistema RCFP para llevar a cabo esta reacción.

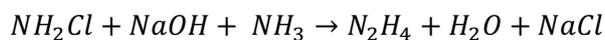


Ilustración 3. Reacción en R-202, 203, 204 y 205 (R2).

A causa del gran caudal de salida de R-201, se decidió diseñar un sistema de cuatro RCFP paralelos para reducir el caudal en cada uno, obteniendo unos reactores dentro de los rangos habituales de diseño, cada uno con su exceso 40:1 en amoniaco para llevar a cabo la reacción de forma satisfactoria.

11.3.2.1 Dimensionamiento

Partiendo de la misma fuente empleada para el diseño de tanques agitados (R-201) se diseñaron los reactores R-202, 203, 204 y 205 como tanques horizontales. Previo al desarrollo del diseño debe comentarse que esta correlación tiene en cuenta la presencia de vapores en el medio de reacción, sin embargo, a las condiciones de operación (30 bar y 150°C) todo el alimento suministrado a los reactores estará en estado líquido.

En primer lugar, se substrajo la información de diferentes proyectos donde empleaban RCFP junto al catalizador de R2 (los EDTA) para la producción de hidracina. En este se obtenían unos tiempos de residencia de unos 12,5 s para una conversión total en productos.

Al emplear como catalizador el sobreexceso de amoniaco (40:1) con respecto a la monocloramina se sobredimensiono el tiempo de residencia de la fuente

en un 20%, de modo que $\tau_{RCFP} = 15 \text{ s}$. En cuanto al caudal alimentado a cada reactor este será una cuarta parte del caudal de salida de R-201, por lo que $Q = 3 \text{ m}^3/\text{s}$. Aplicando la ecuación 3:

$$V (\text{m}^3) = Q \cdot \tau_{RCFP}$$

Obteniendo $V_{RCFP} = 45 \text{ m}^3$ para cada uno de los 4 reactores requeridos. Partiendo de este primer cálculo, se volverá a aplicar los parámetros de diseño para determinar la relación de aspecto y espesores de las partes que componen al reactor como se realizó con R-201.

-Temperatura de diseño (T_D)

$$T_D = T_o \times \left(1 + \frac{A}{100}\right) + B$$

Ecuación 6. Correlación temperatura de diseño.

Donde:

- T_o : temperatura de operación ($150^\circ\text{C} = 302^\circ\text{F}$).
- A y B: parámetros para diferentes rangos de temperatura.
A = 0
B = 50

De manera que en los RCFP el valor de $T_D = 352^\circ\text{F} = 177,78^\circ\text{C}$.

-Presión de diseño (T_D)

$$P_D = P_o \times \left(1 + \frac{A}{100}\right) + B$$

Ecuación 7. Correlación presión de diseño.

Donde:

- P_o : presión de operación ($30 \text{ bar} = 435,113 \text{ psia}$)
- A y B: parámetros para diferentes rangos de presión
A = 0
B = 50

Obteniendo como resultado una $P_D = 485,113 \text{ psia} = 33,447 \text{ bar}$.

De nuevo remarcar que los parámetros A y B para cada caso han sido extraídos de la Figura 1 (pág. 7).

Para el valor de presión de diseño obtenido se determinó una relación de aspecto $L/D = 4$, de manera que se siguieron los cálculos siguientes:

$$L = \frac{4 \cdot V_{RCFP}}{\pi \cdot D^2 \cdot (1 - r_{vc})}$$

Ecuación 35. Cálculo para la longitud de RCFP

Donde:

- L: longitud del reactor (m).
- D: diámetro del reactor (m) se corresponde a ¼ de L.
- r_{vc} : volumen de vapor (en este caso 0).

Resolviendo la ecuación 2X se determina:

Tabla 12. Dimensiones de R-202 a R-205.

Diámetro int (m)	2,428
Longitud (m)	9,71

11.3.2.2 Espesor y diseño de tapas RCFP

Una vez obtenidas las dimensiones del cuerpo cilíndrico del RCFP se dispuso a calcular el espesor de las paredes del mismo, teniendo en cuenta las nuevas condiciones de diseño y conociendo que el material de construcción también será el Uranus.

-Espesor (t_{ASME}) – Cuerpo cilíndrico

Volviendo a aplicar las ecuaciones 8 y 9 para esfuerzos tangenciales y longitudinales, se determinó:

Tabla 13. Resultados ecuaciones 8 y 9 para parámetros RCFP

t_{tan} (mm)	264,414
t_{lon} (mm)	131,318

De manera que se escogió el espesor para esfuerzos tangenciales por su magnitud mayor.

Partiendo de este espesor, se aplicaron de nuevo las relaciones definidas en las ecuaciones 10 (corrosión), 11 (defectos de fabricación) y 12 (sobredimensionamiento criterio ASME), dando como resultado final los siguientes espesores:

Tabla 14. Resultados ecuaciones 10, 11, y 12 para parámetros RCFP.

t_1 (mm)	268.414
t_2 (mm)	295,2554
t_{ASME} (mm)	442,88

Finalmente, se obtiene que el cuerpo cilíndrico de cada reactor contara con un espesor $t_{ASME} = 442,88$ mm para soportar las cargas de presión que en este se ejercerán durante su vida útil.

En cuanto a las tapas, al tratarse de RCFP, no ha sido necesario realizar ningún diseño torisferico, ya que lo más habitual es diseñar las tapas de manera simple, por lo tanto, estaríamos hablando de secciones circulares de un espesor igual al del cuerpo cilíndrico y un diámetro acorde al requerido por el reactor. A continuación se presenta una tabla con las dimensiones finales para los reactores R-202 al 205. Remarcar de nuevo que el material empleado también es el Uranus.

Tabla 15. Resumen dimensiones de R-202 a R-205.

Cuerpo Cilíndrico	
Volumen interior (m^3)	45
Diámetro interno (mm)	2428
Diámetro externo (mm)	3313,76
Longitud (mm)	9710
Espesor (mm)	442,88
Tapas	
Diámetro (mm)	3313,76
Espesor (mm)	442,88

11.3.2.3 Peso del equipo

De igual manera que para R-201, los reactores R-202 a 205 serán construidos con el material Uranus, por lo tanto, se procederá a calcular su peso en vacío, lleno y en funcionamiento de la misma manera que se hizo anteriormente para R-201. Partiendo de los valores para el cuerpo cilíndrico de los equipos (Tabla X):

$$V_{int} = H \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_{int}^2$$

Ecuación 15. Cálculo para el volumen interior (m^3).

$$V_{ext} = H \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_{ext}^2$$

Ecuación 16. Cálculo para el volumen exterior (m^3).

$$\Delta(V_{int} - V_{ext}) = V_{ext} - V_{int}$$

Ecuación 17. Diferencia (Cálculo volumen útil).

Aplicando las ecuaciones 15, 16 y 17 para las medidas de los RCFP, se obtiene $V_{int} = 42,46 m^3$, $V_{ext} = 59,36 m^3$, valores los cuales proporcionan un volumen estructural de 16.900 L ($16,90 m^3$) de Uranus. De manera que el incremento entre volúmenes se corresponde con un 25%.

Esta vez las tapas del reactor son simples (sin forma torisférica), por tanto, el volumen útil del cuerpo cilíndrico se corresponde con el volumen total del equipo. De manera que conociendo el valor anteriormente proporcionado para la densidad del material y el volumen real del equipo se calcula el peso del equipo en vacío:

$$P_{vacío} = \rho_{Uranus} \cdot V_{total}$$

Ecuación 18. Cálculo para el peso R-201.

Obteniendo un peso para el equipo de 130.145,4 kg para cada uno de los reactores. Contando que serán cuatro reactores de las mismas características, el peso de Uranus total será de 520.581,6 kg.

11.3.2.4 Prueba hidráulica

Empleando agua pura como fluido para el llenado, se utilizarán los 42,46 m³ calculados en el apartado anterior para el volumen de agua que será introducido en cada reactor. Conocida también la densidad del agua se aplica de nuevo la **Ecuación 20**:

$$P_{prueba\ hidráulica} = P_{vacío} + V_{agua} \cdot \rho_{agua}$$

Ecuación 20. Cálculo para la presión de prueba hidráulica.

El sumatorio del peso del fluido para la prueba, junto al peso del equipo en vacío se obtiene un $P_{prueba\ hidráulica} = 172.605,4\ kg$ para el equipo en prueba hidráulica.

11.3.2.5 Modo de alimentación y disco de ruptura

La alimentación a los reactores R-202 a R-205 consistirá en una doble entrada; una entrada directa del producto obtenido en la operación de R-201 que se llevará a las condiciones de operación de R-202, 203, 204 y 205 previamente a la entrada al equipo. Por otra parte, también se alimentará la recirculación de amoníaco para lograr obtener la proporción 40:1 deseada.

Para aprovechar al máximo las dimensiones de los RCFP y no tener pérdidas de presión notables se alimentarán de manera directa al reactor por cabecera.

Al ser equipos que operarán a altas presiones (30 bar) y temperaturas moderadas (150° C) se instalará un disco de ruptura en cada uno de los RCFP de planta, los cuales saltarán liberando presión del equipo si la presión en el interior del reactor supera la presión de diseño (33,45 bar). De esta manera se evitará que la presión aumente de manera descontrolada en el reactor, dado que la explosión de uno solo de ellos podría provocar la explosión de los otros reactores, dada su disposición en paralelo, lo cual se traduciría en unos daños más que considerables en planta y podrían llevar consigo consecuencias catastróficas en todo el polígono Nylon-66.

En cuanto a boca de hombre, al ser equipos a presión y de flujo pistón no se requiere diseñarla. En su lugar, se optará por alimentar agentes

anticorrosivos para su mantenimiento en las fechas designadas para mantenimiento de los equipos en planta.

11.3.2.6 Calor generado en R-202 a R-205

De igual manera que en R1, la reacción 2 (o R2 para abreviar) es altamente exotérmica, de manera que es necesario cuantificar esta cantidad de calor siguiendo el mismo procedimiento empleado en el apartado 11.3.1.6, pero teniendo en cuenta ahora los agentes que intervienen en R2.

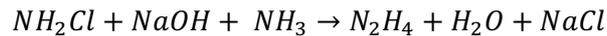


Ilustración 3. Reacción en R-202, 203, 204 y 205 (R2).

Conociendo los químicos que intervienen en R2 se requiere definir de nuevo las entalpías de estos para contextualizar mejor los cálculos empleados. En cuanto a las entalpías, estas se corresponden al valor para estado líquido, ya que las condiciones de operación mantienen los agentes en estado líquido.

Tabla 16. Valores para las entalpías de los agentes en R-202 a 205. Fuente SciFinder.

Entalpías de formación (kJ/mol) a 298 K	
NH_3	-40,2
NH_2Cl	-39,2
$NaOH$	-425,93
N_2H_4	50,63
H_2O	-285,83
$NaCl$	-411,12

Aplicando estos nuevos valores con sus respectivos coeficientes estequiométricos en R2 a la **Ecuación 22** se obtiene $\Delta H_{298} = -140,99 kJ/mol$ para la temperatura de referencia. De nuevo se debe obtener el valor de la entalpia para las condiciones de operación. Definiendo los nuevos valores de Cp:

Tabla 17. Valores para los calores específicos de los agentes en R-202 a 205. Fuente SciFinder.

Cp ($J/mol \cdot K$)	
NH_3	80,08
NH_2Cl	109,823
$NaOH$	167,187
N_2H_4	98,9
H_2O	75,30
$NaCl$	51,4

Con el pertinente cambio de unidades de J a kJ en el valor de Cp y aplicando de nuevo la **Ecuación 23** para $T_2 = 423\text{ K}$ (150°C dentro del reactor) se obtiene una $\Delta H_{423} = -157,426\text{ kJ/mol}$.

El caudal molar que interaccionará cuando R2 tenga lugar será de 46,23 kmol/h de hidracina, hidróxido de sodio y amoníaco, de manera que $Q_{R2} = 138,69\text{ kmol/h}$. Aplicando finalmente la **Ecuación 24**, el calor generado por R2 $Q = -21,8334 \cdot 10^6\text{ kJ/h}$.

Si solo empleásemos un RCFP para llevar a cabo R2 este sería el calor a disipar en el reactor, no obstante, se decidió dividir los caudales en cuatro partes iguales, de manera que el calor generado en los reactores R-202, R-203, R-204 y R-205 corresponderá a una cuarta parte del calor total generado. Por lo tanto, en cada RCFP se generará $Q_{RCFP} = -5,4583 \cdot 10^6\text{ kJ/h}$, calor el cual se deberá disipar con un sistema de refrigeración capaz de absorber el valor desprendido por cada uno de los reactores.

11.3.2.7 Refrigeración R-202 a R-205

Para la eliminación del calor generado por la reacción en cada uno de los RCFP para la segunda etapa se ha seguido el mismo método que para el diseño de la refrigeración de R-201. En este caso, en cada reactor se deben eliminar $5,4583 \cdot 10^6\text{ kJ/h}$ (1516,19 kJ/s). Para ello se diseña una refrigeración de media caña acorde a los requerimientos de esta segunda etapa, definidos por el tipo de reactor y sus dimensiones.

La operación en estos reactores se lleva a cabo a 150° C (423 K) y para su refrigeración se empleará, de igual manera que en R-201, un caudal de nitrógeno líquido con un salto de temperatura de 20 grados.

Antes de proseguir con la descripción de los cálculos efectuados, cabe remarcar que para el cálculo del coeficiente de transferencia de materia externo se ha modificado la ecuación teniendo en cuenta que un RCFP actúa, a efectos prácticos, como una tubería de paso.

De igual manera que en el diseño anterior se procede calculando la DTML característica del sistema mediante la ecuación 28:

$$DTML = \frac{(T - T_E) - (T - T_S)}{\ln\left(\frac{T - T_E}{T - T_S}\right)}$$

Ecuación 28. Cálculo para DTML.

En este caso, $T = 423\text{ K}$, de manera que se obtiene $DTML = 335,9\text{ K}$.

$$Q_e = m * Cp * \Delta T$$

Ecuación 29. Cálculo para el calor eliminado por masa de refrigerante.

Aplicando de nuevo la ecuación 29 con los mismos valores de Cp y ΔT (dado que es el mismo refrigerante) y el valor $Q_e = 1516,19\text{ kJ/s}$ se obtiene que la

masa necesaria de nitrógeno en cada RCFP será de 72,8657 kg/s, lo que se traduce en 0,09 m³/s (324,047 m³/s) de caudal volumétrico aplicándole la densidad del fluido. Recordar que el caudal de nitrógeno total para la refrigeración será 4 veces el valor calculado, es decir, 291,4628 kg/s a alimentar a 4 reactores.

$$v = \frac{m * 1/\rho}{0,5 * (\pi/4 * D^2)}$$

Ecuación 30. Cálculo para la velocidad de flujo (modificación media caña).

En este caso, siguiendo las indicaciones de la Figura 5 se determina que para un caudal de este calibre se requiere una tubería de 7 pulgadas (0,175 m). Aplicando el valor de 0,09 m³/s en el lugar de "m * 1/ρ" y el nuevo diámetro a la ecuación 30 se obtiene v = 7,48 m/s para la circulación del refrigerante.

$$\frac{h_i * D_{int}}{k} = A * \left(\frac{\rho * v * D_{int}}{\mu} \right)^B * \left(\frac{Cp * \mu}{k} \right)^C$$

Ecuación 31. Relación para coeficiente individual de transferencia de materia interna.

Partiendo de los valores presentados en el apartado 11.2.1.8 para las propiedades del refrigerante, los nuevos valores para el diámetro (0,175 m) y la velocidad de flujo $h_i = 1733,55 \text{ kJ}/\text{s} * \text{m}^2 * K$. Los valores de A, B y C se mantienen para esta iteración.

$$\frac{h_e * D_{int}}{k} = A * \left(\frac{\bar{\rho} * v * D_{int}}{\bar{\mu}} \right)^B * \left(\frac{Cp * \mu}{k} \right)^C$$

Ecuación 36. Modificación relación para coeficiente individual de transferencia de materia externa.

Donde:

- $\bar{\rho}$: densidad media del licor en RCFP (kg/m³).
- $\bar{\mu}$: viscosidad media del licor en RCFP (kg/m * s).

Antes de comentar los resultados, se han calculado los valores medios para viscosidad y densidad de la mezcla de manera manual (dada la imposibilidad de simular correctamente el corriente de estos reactores) siguiendo las siguientes expresiones:

$$\bar{\rho} = \sum [\text{Concentración}]_i * \rho_i$$

Ecuación 37. Cálculo para la densidad media.

$$\bar{\mu} = \sum x_i * \mu_i$$

Ecuación 38. Cálculo para la viscosidad media.

Donde:

- ρ_i : densidad de cada componente (i).
- μ_i : viscosidad de cada componente (i).
- x_i : fracción másica de componente.

En cuanto a la ecuación 37, se ha podido calcular el valor para todos los agentes que componen el corriente, dando como resultado una densidad media de $532,3478 \text{ kg/m}^3$. Por otra parte, dada la falta de datos para la viscosidad de algunos de los agentes se ha decidido calcular la viscosidad media empleando únicamente la fracción másica de amoniaco (48,6% w.) y agua (44,9% w.) junto a sus viscosidades de $2,2 \times 10^{-4}$ y $1 \times 10^{-4} \text{ kg/m} \cdot \text{s}$ respectivamente, obteniendo así una viscosidad media de $1,5182 \times 10^{-4} \text{ kg/m} \cdot \text{s}$.

Por otro lado, los valores de k y Cp se han mantenido los del agua, nuevamente, dada la imposibilidad de simular las propiedades reales del caudal. En este caso, el diámetro empleado es el diámetro de paso del reactor (2,428 m) y se mantienen los valores tabulados para el paso por tuberías de A, B y C empleados en la ecuación 31.

Finalmente, aplicando los valores obtenidos con las asunciones comentadas a la ecuación 36, se obtiene $h_e = 0,9691 \text{ kJ/s} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K}$.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_e} + \frac{\Delta x}{k}$$

Ecuación 33. Cálculo del coeficiente global de intercambio de calor (U).

En este caso $\Delta x = 0,44288 \text{ m}$, ya que el espesor para los RCFP de esta etapa es significativamente mayor que el del equipo R-201. Aplicando los valores obtenidos para h_i , h_e y sabiendo que k se mantiene igual que en el caso anterior, dado que los reactores de la segunda etapa también serán construidos con Uranus, se obtiene $U = 0,0329 \text{ kJ/s} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{K}$.

$$Q = U \cdot A \cdot DTML$$

Ecuación 34. Comprobación de eliminación deseada.

Finalmente, se obtiene $Q = 921,84 \text{ kJ/s}$ tras aplicar la ecuación 34, conociendo el valor del área del cilindro ($83,326 \text{ m}^2$). Este valor de Q no es suficiente para eliminar los $1516,19 \text{ kJ/s}$ generados por la reacción, de manera que también deberán refrigerarse las tapas del reactor, es decir, debemos contemplar el área de contacto tapa-fluido.

Teniendo en cuenta los datos para las dimensiones de las diferentes partes de cada RCFP (Tabla 15), se obtiene un área recubierta total de $152,32 \text{ m}^2$ sumando el área de cada tapa con la del tramo circular. De esta manera se obtiene un valor para el calor eliminado de $Q = 1683,32 \text{ kJ/s}$. Valor un tanto

más elevado que el requerido inicialmente, pero dada la falta de conocimiento sobre las propiedades reales del fluido a refrigerar, se opta por mantener estas condiciones de operación a modo de sobredimensionamiento. No obstante, la diferencia de 167,133 kJ/s no debería influir significativamente, teniendo en cuenta las condiciones de operación de los reactores.

11.3.1.8 Aislamiento térmico II

Para aislar el encamisado del exterior se recubrirá cada reactor con una capa de lana roca proporcionada por Rockwool®-133, evitando así el mal funcionamiento del refrigerante por contacto con la temperatura exterior en los días más calurosos y reduciendo el peligro de entrar en contacto con la superficie fría del encamisado. Se dispondrá de cuatro capas de aislante térmico de 300 mm de grosor, dando un total de 1200 mm de espesor total entre el sistema de reactores y el ambiente.

El revestimiento con el aislante ocupará todo el cuerpo cilíndrico de los reactores R-202, 203, 204 y 205, incluyendo las tapas. El revestimiento también es capaz de soportar las altas temperaturas producidas en el equipo tras el encamisado, llegando a unas máximas de 250° C.

A continuación se presenta una tabla de características térmicas del aislante empleado para revestir todos los reactores del proceso:

Características Técnicas

Propiedad	Descripción				Norma
Densidad nominal (kg/m ³)	37				EN 1602
Dimensiones (cm)	1200 x 100 x 2 / 1000 x 100 x 2,5 / 800 x 100 x 3 600 x 100 x 4 / 500 x 100 x 5				
Conductividad Térmica (W/m·K)	Temperatura (°C)	Conductividad Térmica	Temperatura (°C)	Conductividad Térmica	EN 12667
	10	0.040	150	0.076	
	50	0.048	200	0.095	
	100	0.061	250	0.122	
Reacción al fuego /Euroclase	A1				EN 13501.1
Tolerancia de espesor (mm)	T4				EN 823
Resistencia a la difusión de vapor de agua	MV2				EN 12096
Temperatura máxima de servicio	ST(+250		(250°C)		EN 14706
Absorción de agua a corto plazo (kg/m ³)	WS		(< 1,0 kg/m ³)		EN 1609
Tasa de emisión de sustancias corrosivas	Trazas de iones soluble en agua CL		CL10		EN 13468

Ilustración 4. Propiedades térmicas del aislante Rockwool®-133.

11.4 DISEÑO EVAPORADORES (EV-301 A EV-303)

11.4.1 Funcionamiento del sistema de evaporadores I

El objetivo de los evaporadores es concentrar una solución consistente en un soluto no volátil y un solvente volátil. En las tres etapas de evaporación que se realizan en la planta para eliminar la sal obtenida en los reactores R-202, 203, 204 y 205 se tiene en cuenta el objetivo de concentrar al máximo el sólido extrayendo el disolvente que es una mezcla de agua e hidracina.

Los evaporadores utilizados actúan como un equipo "flash" por el que circulan dos fluidos los cuales deben estar a diferentes temperaturas para que se dé dicho intercambio.

En este caso el fluido que circula por los tubos y, por tanto, aporta calor al sistema, es vapor de agua, y por la carcasa circulará la mezcla producida en el conjunto de reactores R-202, 203, 204 y 205, con el fin de eliminar la sal (NaCl) del sistema. El vapor de agua que circula por los tubos entrará a una temperatura de 290 °C y saldrá a una temperatura de 120 °C en el primer efecto. Para los siguientes se empleará el caudal de calor generado en la condensación del vapor obtenido.

A partir de las presiones de vapor y de los puntos conocer de ebullición de los componentes de la mezcla, se considera que tanto el agua e hidracina serán las dos sustancias evaporadas. Si bien las proporciones vendrán determinadas en último término por la volatilidad de ambas especies en las condiciones de operación. De este modo, el condensado de líquido saldrá más concentrado y más puro en sal para facilitar el proceso de obtención del producto final, y de la misma forma, los tamaños de los equipos requeridos para dicha etapa serán más pequeños, requerirán un menor número de etapas y no requerirán un salto térmico tan acusado.

Para el diseño de estos equipos se ha empleado la herramienta Aspen HYSYS V10, ya que al tratarse de un proceso de triple efecto sería mucho más preciso recurrir a la simulación informática que no emplear métodos escritos que podían inducir a errores de precisión.

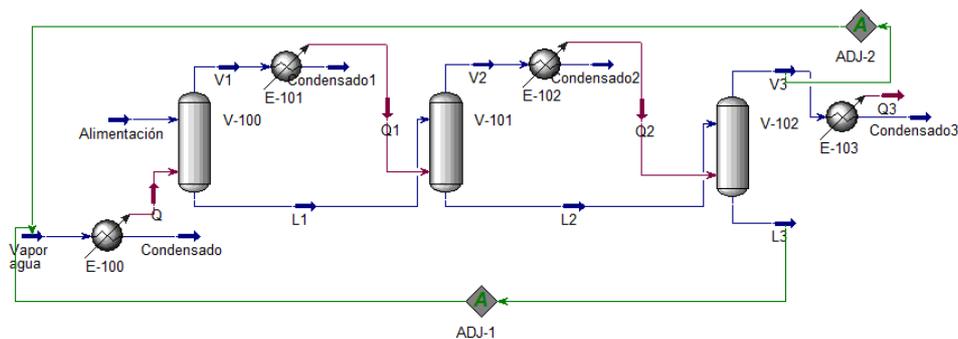


Figura 6. Esquema del sistema de efectos (eliminación NaCl).

En la figura anterior puede observarse el esquema simulado para el triple efecto. Cada efecto será alimentado con un caudal líquido cada vez más concentrado en sólido y se obtendrán unos vapores sin presencia de sal. El vapor será condensado a su salida del evaporador. El calor extraído del vapor en cada condensador, será empleado a modo de calefactor en la siguiente etapa. De manera que el calor del primer condensador (Q1) alimentara la etapa 2 y así sucesivamente.

Por otra parte, el líquido obtenido en cada etapa será el alimento de la siguiente y éste tendrá cada vez mayor concentración de sólido y una menor cantidad de líquido, obteniendo la salmuera concentrada en L3. Éste tendrá una composición molar de 98,31% en sal (NaCl), 1,53% en agua y un 0,16% en hidracina, unos 0,075 kmol/h como podremos ver en las extracciones de la simulación a continuación.

Alimentación		
Temperature	80.00	C
Pressure	101.3	kPa
Molar Flow	1756	kgmole/h
Master Comp Mole Frac (Hydrazine)	0.0265	
Master Comp Mole Frac (H2O)	0.9470	
Master Comp Mole Frac (NACL)	0.0265	

Figura 7. Composición alimento (EV-301).

Vapor agua		
Temperature	290.0	C
Pressure	202.6	kPa
Molar Flow	4644	kgmole/h

Figura 8. Condiciones calefactor (EV-301).

En las figuras 7 y 8 pueden extraerse las condiciones iniciales de la operación llevada a cabo en EV-101. Como se ha comentado anteriormente, el calefactor provocará la evaporación del fluido y una precipitación del sólido en la fracción no evaporada, la cual será extraída por vacío a la siguiente etapa.

Por un error del simulador no se devolvieron los caudales de cada componente de manera numérica, de manera que serán comentados a detalle más adelante.

El caudal alimentado a EV-101 contará con un caudal de 1662,93 kmol/h de agua, 46,53 kmol/h de hidracina y 46,53 kmol/h de cloruro sódico. Por los objetivos de diseño, a la salida del tercer efecto se deberían obtener el mismo

caudal de sal y lo mínimo posible de hidracina para reducir así el máximo de perdidas posible.

A continuación, se procederá a detallar los caudales obtenidos en la primera etapa y posteriormente se interpretarán los datos finales, parando atención a detallar solamente el primer efecto.

Condensado1		
Molar Flow	604.5	kgmole/h
Master Comp Mole Frac (Hydrazine)	0.0049	
Master Comp Mole Frac (H2O)	0.9951	
Master Comp Mole Frac (NaCl)	0.0000	

Figura 9. Composición condensado (EV-301).

L1		
Molar Flow	1152	kgmole/h
Master Comp Mole Frac (NaCl)	0.0404	
Master Comp Mole Frac (H2O)	0.9217	
Master Comp Mole Frac (Hydrazine)	0.0379	

Figura 10. Composiciones líquido (EV-301).

Condensado EV-301 (Figura 9):

- Caudal H_2O : 601,54 kmol/h.
- Caudal N_2H_4 : 2,96 kmol/h.

Líquido EV-301 (Figura 10):

- Caudal H_2O : 1061,8 kmol/h.
- Caudal N_2H_4 : 43,66 kmol/h.
- Caudal $NaCl$: 46,54 kmol/h.

Condensado2		
Molar Flow	620.3	kgmole/h
Master Comp Mole Frac (Hydrazine)	0.0144	
Master Comp Mole Frac (H2O)	0.9856	
Master Comp Mole Frac (NaCl)	0.0000	

Figura 11. Composición condensado (EV-302).

L2		
Molar Flow	531.4	kgmole/h
Master Comp Mole Frac (NaCl)	0.0876	
Master Comp Mole Frac (H2O)	0.8471	
Master Comp Mole Frac (Hydrazine)	0.0653	

Figura 12. Composición líquido (EV-302).

Condensado3		
Molar Flow	484.6	kgmole/h
Master Comp Mole Frac (Hydrazine)	0.0715	
Master Comp Mole Frac (H2O)	0.9276	
Master Comp Mole Frac (NaCl)	0.0010	

Figura 13. Composición condensado (EV-303).

L3		
Molar Flow	46.86	kgmole/h
Master Comp Mole Frac (NaCl)	0.9831	
Master Comp Mole Frac (H2O)	0.0153	
Master Comp Mole Frac (Hydrazine)	0.0016	

Figura 14. Composición líquido (EV-303).

Como puede verse en los caudales, la cantidad de sal será nula en el condensado y se irán reduciendo las concentraciones de los fluidos en el líquido conforme se avance en etapas. Sería conveniente reincidir en el hecho que L1 se corresponde con el caudal alimentado al siguiente efecto (EV-202). A continuación, se facilitarán las composiciones de los evaporadores obtenidas en EV-202 y EV-203:

Condensado EV-302 (Figura 11):

- Caudal H_2O : 611,37 kmol/h.
- Caudal N_2H_4 : 8,93 kmol/h.

Líquido EV-302 (Figura 12):

- Caudal H_2O : 450,15 kmol/h.
- Caudal N_2H_4 : 34,7 kmol/h.
- Caudal $NaCl$: 46,55 kmol/h.

Condensado EV-303 (Figura 13):

- Caudal H_2O : 448,74 kmol/h.
- Caudal N_2H_4 : 34,65 kmol/h.

Líquido EV-303 (Figura 14):

- Caudal H_2O : 0,727 kmol/h.
- Caudal N_2H_4 : 0,075 kmol/h.
- Caudal $NaCl$: 46,06 kmol/h.

Analizando los datos de las figuras anteriores y los caudales definidos puede observarse como el determinarse que el sistema de 3 efectos logra concentrar la sal hasta el punto de extraer prácticamente el fluido en su totalidad. Entrando a pérdidas de producto, se pierden en la salmuera **0,075 kmol/h**, por lo que en línea de producción quedarán 46,45 kmol/h de hidracina, lo cual supone unas pérdidas mínimas de producto. Por los algoritmos internos del sistema de simulación algunos valores disocian de lo esperado, esto se debe a los decimales en las composiciones molares que afectan al conteo de decimales en el programa.

El sistema de tres efectos muestra ser muy útil y versátil a la hora de concentrar el sólido en un efluente, reduciendo a mínimos la presencia de fluido en el concentrado sólido. Este sistema cuenta con la particularidad de trabajar a 1 atmósfera de presión en el primer efecto, mientras que en los siguientes se trabajará en condiciones de vacío, de manera que la temperatura de ebullición de la mezcla licor de los efectos 2 y 3 se verá significativamente reducida con respecto a la primera etapa en EV-201. Este hecho provoca que cada etapa sea más sencilla de tratar que la anterior en términos energéticos.

11.4.2 Dimensionamiento de los evaporadores I

Por otra parte, la simulación devuelve unos valores de dimensionamiento para los evaporadores. Al ser un sistema donde la presión de operación va disminuyendo conforme se avanza a la etapa siguiente, las dimensiones de los evaporadores se pueden mantener constantes:

Vessel Volume [m3]	56.75
Vessel Diameter [m]	2.743
Height [m]	9.601
Liq Volume Percent [%]	50.00
Liq Percent Level [%]	50.00

Figura 15. Dimensiones de EV-201, 202 y 203.

Los evaporadores para la extracción de sal en multiefecto contarán con un volumen de 56,75 m³, 2,743 m de diámetro y alturas de 9,6 m, respetando los límites de edificación impuestos. A la vez, estos deberán contar con una altura de líquido del 50% con respecto la altura total del equipo en cuestión.

De esta manera, la sal se logra extraer del tramo final del proceso, produciendo una salmuera que será dispuesta a gestión externa para su venta como refrigerante en otras industrias cercanas al polígono Nylon-66, extrayendo un beneficio de este tratamiento.

11.5 DISEÑO EVAPORADORES (EV-401 A EV-403)

11.5.1 Funcionamiento del sistema de evaporadores II

Igual que en el caso de los evaporadores para la extracción de sal, se ha diseñado un conjunto de evaporadores en serie de triple efecto para extraer gran parte del caudal de agua presente en el efluente. Aun logrando una gran eliminación del caudal de agua, emplear un triple flash produce una ligera pérdida de hidracina en el sistema. El objetivo de este segundo tramo es reducir notablemente el caudal y la composición de agua para un mejor funcionamiento para la columna de destilación final (CD-401).

Para ello también se ha utilizado la herramienta Aspen HYSYS V10, para el diseño y simulación del sistema.

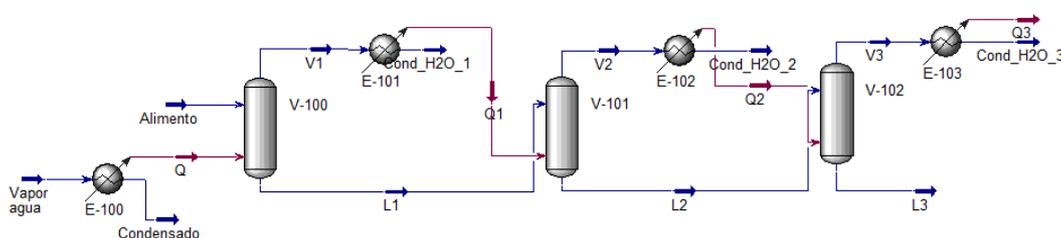


Figura 16. Esquema del sistema de efectos (eliminación H₂O).

De igual manera que en el sistema anterior se ha diseñado el sistema aprovechando al máximo la energía generada, de forma que el calor extraído en los condensadores se empleará para proporcionar calor al evaporador siguiente. Por parte del líquido obtenido en cada evaporador, éste será el

alimento del efecto siguiente, de manera que se producirá un aumento de la hidracina en composición. La posibilidad de emplear el calor obtenido en el condensador es gracias a que en EV-42 y EV-403 se trabaja a condiciones de vacío, lo cual disminuye la temperatura de ebullición, así como sucedía en el tramo de evaporadores anterior.

El alimento de EV-401 consiste en un caudal de 1709 kmol/h con una composición de hidracina inicial del 2,73% (46,65 kmol/h), el resto de la composición es agua. En cuanto al vapor empleado para calentar el primer efecto consistirá en un caudal de 5125 kmol/h de agua a 190 °C.

Alimento		
Temperature	80.00	C
Molar Flow	1709	kgmole/h
Master Comp Mole Frac (H2O)	0.9727	
Master Comp Mole Frac (Hydrazine)	0.0273	

Figura 17. Composición alimento (EV-401).

Vapor agua		
Temperature	190.0	C
Pressure	1254	kPa
Molar Flow	5125	kgmole/h

Figura 18. Condiciones calefactor (EV-401).

Para calcular el valor del caudal de alimento se ha empleado un balance sencillo con los condensados de la etapa de evaporadores anterior. De manera que todos los caudales se suman entre sí. Los valores de X_i se corresponden con la composición de hidracina en el alimento. Los valores de la Tabla X se extraen a partir de las figuras mostradas en el apartado 11.4.1.

$$V_1 + V_2 + V_3 = V_4$$

Ecuación 39. Balance de materia global.

$$V_1 * X_1 + V_2 * X_2 + V_3 * X_3 = V_4 * X_4$$

Ecuación 40. Balance de componente.

Tabla 18. Caudales obtenidos de los evaporadores (EV-201 a 203).

V_1 (kmol/h)	604,50
X_1	0,0049
V_2 (kmol/h)	620,3
X_2	0,0144
V_3 (kmol/h)	484,6
X_3	0,0715

Aplicando los valores de la Tabla 18 a las ecuaciones 39 y 40 se obtiene el caudal de alimento descrito anteriormente en la Figura 17.

Con estas condiciones de operación descrita, el funcionamiento del evaporador genera un condensado y un líquido concentrado con las siguientes composiciones:

Cond_H2O_1		
Molar Flow	387.1	kgmole/h
Master Comp Mole Frac (H2O)	0.9977	
Master Comp Mole Frac (Hydrazine)	0.0023	

Figura 19. Composición condensado (EV-401).

L1		
Molar Flow	1322	kgmole/h
Master Comp Mole Frac (H2O)	0.9653	
Master Comp Mole Frac (Hydrazine)	0.0347	

Figura 20. Composición líquido (EV-401).

Condensado EV-401 (Figura 19):

- Caudal H_2O : 386,21 kmol/h.
- Caudal N_2H_4 : 0,89 kmol/h.

Líquido EV-401 (Figura 20):

- Caudal H_2O : 1276,12 kmol/h.
- Caudal N_2H_4 : 45,87 kmol/h.

Es conveniente remarcar que todo el caudal de hidracina que se obtiene en el condensado se traduce en pérdidas de producto.

Analizando los resultados obtenidos en las Figuras 19 y 20, el caudal perdido de hidracina es relativamente pequeño. No obstante, la cantidad límite de hidracina para llegar al objetivo de producción es de 41,61 kmol/h por la línea de productos.

El caudal L1 será el alimentado a EV-402, y el caudal L2 extraído de este será alimentado a EV-403, de donde se obtendrá el caudal final que se dirigirá a la columna de destilación. A continuación, se presentan las propiedades de los caudales obtenidos en el segundo y tercer efecto (EV-402 y EV-403):

Cond_H2O_2		
Molar Flow	399.6	kgmole/h
Master Comp Mole Frac (H2O)	0.9965	
Master Comp Mole Frac (Hydrazine)	0.0035	

Figura 21. Composición condensado (EV-402).

L2		
Molar Flow	922.7	kgmole/h
Master Comp Mole Frac (H2O)	0.9518	
Master Comp Mole Frac (Hydrazine)	0.0482	

Figura 22. Composición líquido (EV-402).

Cond_H2O_3		
Molar Flow	411.7	kgmole/h
Master Comp Mole Frac (H2O)	0.9926	
Master Comp Mole Frac (Hydrazine)	0.0074	

Figura 23. Composición condensado (EV-403).

L3		
Molar Flow	511.0	kgmole/h
Master Comp Mole Frac (H2O)	0.9190	
Master Comp Mole Frac (Hydrazine)	0.0810	

Figura 24. Composición del líquido (EV-403).

Condensado EV-402 (Figura 21):

- Caudal H_2O : 398,20 kmol/h.
- Caudal N_2H_4 : 1,40 kmol/h.

Líquido EV-402 (Figura 22):

- Caudal H_2O : 878.22 kmol/h.
- Caudal N_2H_4 : 44,47 kmol/h.

Condensado EV-403 (Figura 23):

- Caudal H_2O : 408,65 kmol/h.
- Caudal N_2H_4 : 3,04 kmol/h.

Líquido EV-403 (Figura 24):

- Caudal H_2O : 469,61 kmol/h.
- Caudal N_2H_4 : 41,39 kmol/h.

Finalmente se obtiene a la salida del tercer efecto el caudal L3, el cual será alimentado a CD-401 para su destilación. En cuanto a las pérdidas producidas de hidracina en este sistema se van en forma de condensado 5,33 kmol/h de hidracina, valor el cual supera las expectativas de pérdidas totales de un 10% inicial. Sin embargo. Los 41,39 kmol/h que serán alimentados a la columna son muy próximos al valor productivo deseado, de manera que el diseño de CD-401 se enfocara en reducir o anular al completo la pérdida de hidracina.

Por otro lado, el sistema multiefecto muestra ser muy útil en la eliminación de agua, llegando a extraer 1.193,06 kmol/h de agua (junto a las pérdidas de hidracina). Este gran exceso de agua impedía un diseño correcto de CD-401, de manera que la obtención de un caudal de las condiciones de L3 se ajusta al objetivo de diseño. No obstante, requerir de eliminar tal cantidad de solvente hace que suponer un 10% de pérdidas en los balances previos no sea suficiente.

11.5.2 Dimensionamiento de los evaporadores II

De igual manera que en los evaporadores del apartado 11.4, la simulación de HYSYS facilita un dimensionamiento para los evaporadores EV-401, EV-402 y EV-403.

Vessel Volume [m3]	77.84
Vessel Diameter [m]	3.048
Height [m]	10.67
Liq Volume Percent [%]	50.00
Liq Percent Level [%]	50.00

Figura 25. Dimensiones de EV-401, 402 y 403.

Como puede observarse en la Figura 25, los tres evaporadores contarán con una altura de 10,67 m y un diámetro de 3,05 m. De esta manera se cumplirán las normativas de edificación del polígono *Nylon-66*. Por otra parte, el volumen interno del equipo será de 77,83 m³ del cual debería estar lleno el 50% para el correcto funcionamiento del equipo.

11.6 DISEÑO COLUMNA DE DESTILACIÓN (CD-401)

Una vez se ha tratado el caudal en los evaporadores EV-401 hasta EV-403 se obtiene un caudal refinado de 511,0 kmol/h con una composición molar al 91,9% en agua y el resto de hidracina pura. Para obtener el producto de hidrato de hidracina (64% w.) se requiere llegar a una composición molar de un 50/50 de ambos componentes.

Para lograr este refinado se ha diseñado mediante la herramienta informática de simulación Aspen HYSYS, de igual manera que se han diseñado los equipos de intercambio de calor y evaporadores.

En los siguientes apartados, se describe el proceso realizado en el simulador, con una short-cut previa al diseño final para obtener una primera aproximación del diseño de CD-401, para el posterior diseño real de la misma.

Todos los cálculos y procedimientos descritos han sido realizados íntegramente a través del simulador, exceptuando el cálculo final de la altura de columna. Todos los cálculos se han realizado con bases teóricas obtenidas en la carrera e iterando diferentes valores dentro de las previsiones sopesadas por el equipo sin ningún cálculo externo a los simulados.

11.6.1 SHORT-CUT CD-401

Conociendo el caudal de entrada a la columna y la composición que se deseaba obtener a la salida del calderín se estableció una composición de salida por destilado que contuviese un máximo en composición de hidracina por debajo del 1%, dado que las pérdidas en proceso excedían, por poco, las pérdidas previstas en proceso.

Estas condiciones se introdujeron en la simulación, iterando diferentes valores de presión y temperatura para lograr una diferencia notable en la volatilidad de los dos componentes, ya que a condiciones atmosféricas normales (1 atm) se obtienen volatilidades similares, de manera que la columna requeriría muchas etapas de equilibrio. Finalmente, empleando este método iterativo, se obtuvo un buen grado de separación a condiciones de presión (1 bar) y una temperatura próxima a la temperatura de ebullición de

la mezcla (la simulación en Short-Cut no facilita este valor, en cambio el diseño final si permite conocer estos valores en detalle).

En las siguientes Figuras se presentan los caudales teóricos obtenidos mediante el método short-cut (Fig.27), composiciones (Fig.26) y condiciones de operación de la columna y equipos complementarios (condensador y calderín).

Name	Alimentación	Agua	Hidracina+Agua
Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature [C]	80.00	99.66	120.0
Pressure [kPa]	100.0	100.0	100.0
Molar Flow [kgmole/h]	511.0	429.1	81.92
Mass Flow [kg/h]	9786	7736	2051
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	9.788	7.751	2.036
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.535e+005	-2.789e+005	-1.088e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	22.20	23.58	44.24
Heat Flow [kJ/h]	-1.295e+008	-1.197e+008	-8.915e+006

Figura 26. Corrientes CD-401 (Short-Cut)

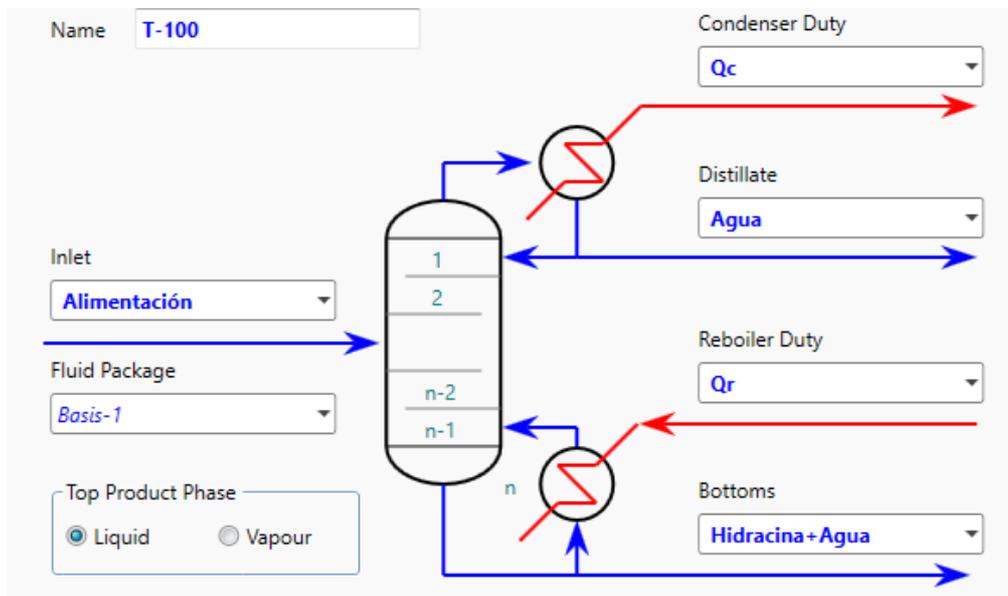


Figura 27. Esquema Short-Cut (Simulador)

Teniendo en cuenta los caudales descritos y posicionándolos correctamente en el sistema T-100 en el simulador, éste facilita los parámetros de operabilidad partiendo de las composiciones del Light Key (H_2O) y Heavy Key (N_2H_4) en "Bottoms" y en el destilado, como pueden verse a continuación en la Figura. X, junto a las condiciones de los equipos complementarios y a las relaciones de reflujo.

Components	
Component	Mole Fraction
Light Key in Bottoms	H2O 0.5000
Heavy Key in Distillate	Hydrazine 0.0010

Pressures	
Condenser Pressure	100.000 kPa
Reboiler Pressure	100.000 kPa

Reflux Ratios	
External Reflux Ratio	3.455
Minimum Reflux Ratio	0.109

Figura 28. Parámetros de operabilidad CD-401 (Short-Cut)

Finalmente, la simulación ofrece el número de etapas de equilibrio ideales (3,538) situando el punto óptimo de alimento en el plato 3. El valor real obtenido para el número de etapas necesarias será útil en el apartado 11.6.2.1, para determinar la eficacia de cada plato.

También se dan unas temperaturas de los equipos complementarios junto a los caudales que se manejarán en el interior del sistema (Figura. X).

Trays	
Minimum Number of Trays	3.019
Actual Number of Trays	3.538
Optimal Feed Stage	3.000

Temperatures	
Condenser [C]	99.66
Reboiler [C]	120.0

Flows	
Rectify Vapour [kgmole/h]	1911.534
Rectify Liquid [kgmole/h]	1482.458
Stripping Vapour [kgmole/h]	1911.534
Stripping Liquid [kgmole/h]	1993.458
Condenser Duty [kJ/h]	-77820394.332
Reboiler Duty [kJ/h]	78770179.231

Figura 29. Parámetros de alimento a columna, condiciones equipos complementarios y corrientes internos

11.6.2 DISEÑO FINAL CD-401

11.6.2.1 Simulación CD-401

Con los valores obtenidos en el procedimiento de la short-cut, se mantuvieron los caudales y se introdujeron los valores obtenidos para el funcionamiento de la columna, de manera que la simulación fuese más precisa y rápida. Sin embargo, con el modelo de simulación para una columna real se pudieron ajustar más los parámetros, de manera que en este equipo no se produjesen pérdidas de hidracina en el destilado. De manera que no se tendrá en cuenta el proceso Short-Cut para cálculos de eficacia del proceso. Esta no pudo ajustarse a los parámetros obtenidos en la simulación final, pero si fue una buena aproximación para orientar el diseño de CD-401.

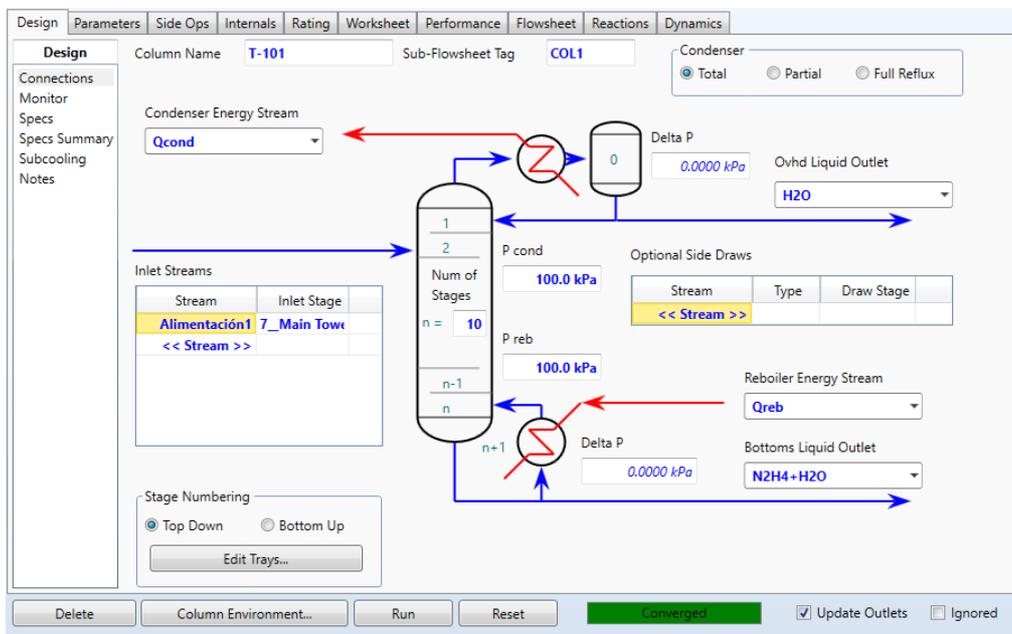


Figura 30. Esquema columna CD-401

Introduciendo los valores obtenidos tras realizar el Short-Cut, la simulación devolvió un sistema de 4 etapas de equilibrio, pero se pudieron añadir etapas para reducir las pérdidas de producto con 10 etapas, como puede observarse en la figura anterior. Por otra parte, no hubo grandes cambios en los parámetros de operabilidad, por lo que el reflujo se mantuvo al mismo valor que se obtuvo en el apartado anterior.

Specifications	
	Specified Value
Reflux Ratio	3.455
Reflux Rate	<empty>
Comp Fraction	1.000e-002
H2O Rate	429.1 kgmole/h
Comp Fraction - 2	0.5000

Figura 31. Relación de reflujo, Caudal de Destilado

Con estos valores, la simulación final proporcionó valores más exactos para los caudales obtenidos, como pueden observarse en la figura 32, a continuación:

Name	Alimentación1 @COL1	H2O @COL1	N2H4+H2O @COL1
Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature [C]	80.00	99.63	120.0
Pressure [kPa]	100.0	100.0	100.0
Molar Flow [kgmole/h]	511.0	428.2	82.76
Mass Flow [kg/h]	9786	7715	2072
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	9.788	7.730	2.057
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.535e+005	-2.792e+005	-1.088e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	22.20	23.50	44.25
Heat Flow [kJ/h]	-1.295e+008	-1.196e+008	-9.002e+006

Figura 32. Caudales de CD-401 (Alimento, destilado y botoms)

Estos caudales cuentan con las siguientes composiciones (molares):

	Alimentación1	H2O	N2H4+H2O
H2O	0.9190	1.0000	0.4999
Hydrazine	0.0810	0.0000	0.5001

Figura 33. Composición de los caudales de CD-401

Concretamente, a partir de un alimento de 511,0 kmol/h con una composición del 91,9% de agua, se obtiene un destilado de agua pura (100% en composición molar) de 428,2 kmol/h. Mientras que por la línea de producto (salida del calderín) se obtienen 82,76 kmol/h con una composición prácticamente equimolar. Concretamente con un caudal de 41,38 kmol/h de agua y 41,37 kmol/h de hidracina. El objetivo del proceso era obtener un caudal de hidracina de 41,61 kmol/h (Apartado 11.2). De manera que no se alcanzaría la producción mínima deseada. Esto se debe a la gran cantidad de agua que entra en primera instancia con las materias primas, y se debe eliminar en el tramo de evaporadores EV-401 a EV-403, este proceso es la causa de que asumir unas pérdidas máximas del 10% en proceso (valor

típico) no haya sido suficiente. No obstante, la pérdida final es inferior a 0,5 kmol/h de hidracina.

La herramienta Aspen HYSYS también proporciona los gráficos de evolución de la temperatura, presión, caudales y composiciones a lo largo de la columna, como puede verse en los siguientes gráficos:



Gráfico 1. Evolución de la temperatura a lo largo de CD-401

Como puede observarse en el gráfico 1 mostrado anteriormente, la temperatura dentro de la columna no se mantiene constante a lo largo de las etapas, si no que en el plato de alimento (7) la temperatura será de unos 100°C y conforme se suba en la columna, la temperatura disminuirá. Por el contrario, conforme el caudal se acerca al calderín la temperatura aumentará notablemente.

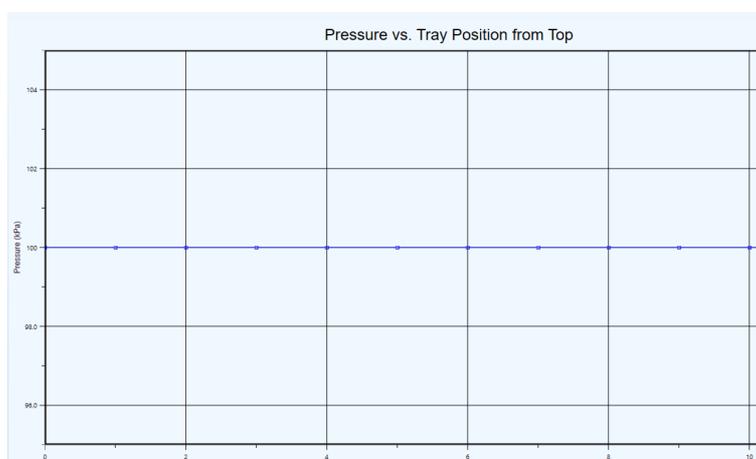


Gráfico 2. Evolución de la presión a lo largo de CD-401

Por el contrario a la temperatura, la columna mantiene una presión constante de 1 bar en su interior, como se puede ver en el Gráfico 2.



Gráfico 3. Caudales a lo largo de CD-401

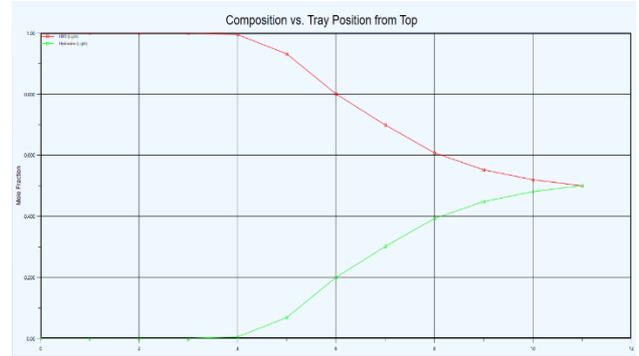


Gráfico 4. Composición a lo largo de CD-401

En los Gráficos 3 y 4 puede verse la evolución de caudales y composición a lo largo de la columna en detalle, de manera que a la salida del calderín se obtiene la composición de producto deseada (0,4999 molar en hidracina).

11.6.2.2 Dimensionamiento CD-401 y complementarios

Finalmente, el dimensionamiento de esta columna de separación de agua e hidracina fue realizado también en la simulación junto al dimensionamiento de los equipos complementarios (condensador y calderín).

Vessel Sizing		
Vessel	Reboiler	Condenser
Diameter [m]	1.193	1.193
Length [m]	1.789	1.789
Volume [m3]	2.000	2.000
Orientation	Horizontal	Horizontal
Vessel has a Boot	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Boot Diameter [m]	<empty>	<empty>
Boot Length [m]	<empty>	<empty>
Hold Up [m3]	1.000	1.000
Include for Costing	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>

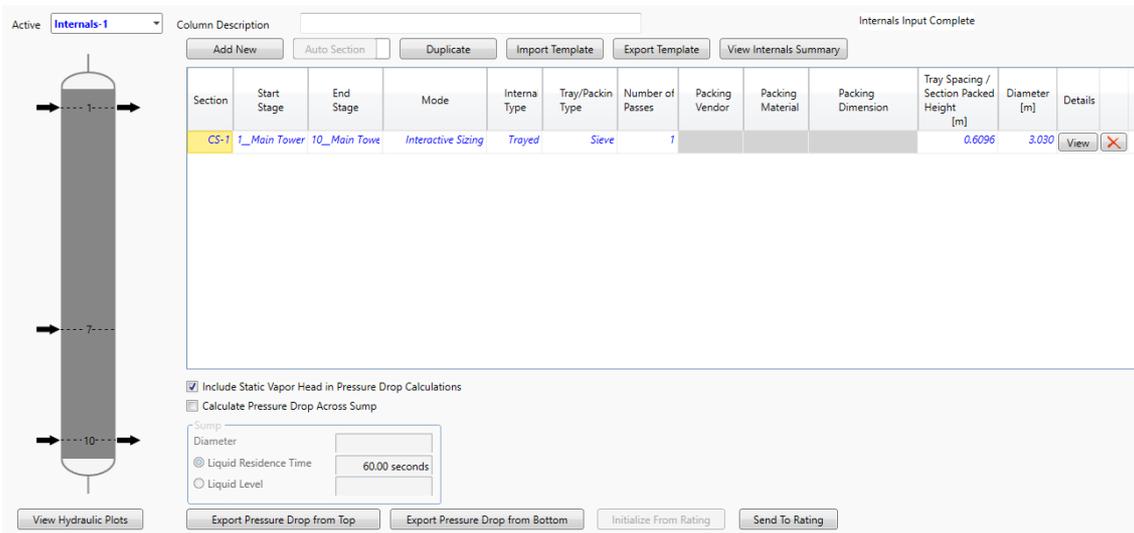
Figura 34. Especificaciones de los equipos complementarios

Como puede observarse en la figura anterior, ambos equipos (condensador y calderín) poseen dimensiones idénticas, con la única diferencia en la temperatura de operación como puede observarse a continuación en las Figura 35.

Condenser		Reboiler	
Type	Total	Type	Regular
Temperature	99.63 C	Temperature	120.0 C
Pressure	100.0 kPa	Pressure	100.0 kPa
Duty	7.759e+007 kJ/h	Duty	7.851e+007 kJ/h
Reflux Flowrate	1480 kgmole/h	Outlet Flowrate	82.76 kgmole/h

Figura 35. Condiciones de operación – Condensador/Calderín

Por otra parte, la simulación ofrece toda una serie de transparencias que muestran en detalle la arquitectura del equipo y de los elementos interiores que lo componen:

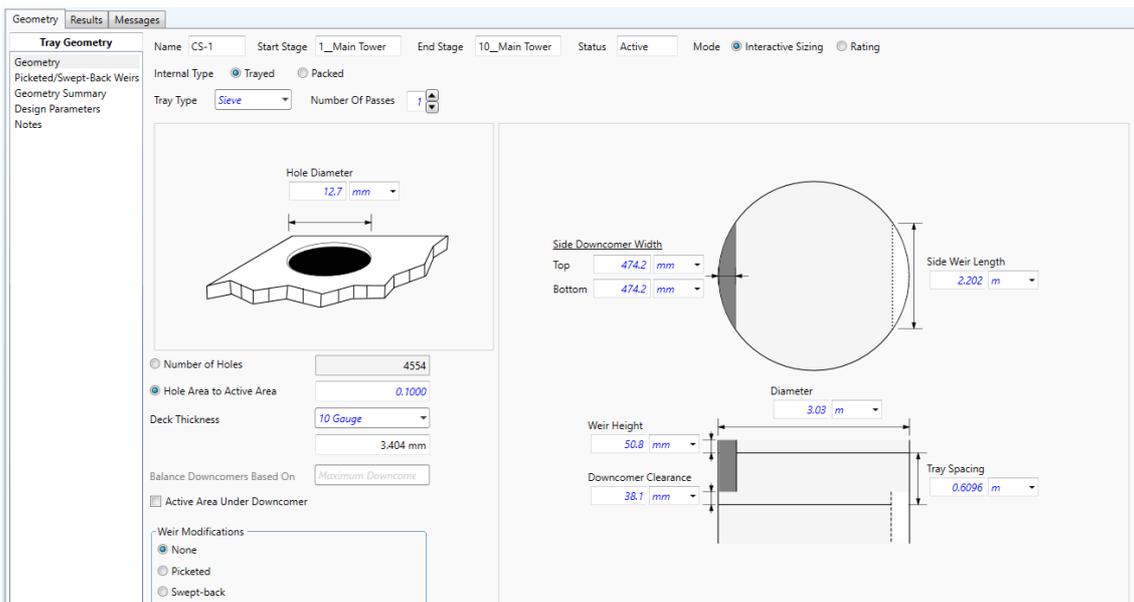


Internals Input Complete

Section	Start Stage	End Stage	Mode	Internals Type	Tray/Packin Type	Number of Passes	Packing Vendor	Packing Material	Packing Dimension	Tray Spacing / Section Packed Height [m]	Diameter [m]	Details
CS-1	1_Main Tower	10_Main Tower	Interactive Sizing	Trayed	Sieve	1				0.6096	3.030	View X

Include Static Vapor Head in Pressure Drop Calculations
 Calculate Pressure Drop Across Sump
 Sump: Diameter, Liquid Residence Time (60.00 seconds), Liquid Level

Figura 36. Diseño interno de columnas en HYSYS



Tray Geometry

Name: CS-1 | Start Stage: 1_Main Tower | End Stage: 10_Main Tower | Status: Active | Mode: Interactive Sizing

Internal Type: Trayed | Packed
 Tray Type: Sieve | Number Of Passes: 1

Hole Diameter: 12.7 mm

Number of Holes: 4554
 Hole Area to Active Area: 0.1000
 Deck Thickness: 10 Gauge (3.404 mm)
 Balance Downcomers Based On: Maximum Downcomer
 Active Area Under Downcomer

Weir Modifications: None | Picketed | Swept-back

Side Downcomer Width: Top 474.2 mm, Bottom 474.2 mm
 Side Weir Length: 2.202 m
 Diameter: 3.03 m
 Weir Height: 50.8 mm
 Downcomer Clearance: 38.1 mm
 Tray Spacing: 0.6096 m

Figura 37. Diseño de platos en HYSYS

De esta manera, el programa obtiene las dimensiones tanto para el equipo en sí, como para las características de los platos y espacio entre los mismos.

A continuación, se facilitan unas tablas donde se pueden extraer las especificaciones de manera más detallada

Tabla 19. Especificaciones CD-401.

Column Internals Summary	
Number Of Stages	10
Total Height [m]	6.096
Total Head Loss [mm]	887.3
Total Pressure Drop [mbar]	80.36
Number Of Sections	1
Number Of Diameters	1
Pressure Drop Across Sump [kPa]	<empty>

Tabla 20. Especificaciones platos CD-401.

Section	
Tray Type	Sieve
Diameter [m]	3.030
Tray Spacing [m]	0.6096
Number Of Passes	1
Hole Diameter [mm]	12.70
Hole Area to Active Area	0.1000
Deck Gauge Thickness	10 Gauge
Deck Gauge Thickness Value [mm]	3.404
Cross-Sectional Area [m2]	7.212
Active Area [m2]	5.769
Net Area [m2]	6.491

Tabla 21. Especificaciones internas de platos CD-401

Downcomer Geometry	
Property	Side
Downcomer Clearance (mm)	38.10
Downcomer Width Top (mm)	474.2
Downcomer Width Bottom (mm)	474.2
Downcomer Area Top (m2)	0.7212
Downcomer Area Bottom (m2)	0.7212

Weir Geometry	
Property	Side
Weir Height (mm)	50.80
Weir Length (m)	2.202

Panels	
Property	Panel A
Flow Path Length (m)	2.082

Columna (Tabla X)

- Las dimensiones de la columna serán de 6,096 m de altura con un diámetro de 3 m.
- Esta contará con 10 etapas de equilibrio en su interior.

Platos (Tabla X y XX)

- Los platos contarán con 3 metros de diámetro y un espacio entre ellas de 0,6096 m.
- El diámetro de los agujeros será de 12,70 mm, representando un área total de paso de 5,769 m2 para un área de plato de 6,491 m2.

11.6.2.3 Eficacia plato a plato y funcionamiento

Tras la simulación el programa también puede obtener valores para la eficacia (suponiendo la idealidad) y comportamientos detallados de los caudales a lo largo de la columna, a continuación se muestran unos ejemplos de esto.

Steady State Profiles

Optional Estimates					
	Stage	Pressure [kPa]	Temp [C]	Net Liquid [kgmole/h]	Net Vapour [kgmole/h]
Condenser	0	100.0	99.66	1480	3.528e-006
1_Main Tower	1	100.0	99.63	1480	1908
2_Main Tower	2	100.0	99.63	1480	1908
3_Main Tower	3	100.0	99.63	1479	1908
4_Main Tower	4	100.0	99.78	1474	1908
5_Main Tower	5	100.0	102.6	1464	1903
6_Main Tower	6	100.0	110.4	1470	1893
7_Main Tower	7	100.0	115.5	2019	1899
8_Main Tower	8	100.0	118.5	2026	1936
9_Main Tower	9	100.0	119.5	2027	1943
10_Main Tower	10	100.0	119.9	2027	1944
Reboiler	11	100.0	120.0	82.76	1944

Figura X. Evolución de caudales y condiciones etapa a etapa.

Stage Efficiencies

Efficiency Type

Overall

Component

Efficiency Values

Grouped

User Specified

	Stage Efficiency
Condenser	1.000
1_Main Tower	1.000
2_Main Tower	1.000
3_Main Tower	1.000
4_Main Tower	1.000
5_Main Tower	1.000
6_Main Tower	1.000
7_Main Tower	1.000
8_Main Tower	1.000
9_Main Tower	1.000
10_Main Tower	1.000
Reboiler	1.000

Figura 38. Eficacia plato a plato

Como puede observarse en la Figura 38, la eficacia es total para cada etapa. Para obtener una eficacia real se debería realizar el proceso para comprobar cuál es la eficacia real de cada etapa del equipo, ya que este valor es en condiciones ideales de funcionamiento y operación dentro de una simulación informática.

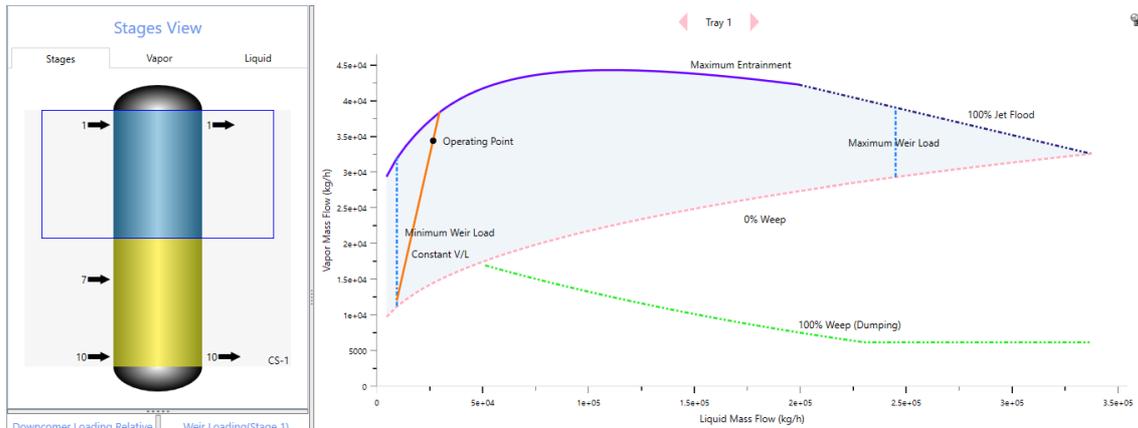


Figura 39. Funcionamiento interno de la columna (Grafica de Weeping).

Finalmente, HYSYS también grafica para predecir la posibilidad de *Weeping* o goteo en la columna. Este factor depende de la cantidad de líquido que circule a través de la columna y del mismo vapor. Mucho vapor produciría un arrastre del líquido, mientras que muy poco provocaría un goteo en las etapas.

El objetivo de trabajo ha de ser trabajar en el área bajo la curva de "*Maximum Entrainment*" y por encima del "*Weep*". La operación se realiza en un punto donde el caudal de líquido dentro de la columna sea bajo, pero el vapor elevado, como puede verse en la Figura 39.

Concretamente, en la Figura 38 puede verse que el caudal de vapor a lo largo de la columna aumenta conforme se aproxima al calderín, de igual manera que el caudal de líquido interno. Extrapolado al gráfico, estaría representado en la línea naranja que este presenta.

11.6.3 CONCLUSIONES COLUMNA CD-401

En cuanto al diseño de la columna, el hecho de contar con una herramienta de simulación simplifica de manera notable el procedimiento a seguir. Pese a priori parecer una columna compleja (dado que las propiedades de los dos elementos a separar son similares) se ha acabado ajustando a los objetivos deseados en cuanto a su arquitectura y funcionamiento.

Estos serían todos los apartados que engloban la línea de producción, a partir de este punto todos los apartados se enfocarán en el diseño de equipos complementarios y su funcionamiento en el proceso, partiendo desde tanques de almacenamiento (que se verán de manera teórica) hasta todos los intercambiadores de calor necesarios para el correcto funcionamiento del proceso.

11.7 DISEÑO DE EQUIPOS COMPLEMENTARIOS

Los equipos principales de proceso conllevan emplear ciertos equipos complementarios que también han sido simulados a través de la herramienta Aspen HYSYS de manera complementaria a los equipos. Es decir, la simulación en el programa también devuelve dimensiones y operabilidad de esos equipos, como se ha podido ver en el diseño de CD-401, donde se ha detallado el calderín y condensador de manera precisa.

Estos equipos son condensadores, intercambiadores de calor y tanques de almacenamiento.

Todos los cálculos han sido realizados contemplando una temperatura en el exterior de 25° C.

11.7.1 Condensadores

Por la parte de los condensadores, intervienen en los procesos de eliminación de NaCl y en la extracción de agua del sistema. A continuación, se procede a comentar la simulación en detalle.

Se describirá en detalle la simulación de CO-301 y de CO-401, ya que la única variable son los caudales a condensar y el requerimiento energético de cada condensador, ya que el diseño se ha realizado con el objetivo de homogenizar los diseños de los equipos en cuestión.

11.7.1.1 Condensadores CO-301 a 303

Condensador de EV-301 (CO-301):

Concretamente, CO-301 es el equipo encargado de condensar el caudal obtenido en forma de vapor de EV-301. Caudal el cual tiene las propiedades mostradas en la figura 40, a continuación:

Condensado1		
Molar Flow	604.5	kgmole/h
Master Comp Mole Frac (Hydrazine)	0.0049	
Master Comp Mole Frac (H2O)	0.9951	
Master Comp Mole Frac (NACL)	0.0000	

Figura 40. Composición condensado (EV-301).

Teniendo en cuenta el caudal a eliminar, el propio simulador contempla la temperatura a la que se obtendrá el vapor en EV-301, de manera que introduciendo un ΔP , devuelve un salto de temperatura y el requerimiento energético para la tarea designada:

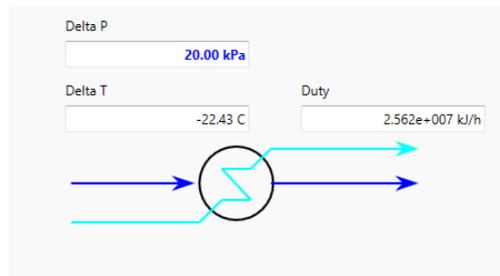


Figura 41. Operabilidad de CO-301

Como puede observarse en la figura anterior, suponiendo una caída de presión de 20 kPa, el vapor perderá 22,43° C, lo que provocará su condensación. Para ello se requerirá de un desempeño energético de $2,562 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}$.

Por otra parte, también se proporcionan datos para su construcción y diferentes parámetros de diseño, así como la superficie de intercambio (U) e incluso valores para el espesor del equipo:

Simple Heat Loss Parameters		
Overall U [kJ/h-m ² -C]		51.00
Ambient Temperature [C]		25.00

Conductive Properties		
	Metal	Insulation
Thickness [m]	0.010	0.030
Cp [kJ/kg-C]	0.4730	0.8200
Density [kg/m ³]	7801	520.0
Conductivity [W/m-K]	45.00	0.1500

Convective Properties		
Inside U [kJ/h-m ² -C]		102.0
Outside U [kJ/h-m ² -C]		51.00

Figura 42. Propiedades del funcionamiento de CO-301.

Como puede observarse en las tablas que conforman la figura 42, CO-301 contará con un valor U de $51 \text{ kJ/h}\cdot\text{m}^2\cdot\text{C}$, es decir, una pérdida de 51 kJ según la superficie, tiempo y temperatura para una temperatura exterior de 25° C. Sin embargo, el intercambio en el interior del equipo será de $102 \text{ kJ/h}\cdot\text{m}^2\cdot\text{C}$. Antes de pasar a ver las dimensiones del equipo, es importante remarcar el espesor de la pared del equipo, el cual es de 0,01 m.

Model Details	
<input type="radio"/> Supplied Duty	
<input checked="" type="radio"/> Product Temp Spec	
<input type="radio"/> Duty Fluid	
Zones	1
Volume [m3]	0.10
Duty [kJ/h]	2.562e+007
Product Temp [C]	80.00

Figura 43. Dimensiones de CO-301.

Finalmente, el condensador CO-301 contará con un volumen de $0,1 \text{ m}^3$ según la simulación para producir un condensado a 80° C empleando el requerimiento energético anteriormente comentado.

Condensador de EV-302 (CO-302):

Para CO-302 el caudal de vapor a condensar se corresponde con la figura 44:

Condensado2		
Molar Flow	620.3	kgmole/h
Master Comp Mole Frac (Hydrazine)	0.0144	
Master Comp Mole Frac (H2O)	0.9856	
Master Comp Mole Frac (NACL)	0.0000	

Figura 44. Composición condensado (EV-302).



Figura 45. Operabilidad CO-302

Al tratarse de un caudal obtenido en un evaporador que funciona a unas condiciones diferentes de EV-301, se supone un $\Delta P = 10 \text{ kPa}$, el cual devuelve una pérdida de temperatura en el vapor de $25,39^\circ \text{ C}$ con un requerimiento de $2,644 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}$.

Quitando el requerimiento energético para cada uno de los condensadores, todos contarán con las mismas dimensiones de medidas, temperatura del líquido de salida y demás parámetros internos del equipo como podemos observar en las figuras a continuación:

Simple Heat Loss Parameters

Overall U [kJ/h-m ² -C]	51.00
Ambient Temperature [C]	25.00

Conductive Properties

	Metal	Insulation
Thickness [m]	0.010	0.030
Cp [kJ/kg-C]	0.4730	0.8200
Density [kg/m ³]	7801	520.0
Conductivity [W/m-K]	45.00	0.1500

Convective Properties

Inside U [kJ/h-m ² -C]	102.0
Outside U [kJ/h-m ² -C]	51.00

Figura 46. Propiedades del funcionamiento de CO-302.

Model Details

Supplied Duty
 Product Temp Spec
 Duty Fluid

Zones	1
Volume [m ³]	0.10
Duty [kJ/h]	2.644e+007
Product Temp [C]	80.00

Figura 47. Dimensiones de CO-302.

Condensador de EV-303 (CO-303):

Para CO-303 el caudal de vapor a condensar se corresponde con la figura 48:

Condensado3		
Molar Flow	484.6	kgmole/h
Master Comp Mole Frac (Hydrazine)	0.0715	
Master Comp Mole Frac (H2O)	0.9276	
Master Comp Mole Frac (NAACL)	0.0010	

Figura 48. Composición condensado (EV-303).

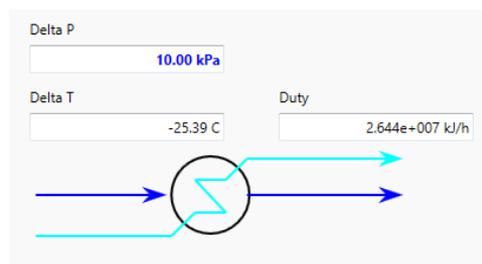


Figura 49. Operabilidad CO-303

Nuevamente, se supone una caída de presión idéntica a CO-302 (ya que EV-302 y 303 trabajan a las mismas condiciones de P y T) y se obtienen los mismos valores para la caída de temperatura y requerimiento energético que en el condensador anterior.

Simple Heat Loss Parameters		
Overall U [kJ/h-m ² -C]		51.00
Ambient Temperature [C]		25.00

Conductive Properties		
	Metal	Insulation
Thickness [m]	0.010	0.030
Cp [kJ/kg-C]	0.4730	0.8200
Density [kg/m ³]	7801	520.0
Conductivity [W/m-K]	45.00	0.1500

Convective Properties		
Inside U [kJ/h-m ² -C]		102.0
Outside U [kJ/h-m ² -C]		51.00

Figura 50. Propiedades del funcionamiento de CO-302.

Model Details		
<input type="radio"/> Supplied Duty	Zones	1
<input checked="" type="radio"/> Product Temp Spec	Volume [m ³]	0.10
<input type="radio"/> Duty Fluid	Duty [kJ/h]	2.446e+007
	Product Temp [C]	80.00

Figura 51. Dimensiones de CO-303.

Finalmente, gracias a la homogeneidad en la simulación se obtienen CO-301, 302 y 303 con unas medidas idénticas, con la única diferencia que CO-301 contara con un requerimiento energético mayor dado que es el primer efecto del sistema.

11.7.1.2 Condensadores CO-401 a 403

De igual manera que en el apartado 11.7.1.1 los condensadores han sido diseñados con el objetivo de la homogeneidad entre los equipos.

Condensador de EV-401 (CO-401):

El caudal tratado en CO-401 se corresponde con la Figura 52:

Cond_H2O_1		
Molar Flow	387.1	kgmole/h
Master Comp Mole Frac (H2O)	0.9977	
Master Comp Mole Frac (Hydrazine)	0.0023	

Figura 52. Composición condensado (EV-401).

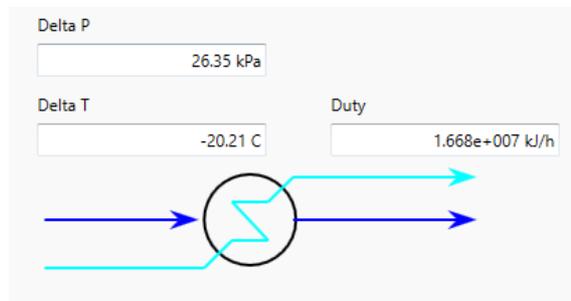


Figura 53. Operabilidad CO-401

Al tratarse de un sistema con un objetivo diferente al primer tramo de evaporadores, los condensadores de este segundo tramo conservaran un $\Delta P = 26,35$ kPa en cada uno de ellos. También al tratarse de caudales donde prácticamente toda la composición es agua, el requerimiento energético será significativamente menor que en los condensadores CO-20X. Concretamente, en CO-401 se producirá una bajada de temperatura de $20,21^\circ$ C con un requerimiento energético de $1,668 \cdot 10^7$ kJ/h.

Simple Heat Loss Parameters		
Overall U [kJ/h-m ² -C]		51.00
Ambient Temperature [C]		25.00

Conductive Properties		
	Metal	Insulation
Thickness [m]	0.010	0.030
Cp [kJ/kg-C]	0.4730	0.8200
Density [kg/m ³]	7801	520.0
Conductivity [W/m-K]	45.00	0.1500

Convective Properties	
Inside U [kJ/h-m ² -C]	102.0
Outside U [kJ/h-m ² -C]	51.00

Figura 54. Propiedades del funcionamiento de CO-401.

Model Details	
<input type="radio"/> Supplied Duty	
<input checked="" type="radio"/> Product Temp Spec	
<input type="radio"/> Duty Fluid	
Zones	1
Volume [m3]	0.10
Duty [kJ/h]	1.668e+007
Product Temp [C]	60.00

Figura 55. Dimensiones CO-401

De igual manera que en los condensadores CO-20X, se obtienen los mismos parámetros para el funcionamiento de los condensadores CO-40X. Pero en este caso, la temperatura de salida del condensado es de 60° C. Las dimensiones de todos los condensadores del segundo tramo también serán de 0,1 m³.

Condensador de EV-402 (CO-402):

El caudal tratado en CO-402 se corresponde con la Figura 56:

Cond_H2O_2		
Molar Flow	399.6	kgmole/h
Master Comp Mole Frac (H2O)	0.9965	
Master Comp Mole Frac (Hydrazine)	0.0035	

Figura 56. Composición condensado (EV-402).

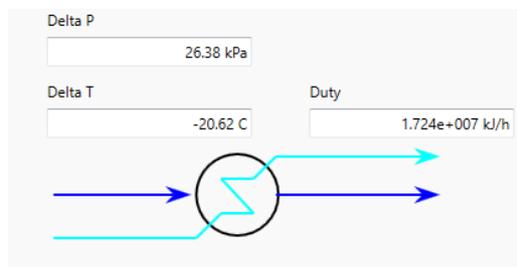


Figura 57. Operabilidad CO-402.

En este caso se obtiene una diferencia de presión de 26,38 kPa y una caída de temperatura de 20,62° C en el fluido al condensar. Todo con un requerimiento energético de $1,724 \cdot 10^7$ kJ/h.

Simple Heat Loss Parameters		
Overall U [kJ/h-m ² -C]		51.00
Ambient Temperature [C]		25.00

Conductive Properties		
	Metal	Insulation
Thickness [m]	0.010	0.030
Cp [kJ/kg-C]	0.4730	0.8200
Density [kg/m ³]	7801	520.0
Conductivity [W/m-K]	45.00	0.1500

Convective Properties	
Inside U [kJ/h-m ² -C]	102.0
Outside U [kJ/h-m ² -C]	51.00

Figura 58. Propiedades del funcionamiento de CO-402.

Model Details		
<input type="radio"/> Supplied Duty	Zones	1
<input checked="" type="radio"/> Product Temp Spec	Volume [m ³]	0.10
<input type="radio"/> Duty Fluid	Duty [kJ/h]	1.724e+007
	Product Temp [C]	60.00

Figura 59. Dimensiones CO-402.

Al tratarse de un caudal a tratar superior al tratado en CO-401 el requerimiento energético para obtener un condensado a 6

0° C es ligeramente mayor con respecto al del primer condensador, no obstante, se lograron mantener las dimensiones y funcionamiento del equipo para esta tarea.

Condensador de EV-403 (CO-403):

El caudal tratado en CO-403 se corresponde con la Figura 60:

Cond_H2O_3		
Molar Flow	411.7	kgmole/h
Master Comp Mole Frac (H2O)	0.9926	
Master Comp Mole Frac (Hydrazine)	0.0074	

Figura 60. Composición condensado (EV-403).

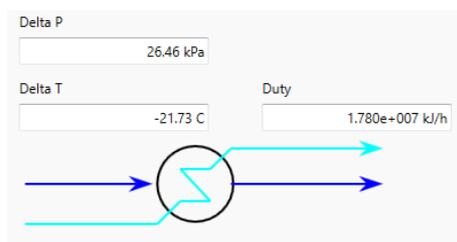


Figura 61. Operabilidad CO-403.

Nuevamente, manteniendo la caída de presión para tratar un caudal mayor se produce un requerimiento energético mayor, como en el caso anterior. De manera que se produce una caída de temperatura de 21,73° C con un consumo de $1,780 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}$.

Simple Heat Loss Parameters		
Overall U [kJ/h-m2-C]		51.00
Ambient Temperature [C]		25.00

Conductive Properties		
	Metal	Insulation
Thickness [m]	0.010	0.030
Cp [kJ/kg-C]	0.4730	0.8200
Density [kg/m3]	7801	520.0
Conductivity [W/m-K]	45.00	0.1500

Convective Properties	
Inside U [kJ/h-m2-C]	102.0
Outside U [kJ/h-m2-C]	51.00

Figura 62. Propiedades del funcionamiento CO-403.

Model Details		
<input type="radio"/> Supplied Duty	Zones	1
<input checked="" type="radio"/> Product Temp Spec	Volume [m3]	0.10
<input type="radio"/> Duty Fluid	Duty [kJ/h]	1.780e+007
	Product Temp [C]	60.00

Figura 63. Dimensiones CO-403.

Como se ha comentado a lo largo de este apartado, todos los condensadores están homogeneizados en sus dimensiones. No obstante, todos ellos reciben caudales diferentes, los cuales afectan directamente al requerimiento energético como se ha podido ver a lo largo de las figuras facilitadas. No obstante, se ha logrado obtener un total de 6 evaporadores de dimensiones idénticas para tratar 6 caudales de vapor distintos.

11.7.2 Intercambiadores de calor

Como se ha podido ver a lo largo del capítulo, las temperaturas de operación en los diversos equipos son muy diversas, e incluso en algunos puntos se requieren saltos de temperatura elevados, como en el paso de R-201 a los RCFP R-202 a 205.

Para poder llevar a cabo las operaciones y controlar las temperaturas de los caudales se han diseñado diversos intercambiadores de calor, donde algunos hacen de caldera y otros actúan a modo de refrigeración de los diferentes caudales de planta.

El diseño de estos equipos ha sido realizado a partir de simulaciones en Aspen HYSYS V10, programa que permite, partiendo de los caudales de entrada y salida que se requieran, un dimensionamiento preciso del equipo y sus datos para la operabilidad del mismo. Cabe remarcar también que el programa aproxima al alza varios de los caudales de paso, de manera que estos pueden diferir de los caudales expresados en las tablas de los balances presentadas en el capítulo 1.

11.7.2.1 Intercambiador NaOCl (IC-201)

En IC-101 se reducirá la temperatura del caudal de NaOCl suministrado por la empresa productora. Este se contempla que llegue a una temperatura de 25° C y teniendo en cuenta que el caudal necesario de NaOCl (12% w. Cl-) es de 614,855 kmol/h, la simulación de Aspen HYSYS es capaz de diseñar un intercambiador de carcasa y tubos en detalle.

Para este caso se ha empleado Freon-12, un agente refrigerante compuesto con cloro el cual se encuentra en desuso. Sin embargo, dadas las limitaciones de la versión del programa empleada, no se logró simular correctamente el caudal de lejía y el único refrigerante que compilaba era el Freon-12.

En la figura a continuación pueden verse las características de paso de los dos fluidos por el equipo y los datos de operación en el equipo:

Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics	Rigorous Shell&Tube		
		Worksheet	Name	Entrada refrigerar	Salida refrigerant	Corriente entrada	Corriente salida
Conditions			Vapour	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Properties			Temperature [C]	-29.80	-28.42	25.00	5.000
Composition			Pressure [kPa]	111.5	106.9	111.5	101.3
PF Specs			Molar Flow [kgmole/h]	6024	6024	614.9	614.9
			Mass Flow [kg/h]	7.284e+005	7.284e+005	1.219e+004	1.219e+004
			Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	541.9	541.9	12.06	12.06
			Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-5.206e+005	-5.205e+005	-2.820e+005	-2.834e+005
			Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	156.1	156.7	37.02	32.00
			Heat Flow [kJ/h]	-3.136e+009	-3.135e+009	-1.734e+008	-1.743e+008

Figura 64. Caudales de paso IC-201.

Process Data		Hot Stream (1) Shell Side		Cold Stream (2) Tube Side	
		In	Out	In	Out
Fluid name		Hipoclorito de sodio		Freón 12	
Mass flow rate	kg/h	12185		728380	
Temperature	°C	25	5	-29.8	-28.42
Vapor mass fraction		0	0	0	0
Pressure (absolute)	kPa	111.458	101.325	111.458	106.869
Pressure at liquid surface in column					
Heat exchanged	kW				
Exchanger effectiveness					
Adjust if over-specified		Outlet temperature		Outlet temperature	
Estimated pressure drop	kPa	10.132		4.589	
Allowable pressure drop	kPa	12		22	
Fouling resistance	m ² -K/W	0		0	

Figura 65. Características de paso por IC-201.

Partiendo de esta base de funcionamiento del equipo, donde se emplea un caudal de Freon-12 a -29.8° C que sale del sistema de tubos a -28.42° C, el cual logra reducir la temperatura del caudal alimentado a la temperatura de operación de R-201.n Por otro lado, estos datos son empleados para el dimensionamiento del equipo, tanto la carcasa como la cantidad de tubos internos que provocaran el enfriamiento del caudal.

Al final de este apartado se comenta el motivo de los altos caudales alimentados a IC-201 junto a la figura 65.

Geometry		Tube Layout	
Front head type	A - channel & removable cover		
Shell type	E - one pass shell		
Rear head type	S - floating head with backing device		
Exchanger position	Horizontal		
Shell(s)		Tubes	
ID	796.2 mm	Number	160
OD	820.2 mm	Length	6 m
Series	1	OD	19.05 mm
Parallel	1	Thickness	2.11 mm
Tube Layout		Tube Layout	
		New (optimum) layout	
		Tubes	622
		Tube Passes	2
		Pitch	23.81 mm
		Pattern	30-Triangular
Baffles			
Spacing (center-center)	800 mm	Type	Single segmental
Spacing at inlet		Tubes in window	Yes
Number		Orientation	Horizontal
Spacing at outlet		Cut(%d)	

Figura 66. Dimensiones de IC-201.

Concretamente, la operación de IC-201 contará con una carcasa de 796,2 mm de diámetro interno y 820,2 mm para el externo. En cuanto a los tubos internos habrá un total de 160 tubos de 6 metros de longitud, un diámetro externo de 19,05 mm y un espesor de pared de 2,11 mm. Habrá un total de 2 pasos por tubo para realizar la operación deseada. Finalmente, también contará con un bafle de centro a centro de 800 mm.

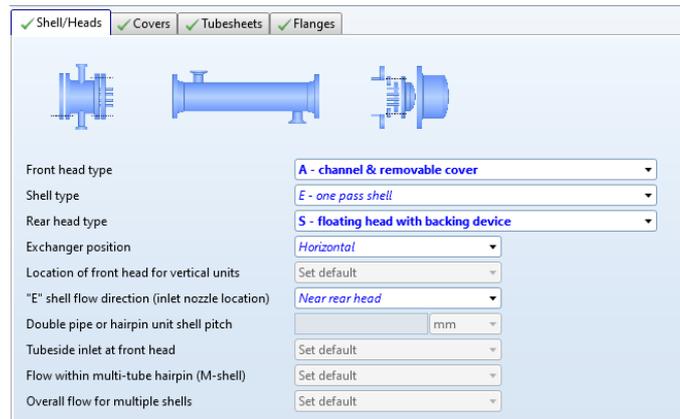


Figura 67. Características de los componentes del intercambiador IC-201.

En la figura 66 se muestra a modo de información adicional el tipo de componentes del cuerpo del intercambiador, como son la carcasa frontal, el área de paso y la cabeza flotante, donde se asignará la entrada de refrigerante.

A continuación, se muestra de manera más detallada las características de los tubos que conforman el intercambiador.

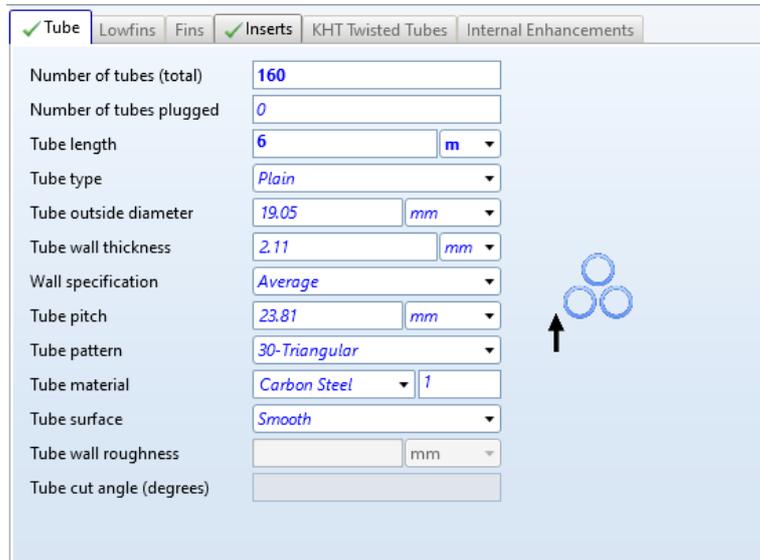


Figura 68. Detalles de los tubos de paso IC-201.

Finalmente, la simulación también calcula el EDR, lo cual permite obtener un plano detallado del equipo y una tabla con las diferentes características técnicas del mismo. Partiendo de esos datos, el programa hace un primer presupuesto de los costes de construcción del equipo. Para IC-201 se requerirán un total de 160 tubos.

Weights	kg	Cost data	Dollar(US)
Shell	630.2	Labor cost	60090
Front head	383.7	Tube material cost	4186
Rear head	152	Material cost (except tubes)	10531
Shell cover			
Bundle	1027.2		
Total weight - empty	2193.1	Total cost (1 shell)	37403
Total weight - filled with water	3196.8	Total cost (all shells)	74806

Figura 69. Costes y peso de IC-201.

Como puede observarse en la figura 68, las diferentes partes del equipo llegara a pesar 2193,1 kg en vacío y 3196,8 kg en llenado con agua. En cuanto a los costes, HYSYS estima un coste total de 74.806 USD \$ (65.683 €).

A continuación, se adjunta la tabla de especificaciones generales de IC-201:

TEMA Sheet										
Heat Exchanger Specification Sheet										
1	Company:									
2	Location:									
3	Service of Unit:			Our Reference:						
4	Item No.:			Your Reference:						
5	Date:		Rev No.:		Job No.:					
6	Size : 700 - 1400 mm		Type: AES Horizontal		Connected in: 2 parallel 1 series					
7	Surf/unit(eff.) 87.1 m ²		Shells/unit 2		Surf/shell(eff.) 43.5 m ²					
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT									
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side			
10	Fluid name									
11	Fluid quantity, Total			12185			728380			
12	Vapor (In/Out)			kg/h 0 0			0 15688			
13	Liquid			kg/h 12185 12185			728380 712692			
14	Noncondensable			kg/h 0 0			0 0			
15										
16	Temperature (In/Out)			°C 25 5			-29.8 -32.45			
17	Bubble / Dew point			°C / /			-27.42 / -27.42 -32.52 / -32.51			
18	Density Vapor/Liquid			kg/m ³ / 1017.6 / 1033.16			/ 1480.94 5.63 / 1483.88			
19	Viscosity			cp / 1.0724 / 1.7813			/ 0.3668 0.0102 / 0.3711			
20	Molecular wt, Vap						120.91			
21	Molecular wt, NC									
22	Specific heat			kJ/(kg-K) / 3.64 / 3.646			/ 0.885 0.552 / 0.882			
23	Thermal conductivity			W/(m-K) / 0.5553 / 0.5264			/ 0.0997 0.0072 / 0.1001			
24	Latent heat			kJ/kg			166.6 167			
25	Pressure (abs)			kPa 111.458 109.865			111.458 89.95			
26	Velocity (Mean/Max)			m/s 0.04 / 0.05			2.21 / 8.44			
27	Pressure drop, allow./calc.			kPa 12 1.592			22 21.507			
28	Fouling resistance (min)			m ² -K/W 0			0 0 Ao based			
29	Heat exchanged 247.2 kW			MTD (corrected) 44.02 °C						
30	Transfer rate, Service 64.5 Dirty 469.3 Clean 469.3 W/(m ² -K)									
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL									
32				Shell Side			Tube Side			
33	Design/Vacuum/test pressure kPa			300 / /			300 / /			
34	Design temperature °C			60			35			
35	Number passes per shell			1			2			
36	Corrosion allowance mm			3.18			3.18			
37	Connections In mm			1 38.1 / -			1 254 / -			
38	Size/Rating Out			1 38.1 / -			1 254 / -			
39	Nominal Intermediate			1 / -			1 / -			
40	Tube #: 622 OD: 19.05 Tks. Average 2.11 mm Length: 1.4 m Pitch: 23.81 mm Tube pattern: 30									
41	Tube type: Plain Insert: None Fin#: #/m Material: Carbon Steel									
42	Shell Carbon Steel ID 700 OD 720 mm			Shell cover Carbon Steel						
43	Channel or bonnet Carbon Steel			Channel cover Carbon Steel						
44	Tubesheet-stationary Carbon Steel -			Tubesheet-floating Carbon Steel						
45	Floating head cover Carbon Steel			Impingement protection None						
46	Baffle-cross Carbon Steel Type Single segmental Cut(%d) 20.76 H Spacing: c/c 140 mm									
47	Baffle-long - Seal Type Inlet 234.71 mm									
48	Supports-tube U-bend 0 Type									
49	Bypass seal Tube-tubesheet joint Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')									
50	Expansion joint - Type None									
51	RhoV2-Inlet nozzle 1632 Bundle entrance 5 Bundle exit 5 kg/(m-s ²)									
52	Gaskets - Shell side Flat Metal Jacket Fibe Tube side Flat Metal Jacket Fibe									
53	Floating head Flat Metal Jacket Fibe									
54	Code requirements ASME Code Sec VIII Div 1 TEMA class R - refinery service									
55	Weight/Shell 2193.1 Filled with water 3196.8 Bundle 1027.2 kg									
56	Remarks									
57										
58										

Figura 70. Especificaciones IC-201.

Estas serían todas las características para el funcionamiento y construcción de IC-201.

Es importante remarcar que los caudales definidos en la figura 64 son correctos para la parte de NaOCl, sin embargo, al tratarse de una molécula teórica simulada por el programa con una versión relativamente limitada se devuelve como un caudal másico que no se correspondería con la realidad. Por lo tanto, estas condiciones descritas de IC-201 deberían ser mucho menores y diferentes.

11.7.2.2 Intercambiador NH₃ (IC-202)

El caudal alimentado a planta de amoniaco también se considera que su temperatura de entrada es de 25° C, y se emplea el mismo refrigerante (Freon-12) para la operación. En este caso, no ha sido necesario emplear la herramienta de molécula teórica que proporciona HYSYS, ya que esta conlleva ciertos problemas en la simulación.

A continuación, se presentan las diferentes figuras que determinan la operación en IC-202, empezando por los caudales de paso que actúan en el equipo:

		Entrada Refrigerera	Salida Refrigerant	Entrada Fluido	Salida Fluido
Worksheet	Name	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Conditions	Vapour				
Properties	Temperature [C]	-39.80	-29.80	25.00	5.000
Composition	Pressure [kPa]	106.9	100.8	92.50	40.64
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	2017	2017	1419	1419
	Mass Flow [kg/h]	2.439e+005	2.439e+005	2.520e+004	2.520e+004
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	181.5	181.5	29.16	29.16
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-5.217e+005	-5.206e+005	-2.309e+005	-2.324e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	151.6	156.1	62.41	57.22
	Heat Flow [kJ/h]	-1.052e+009	-1.050e+009	-3.276e+008	-3.298e+008

Figura 71. Caudales de paso IC-202.

	Hot Stream (1) Shell Side		Cold Stream (2) Tube Side	
	In	Out	In	Out
Fluid name	Amoniaco		Freón 12	
Mass flow rate	kg/h	25199	243926	
Temperature	°C	25	-39.8	-29.8
Vapor mass fraction		0	0	0
Pressure (absolute)	kPa	92.502	106.869	100.771
Pressure at liquid surface in column				
Heat exchanged	kW			
Exchanger effectiveness				
Adjust if over-specified		Outlet temperature	Outlet temperature	
Estimated pressure drop	kPa	51.864	6.098	
Allowable pressure drop	kPa	51.864	22	
Fouling resistance	m ² -K/W	0	0	

Figura 72. Características de paso por IC-202.

En este caso, se efectúa de nuevo una reducción de temperatura de 25 a 5° C en el alimento de amoniaco, mientras que el refrigerante alimentado pasa de -39,80 a -29,80° C. Estos caudales son respectivamente 1418,7 kmol/h para el amoniaco y 2017 kmol/h para el Freon-12. En la figura 72 se pueden ver estos datos en caudales máscicos y operabilidad del equipo.

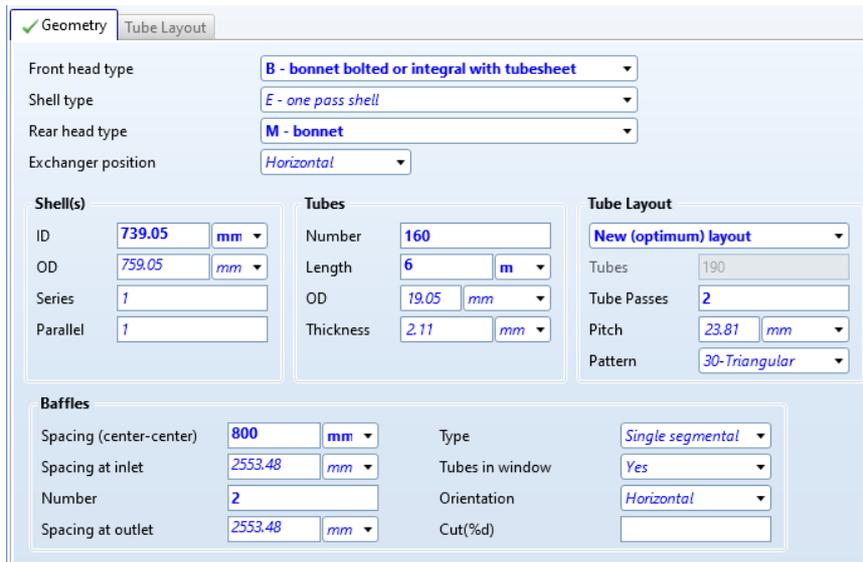


Figura 73. Dimensiones de IC-201.

Como puede observarse en la figura 73, algunos de los parámetros de diseño internos se mantendrán similares a lo largo de los diferentes diseños. Esto se debe al método tabulado que emplea el simulador. Para este caso, la operabilidad y dimensiones del tubo son idénticas a IC-201, mientras que los diámetros interno y externo de la carcasa varían a 739,05 y 759,05 mm.

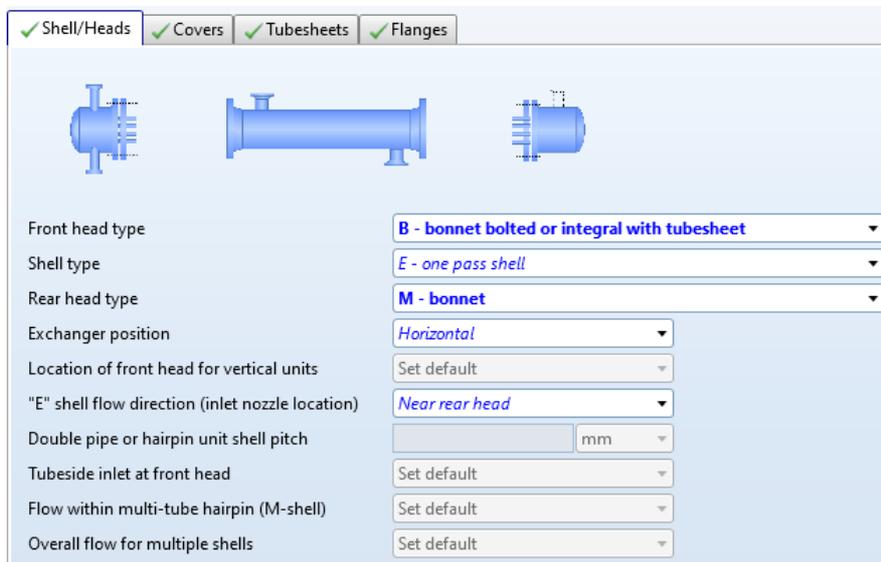


Figura 74. Características de los componentes del intercambiador IC-202.

Nuevamente, se presentan los diferentes componentes de la estructura externa de IC-202. Como puede verse, aquí los componentes si se diferencian de IC-201.

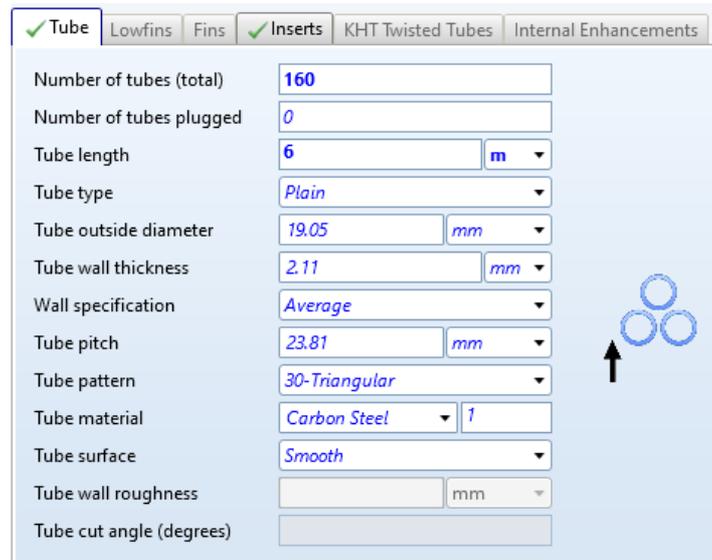


Figura 75. Detalles de los tubos de paso IC-202.

En la figura 75 se presentan las características de los tubos que conforman la superficie de intercambio de IC-202. Como se ha comentado anteriormente, estas funcionarían con un flujo en dos pasos de Freon-12. Las dimensiones de las tuberías serán de 6 m de largo y un diámetro externo de 19,05 mm (con un espesor de pared de 2,11 mm). Para IC-202 se requerirán un total de 160 tubos.

Weights	kg	Cost data	Dollar(US)
Shell	187.9	Labor cost	14000
Front head	83.5	Tube material cost	548
Rear head	84.4	Material cost (except tubes)	2250
Shell cover			
Bundle	288.7		
Total weight - empty	644.5	Total cost (1 shell)	16799
Total weight - filled with water	849.8	Total cost (all shells)	16799

Figura 76. Costes y peso de IC-202.

En cuanto al peso del equipo será de 644,5 kg y 849,8 en vacío y llenado respectivamente, llevando a un coste total del equipo de 16.799\$ USD. Comparando estos datos para el coste del equipo con los de IC-201 (Figura 69) puede observarse que los costes y peso del equipo anterior son erróneos por causa de la simulación de la molécula de NaOCl, la cual lleva a este error en el resultado final. No obstante, los valores obtenidos para IC-202 si son acorde a otros equipos similares con esta finalidad.

Finalmente, se presenta las especificaciones generales de operabilidad y dimensiones del sistema IC-202:

Heat Exchanger Specification Sheet									
1	Company:								
2	Location:								
3	Service of Unit:				Our Reference:				
4	Item No.:				Your Reference:				
5	Date:	Rev No.:	Job No.:						
6	Size :	387 - 1200	mm	Type:	BEM	Horizontal	Connected in:	1 parallel	1 series
7	Surf/unit(eff.)	12.8	m ²	Shells/unit	1	Surf/shell(eff.)	12.8	m ²	
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side		
10	Fluid name								
11	Fluid quantity, Total			25199			243926		
12	Vapor (In/Out)			0			0 2428		
13	Liquid			25199			243926 241498		
14	Noncondensable			0			0 0		
15									
16	Temperature (In/Out)			25 4.98			-39.8 -31.68		
17	Bubble / Dew point			25 / 89.64 23.54 / 88.15			-28.42 / -28.42 -31.7 / -31.7		
18	Density Vapor/Liquid			/ 877.38 / 894.46			/ 1516.64 5.8 / 1493.08		
19	Viscosity			/ 0.53 / 0.7533			/ 0.4247 0.0101 / 0.3852		
20	Molecular wt, Vap						120.91		
21	Molecular wt, NC								
22	Specific heat			/ 4.214 / 4.212			/ 0.861 0.549 / 0.877		
23	Thermal conductivity			W/(m-K) / 0.5749 / 0.5656			/ 0.1041 0.0071 / 0.1012		
24	Latent heat			kJ/kg			167 167.6		
25	Pressure (abs)			kPa 92.502 87.108			106.869 92.975		
26	Velocity (Mean/Max)			m/s 0.36 / 0.4			2.13 / 4.91		
27	Pressure drop, allow./calc.			kPa 51.864 5.394			22 13.893		
28	Fouling resistance (min)			m ² -K/W 0			0 0 Ao based		
29	Heat exchanged			589.9 kW			MTD (corrected) 48.56 °C		
30	Transfer rate, Service			951.4 Dirty 2019.1			Clean 2019.1 W/(m ² -K)		
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL								
32				Shell Side			Tube Side		
33	Design/Vacuum/test pressure			kPa 300 / /			300 / /		
34	Design temperature			°C 60			35		
35	Number passes per shell			1			1		
36	Corrosion allowance			mm 3.18			3.18		
37	Connections			In mm 1 152.4 / -			1 203.2 / -		
38	Size/Rating			Out 1 76.2 / -			1 203.2 / -		
39	Nominal			Intermediate / -			/ -		
40	Tube #: 190	OD: 19.05	Tks. Average 2.11	mm	Length: 1.2	m	Pitch: 23.81	mm	Tube pattern: 30
41	Tube type: Plain			Insert: None			Fin#: #/m Material: Carbon Steel		
42	Shell Carbon Steel			ID 387.35 OD 406.4			mm Shell cover -		
43	Channel or bonnet Carbon Steel						Channel cover -		
44	Tubesheet-stationary Carbon Steel						Tubesheet-floating -		
45	Floating head cover -						Impingement protection None		
46	Baffle-cross Carbon Steel			Type Single segmental			Cut(%d) 16.26 H Spacing: c/c 105 mm		
47	Baffle-long -			Seal Type			Inlet 298.98 mm		
48	Supports-tube U-bend			0			Type		
49	Bypass seal			Tube-tubesheet joint			Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')		
50	Expansion joint -			Type None					
51	RhoV2-Inlet nozzle 161			Bundle entrance 67			Bundle exit 245 kg/(m-s ²)		
52	Gaskets - Shell side -			Tube side			Flat Metal Jacket Fibe		
53	Floating head -								
54	Code requirements ASME Code Sec VIII Div 1			TEMA class R - refinery service					
55	Weight/Shell 644.5			Filled with water 849.8			Bundle 288.7 kg		
56	Remarks								
57									
58									

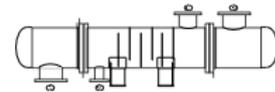


Figura 77. Especificaciones IC-202.

11.7.2.3 Sistema de doble efecto I (IC-203, IC-204)

Para aumentar la temperatura a la entrada del sistema de reactores RCFP de la segunda etapa (R-202 a 205), ha sido necesario diseñar un sistema de doble efecto, para así reducir el sobresalto de temperatura de 5° C de salida de R-201 a los 150° C necesarios en el sistema de reactores en paralelo de la segunda etapa.

Para ambos intercambiadores se ha empleado vapor de agua a modo de agente calefactor, de manera que en un futuro se pueda diseñar un sistema de manera que algunos de los caudales salientes de proceso puedan recircularse como agente calefactor o refrigerante, aprovechando de esta manera al máximo la energía y materia obtenidas por proceso.

IC-203

El intercambiador IC-203 será el primer paso para elevar la temperatura del caudal de salida de R-201 a los 150° C de la siguiente etapa del proceso. Para esto será empleado un caudal de vapor de agua de 267,3 kmol/h a una temperatura de 385° C, lo cual llevará el caudal licor de R-201 (3559 kmol/h) a una temperatura de 70° C. Para que el salto no se realizase de 5 a 70° C, se trato de simular un sistema de calefacción de la tubería de salida de R-201 que llevase el caudal a 25° C previos a la llegada a IC-203. Sin embargo, no ha sido posible simular el corriente en la tubería de manera correcta por la presencia de monocloramina en el efluente, pero de igual manera el objetivo es diseñar un encamisado de tubería que calefactase a 25° C el caudal.

Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics	Rigorous Shell&Tube		
		Worksheet	Name	Entrada refrigerar	Salida refrigerant	Entrada fluido	Salida fluido
Conditions			Vapour	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Properties			Temperature [C]	385.0	150.0	25.00	70.00
Composition			Pressure [kPa]	3500	3466	3500	3000
PF Specs			Molar Flow [kgmole/h]	267.3	267.3	3559	3559
			Mass Flow [kg/h]	4816	4816	6.223e+004	6.223e+004
			Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	4.825	4.825	82.68	82.68
			Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.302e+005	-2.763e+005	-1.703e+005	-1.668e+005
			Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	170.7	81.23	69.04	79.89
			Heat Flow [kJ/h]	-6.154e+007	-7.386e+007	-6.062e+008	-5.938e+008

Figura 78. Caudales de paso IC-203.

	Hot Stream (1) Tube Side		Cold Stream (2) Shell Side	
	In	Out	In	Out
Fluid name	Vapor de agua		Fluido salida Reactor 1	
Mass flow rate	4816		62225	
Temperature	385	150	25	70
Vapor mass fraction	1	1	0	0
Pressure (absolute)	3500	3465.526	3500	3000
Pressure at liquid surface in column				
Heat exchanged				
Exchanger effectiveness				
Adjust if over-specified	Outlet temperature		Outlet temperature	
Estimated pressure drop	34.474		500	
Allowable pressure drop	34.474		500	
Fouling resistance	0		0	

Figura 79. Características de paso por IC-203.

En la figura 79 pueden observarse como afecta a los dos caudales de entrada a IC-203 su paso por el equipo.

Geometry		Tube Layout	
Front head type	B - bonnet bolted or integral with tubesheet		
Shell type	E - one pass shell		
Rear head type	M - bonnet		
Exchanger position	Horizontal		
Shell(s)		Tubes	
ID	739 mm	Number	160
OD	771 mm	Length	6 m
Series	1	OD	19.05 mm
Parallel	1	Thickness	2.11 mm
Baffles		Tube Layout	
Spacing (center-center)	800 mm	Type	Single segmental
Spacing at inlet	2113.48 mm	Tubes in window	Yes
Number	3	Orientation	Horizontal
Spacing at outlet	2113.48 mm	Cut(%d)	
		Tube Layout	New (optimum) layout
		Tubes	26
		Tube Passes	2
		Pitch	23.81 mm
		Pattern	90-Square

Figura 80. Dimensiones de IC-203.

En este caso vuelven a modificarse solamente las medidas de la carcasa de IC-203 con respecto de los anteriores intercambiadores, de manera que las medidas de los tubos de paso internos se mantienen iguales que en IC-201 e IC-202. Por otro lado, en este caso los baffles presentaran mayor complejidad que en los equipos anteriores, contando IC-203 con 3 baffles en orientación horizontal espaciados del resto del sistema por 2113,49 mm.

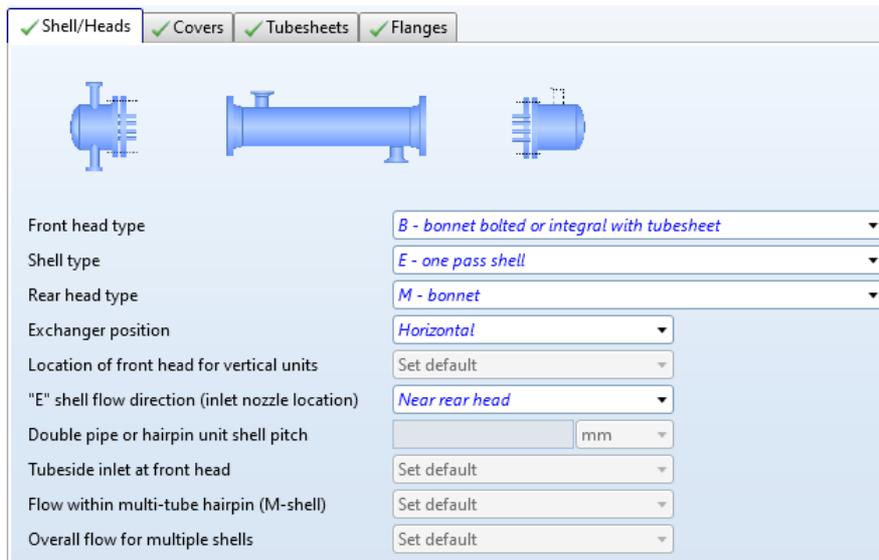


Figura 81. Características de los componentes del intercambiador IC-203.

En cuanto a las partes que conforman la carcasa del equipo, al tratarse de un dimensionamiento más preciso se ha logrado mantener los mismos componentes que IC-202, como puede observarse en la figura 81.

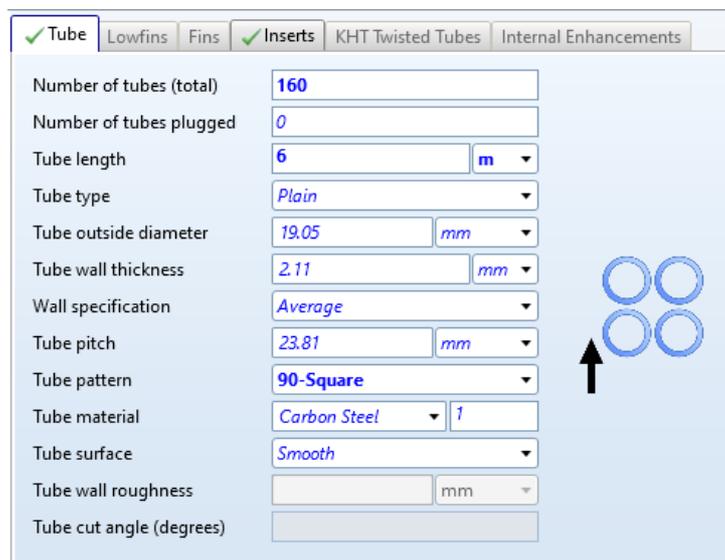


Figura 82. Detalles de los tubos de paso IC-203.

En la figura 82 puede observarse una tabla más detallada sobre las dimensiones de los tubos que componen el equipo IC-203. Para el sistema IC-203 se requerirán un total de 160 tubos.

Weights	kg	Cost data	Dollar(US)
Shell	192.8	Labor cost	11141
Front head	44.4	Tube material cost	132
Rear head	24.3	Material cost (except tubes)	1736
Shell cover			
Bundle	94.6		
Total weight - empty	356.1	Total cost (1 shell)	13008
Total weight - filled with water	424.8	Total cost (all shells)	13008

Figura 83. Costes y peso de IC-203.

Finalmente, los pesos del equipo para vacío y llenado son de 356,1 kg y 424,8 kg respectivamente, conllevando unos costes de construcción de 13.008\$ USD. Al tratarse de un intercambiador en el que se busca no producir un gran salto de temperatura, éste solo contara con una única carcasa de paso, de manera que sus costes totales se ven reducidos con respecto los anteriores intercambiadores diseñados.

En cuanto al caudal calentado en el sistema, se dirigirá directamente a IC-204 para el salto de temperatura final a 150° C para su posterior entrada al sistema de reactores para la segunda etapa.

En la página a continuación se facilita la tabla obtenida para las especificaciones del equipo IC-203.

Heat Exchanger Specification Sheet															
1	Company:														
2	Location:														
3	Service of Unit:			Our Reference:											
4	Item No.:			Your Reference:											
5	Date:	Rev No.:	Job No.:												
6	Size :	203 - 2100	mm	Type:	BEM	Horizontal	Connected in:	1 parallel	1 series						
7	Surf/unit(eff.)	3.1	m ²	Shells/unit	1	Surf/shell(eff.)	3.1	m ²							
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT														
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side								
10	Fluid name														
11	Fluid quantity, Total			62225			4816								
12	Vapor (In/Out)			kg/h			kg/h								
13	Liquid			kg/h			kg/h								
14	Noncondensable			kg/h			kg/h								
15															
16	Temperature (In/Out)			°C			°C								
17	Bubble / Dew point			°C			°C								
18	Density Vapor/Liquid			kg/m ³			kg/m ³								
19	Viscosity			cp			cp								
20	Molecular wt, Vap						18.02								
21	Molecular wt, NC														
22	Specific heat			kJ/(kg-K)			kJ/(kg-K)								
23	Thermal conductivity			W/(m-K)			W/(m-K)								
24	Latent heat			kJ/kg			kJ/kg								
25	Pressure (abs)			kPa			kPa								
26	Velocity (Mean/Max)			m/s			m/s								
27	Pressure drop, allow./calc.			kPa			kPa								
28	Fouling resistance (min)			m ² -K/W			m ² -K/W								
29	Heat exchanged			kW			MTD (corrected)								
30	Transfer rate, Service			Dirty			Clean								
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL														
32				Shell Side			Tube Side								
33	Design/Vacuum/test pressure			kPa			kPa								
34	Design temperature			°C			°C								
35	Number passes per shell			1			2								
36	Corrosion allowance			mm			mm								
37	Connections			In			mm								
38	Size/Rating			Out			mm								
39	Nominal			Intermediate			mm								
40	Tube #:	26	OD:	19.05	Tks. Average	2.11	mm	Length:	2.1	m	Pitch:	23.81	mm	Tube pattern:	30
41	Tube type:	Plain	Insert:	None	Fin#:		#/m	Material:	Carbon Steel						
42	Shell	Carbon Steel	ID	202.72	OD	219.08	mm	Shell cover	-						
43	Channel or bonnet	Carbon Steel						Channel cover	-						
44	Tubesheet-stationary	Carbon Steel						Tubesheet-floating	-						
45	Floating head cover	-						Impingement protection	None						
46	Baffle-cross	Carbon Steel	Type	Single segmental	Cut(%d)	21.04	H Spacing: c/c	90	mm						
47	Baffle-long	-	Seal Type				Inlet	335.48	mm						
48	Supports-tube	U-bend	0	Type											
49	Bypass seal			Tube-tubesheet joint	Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')										
50	Expansion joint	-	Type	None											
51	RhoV2-Inlet nozzle	1128	Bundle entrance	711	Bundle exit	1435	kg/(m-s ²)								
52	Gaskets - Shell side	-	Tube side		Flat Metal Jacket Fibe										
53	Floating head	-													
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1	TEMA class	R - refinery service											
55	Weight/Shell	356.1	Filled with water	424.8	Bundle	94.6	kg								
56	Remarks														
57															
58															

Figura 84. Especificaciones IC-203.

IC-204

El caudal calentado a 70° C a la salida de IC-203 será directamente alimentado a IC-204, donde empleando nuevamente vapor de agua a 385° C se acabará de elevar la temperatura del caudal a 150° C.

Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics	Rigorous Shell&Tube				
		Worksheet			Entrada vapor agu	Salida vapor agua	Entrada fluido	Salida fluido	
Conditions		Name			Vapour	1.0000	0.0000	0.0000	0.3900
Properties		Temperature [C]			385.0	150.0	70.00	150.0	
Composition		Pressure [kPa]			3500	3466	3000	3000	
PF Specs		Molar Flow [kgmole/h]			1116	1116	3559	3559	
		Mass Flow [kg/h]			2.011e+004	2.011e+004	6.222e+004	6.222e+004	
		Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]			20.15	20.15	82.68	82.68	
		Molar Enthalpy [kJ/kgmole]			-2.302e+005	-2.763e+005	-1.668e+005	-1.524e+005	
		Molar Entropy [kJ/kgmole-C]			170.7	81.23	79.89	116.8	
		Heat Flow [kJ/h]			-2.570e+008	-3.084e+008	-5.938e+008	-5.424e+008	

Figura 85. Caudales de paso IC-204.

✓ Process Data

	Hot Stream (1) Tube Side				Cold Stream (2) Shell Side			
	Vapor de agua				Fluido salida reactor 1			
	In		Out		In		Out	
Fluid name								
Mass flow rate	kg/h	4816			62225			
Temperature	°C	385	150		70	150		
Vapor mass fraction		1	1		0	0		
Pressure (absolute)	kPa	3500	3465.526		3500	3000		
Pressure at liquid surface in column								
Heat exchanged	kW							
Exchanger effectiveness								
Adjust if over-specified		Outlet temperature			Outlet temperature			
Estimated pressure drop	kPa	34.474			500			
Allowable pressure drop	kPa	34.474			500			
Fouling resistance	m ² -K/W	0			0			

Figura 86. Características de paso por IC-204.

En esta ocasión se requiere de un caudal de 1116 kmol/h de vapor de agua para elevar la temperatura de los 3559 kmol/h de 70 a 150° C, como puede interpretarse en las figuras anteriores.

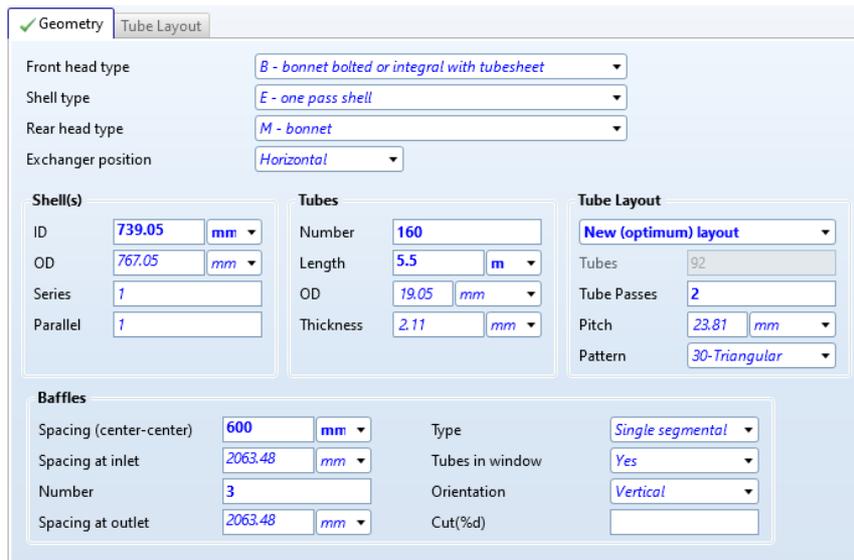


Figura 87. Dimensiones de IC-204.

Para el intercambiador IC-204 las dimensiones de la carcasa son de 739,05 mm para el diámetro interior y 767,05 para el diámetro exterior. En esta ocasión también se ha visto reducida la longitud de los tubos de paso del refrigerante a 5,5 m, pero manteniendo dimensiones de tubo y pasos por los mismos. En cuanto a los baffles esta vez se requiere disponer de 3 en el interior para el correcto funcionamiento, variando sus posiciones con respecto los intercambiadores anteriores.

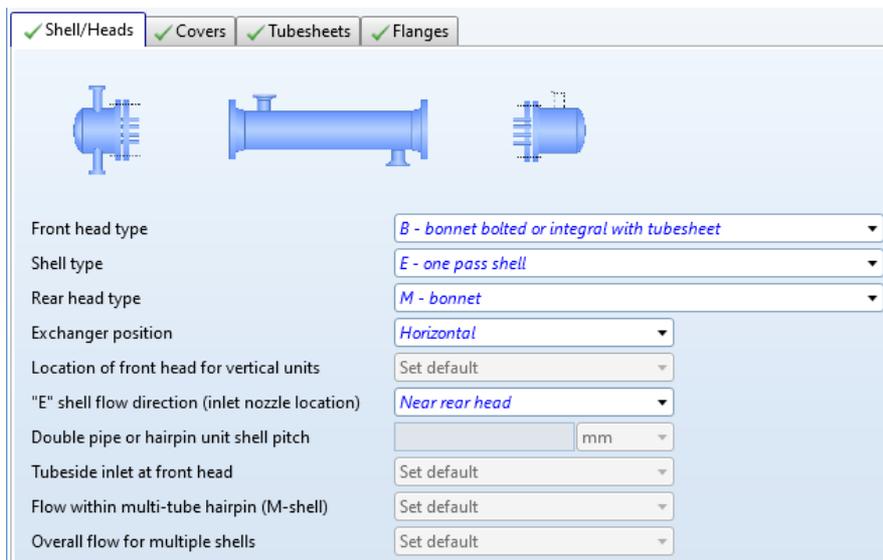


Figura 88. Características de los componentes del intercambiador IC-204.

En cuanto a las partes que conforman la estructura de IC-204 se vuelve a mantener el tipo de piezas requeridas para los anteriores equipos.

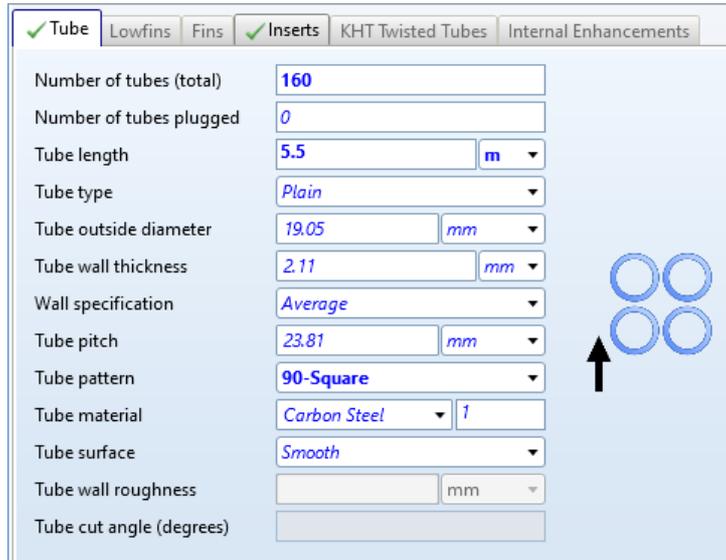


Figura 89. Detalles de los tubos de paso IC-204.

En la figura 89 pueden observarse a detalle las características de los tubos de paso de IC-204. Para el sistema IC-204 se requerirán un total de 160 tubos.

Weights	kg	Cost data	Dollar(US)
Shell	398.6	Labor cost	15640
Front head	140.1	Tube material cost	929
Rear head	72.1	Material cost (except tubes)	3302
Shell cover			
Bundle	443.7		
Total weight - empty	1054.5	Total cost (1 shell)	19871
Total weight - filled with water	1371.2	Total cost (all shells)	19871

Figura 90. Costes y peso de IC-204.

Para IC-204 los pesos varían a 1054,5 kg y 1371,2 kg en vacío y lleno respectivamente, con unos costes de 19.871\$ USD debido a la gran cantidad de caudal que debe alimentarse al equipo para realizar su función correctamente. Este equipo es crítico para el correcto funcionamiento del proceso, ya que si no alcanza a elevar la temperatura del caudal a 150° C la segunda etapa de reacción no podrá llevarse a cabo de manera correcta.

En la próxima página se facilita la tabla de especificaciones de IC-204.

Heat Exchanger Specification Sheet										
1	Company:									
2	Location:									
3	Service of Unit:			Our Reference:						
4	Item No.:			Your Reference:						
5	Date:	Rev No.:	Job No.:							
6	Size :	307 - 4200	mm	Type:	BEM	Horizontal	Connected in:	1 parallel	1 series	
7	Surf/unit(eff.)	22.6	m ²	Shells/unit	1	Surf/shell(eff.)	22.6	m ²		
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT									
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side			
10	Fluid name									
11	Fluid quantity, Total			62222			20107			
12	Vapor (In/Out)			0			23886			
13	Liquid			62222			38337			
14	Noncondensable			0			0			
15										
16	Temperature (In/Out)			70			149.5			
17	Bubble / Dew point			106.97 / 197.79			106.26 / 197.16			
18	Density Vapor/Liquid			/ 712.87			/ 719.53			
19	Viscosity			/ 0.171			/ 0.0717			
20	Molecular wt, Vap						17.15			
21	Molecular wt, NC						18.02			
22	Specific heat			/ 4.51			/ 4.884			
23	Thermal conductivity			/ 0.494			/ 0.5053			
24	Latent heat			1104.4			1450			
25	Pressure (abs)			3000			2959.524			
26	Velocity (Mean/Max)			3.85 / 16.66			0.77 / 28.71			
27	Pressure drop, allow./calc.			50			40.476			
28	Fouling resistance (min)			0			0			
29	Heat exchanged			14284			120.96			
30	Transfer rate, Service			5232.6			5285.9			
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL									
32				Shell Side			Tube Side			
33	Design/Vacuum/test pressure			3300 / /			3900 / /			
34	Design temperature			185			420			
35	Number passes per shell			1			1			
36	Corrosion allowance			3.18			3.18			
37	Connections			1 152.4 / -			1 203.2 / -			
38	Size/Rating			1 203.2 / -			1 76.2 / -			
39	Nominal			1 / -			1 / -			
40	Tube #: 92 OD: 19.05 Tks. Average 2.11 mm Length: 4.2 m Pitch: 23.81 mm Tube pattern: 30									
41	Tube type: Plain Insert: None Fin#: #/m Material: Carbon Steel									
42	Shell Carbon Steel ID 307.09 OD 323.85 mm Shell cover -									
43	Channel or bonnet Carbon Steel Channel cover -									
44	Tubesheet-stationary Carbon Steel Tubesheet-floating -									
45	Floating head cover - Imminement protection None									
46	Baffle-cross Carbon Steel Type Single segmental Cut(%d) 43.28 Ve Spacing: c/c 410 mm									
47	Baffle-long - Seal Type Inlet 409.47 mm									
48	Supports-tube U-bend 0 Type									
49	Bypass seal Tube-tubesheet joint Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')									
50	Expansion joint - Type None									
51	RhoV2-Inlet nozzle 1206 Bundle entrance 179 Bundle exit 5844 kg/(m-s ²)									
52	Gaskets - Shell side - Tube side Flat Metal Jacket Fibe									
53	Floating head -									
54	Code requirements ASME Code Sec VIII Div 1 TEMA class R - refinery service									
55	Weight/Shell 1054.5 Filled with water 1371.2 Bundle 443.7 kg									
56	Remarks									
57										
58										

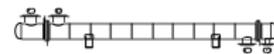


Figura 91. Especificaciones IC-204.

11.7.2.4 Sistema de calefacción para recirculación NH₃ (IC-205 y CC-201)

IC-205

Antes del paso por el sistema de intercambiadores IC-301 e IC-302 se requiere recircular el sobrante de amoníaco (1802,97 kmol/h) extrayendo una purga de 323,62 kmol/h. Este caudal de purga planea ser utilizado en alguna de las operaciones de refrigeración del proceso e incluso diseñar un pequeño tramo de licuado para su posterior venta como efectivo de proceso.

El caudal ha sido despresurizado a la salida del sistema de reactores, no obstante, se plantea modificar el proceso de manera que la extracción se produzca antes de reducir la presión de operación, de manera que se ahorren algunos equipos complementarios. No obstante, esto no ha sido posible dada la falta de tiempo.

El sistema para la calefacción del caudal una vez se ha producido la purga sigue el siguiente esquema, donde INT-1 se corresponde con IC-205 y K-100 con el compresor que acabara de aumentar la temperatura y redirigir la recirculación de nuevo a el sistema de reactores de la segunda etapa.

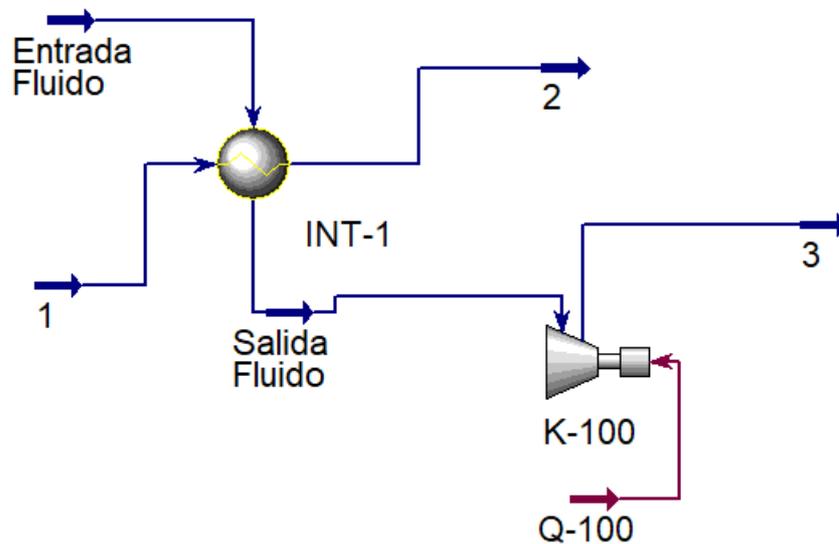


Figura 92. Esquema para la calefacción de la recirculación de amoníaco (IC-205 + CC-201).

En esta ocasión, el caudal alimentado al equipo IC-303 es puramente amoníaco, en el cual se busca pasar de los 80° C a salida de IC-302 a 150° C para poder recircular el caudal de amoníaco a las condiciones de operación de los reactores de la segunda etapa.

Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics	Rigorous Shell&Tube		
		Worksheet	Name	1	2	Entrada Fluido	Salida Fluido
Conditions			Vapour	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Properties			Temperature [C]	280.0	213.4	80.00	129.2
Composition			Pressure [bar]	10.00	4.900	41.36	18.14
PF Specs			Molar Flow [kgmole/h]	1198	1198	1479	1479
			Mass Flow [kg/h]	2.167e+004	2.167e+004	2.519e+004	2.519e+004
			Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	21.71	21.71	40.89	40.89
			Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-5.518e+004	-5.573e+004	-1.045e+004	-1.000e+004
			Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	127.5	128.8	184.3	196.1
			Heat Flow [kcal/h]	-6.613e+007	-6.678e+007	-1.545e+007	-1.480e+007

Figura 93. Caudales de paso IC-205.

	Hot Stream (1) Tube Side		Cold Stream (2) Shell Side	
	In	Out	In	Out
Fluid name	1->2		Entrada Fluido-> Salida Fluido	
Mass flow rate	6.0185		6.9982	
Temperature	280	213.4	80	129.2
Vapor mass fraction	1		1	
Pressure (absolute)	10	9.8	41.35804	40.84446
Pressure at liquid surface in column				
Heat exchanged				
Exchanger effectiveness				
Adjust if over-specified	Outlet temperature		Outlet temperature	
Estimated pressure drop	0.2		0.51358	
Allowable pressure drop	0.26		0.51358	
Fouling resistance	0		0	

Figura 94. Características de paso por IC-205.

El caudal tratado en esta ocasión se corresponde con la extracción de amoníaco una vez efectuada la purga del sobrexceso obtenido en los reactores de la segunda etapa. Concretamente, se debe calefactar un caudal de 1479,35 kmol/h de amoníaco gas, produciendo un salto de temperatura de 80° C obtenidos por el paso en las tuberías a 129,2° C. Para alcanzar finalmente los 150° Cd e la recirculación se empleará el compresor CC-201 que se verá más en detalle en este apartado.

En cuanto al caudal de refrigerante, cabe remarcar que este se trata de los caudales obtenidos por la salida de condensados del tramo de evaporadores II, los cuales se unificarán y vaporizarán a 280° C para poder emplear el caudal total de 1198,4 kmol/g (el cual esta compuesto en más de un 99,9% en agua) como calefactor.

Cabe remarcar también el hecho de que el calefactor y calefactado de este intercambiador son ambos en fase gas, lo cual afectara directamente a la operabilidad del sistema como se puede observar en las figuras a continuación:

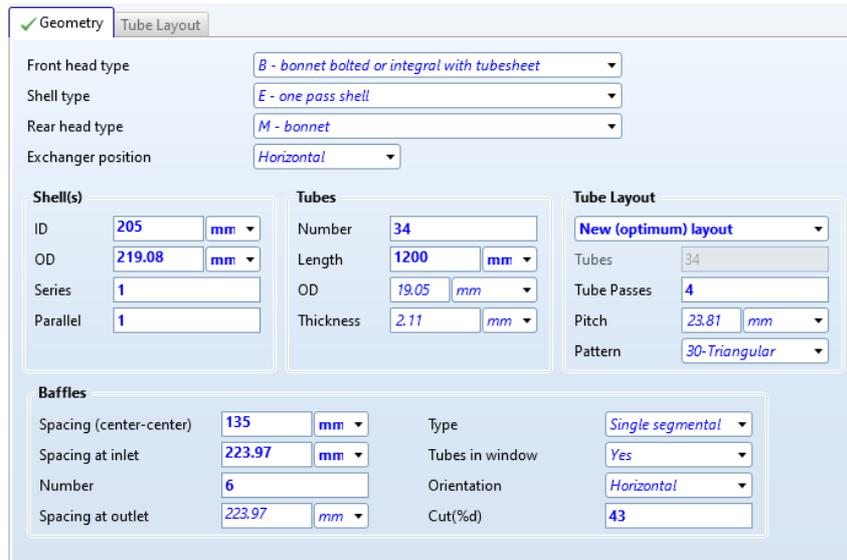


Figura 95. Dimensiones de IC-205.

Las dimensiones de IC-205 son de 205 mm y 219,08 mm para los diámetros interno y externo de carcasa. Al tratarse de un sistema donde ambos agentes de paso se encuentran en estado gas, se requiere de aumentar el número de pasos por tubo a 4, ya que en este estado la transferencia de calor se ve desfavorecida. Esto también modifica tanto el número como las medidas de los tubos, dando lugar a unos tubos de 1200 mm, los cuales mantendrán el diámetro y espesor de los anteriores intercambiadores. También se ve afectada la estructura de baffles, modificando sus medidas y cantidad (6 baffles en IC-205).

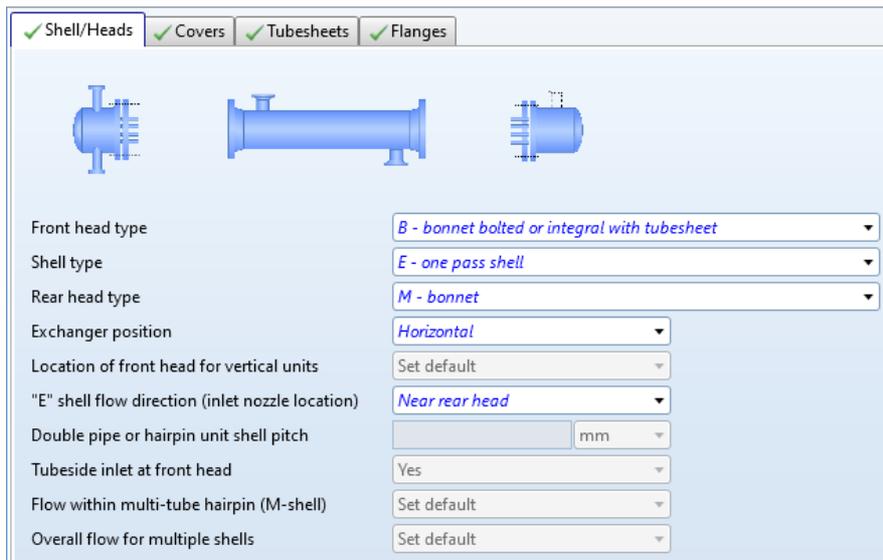


Figura 96. Características de los componentes del intercambiador IC-205.

Para los componentes de la carcasa se sigue manteniendo la arquitectura generalizada hasta el momento en los intercambiadores IC-202 a IC-204.

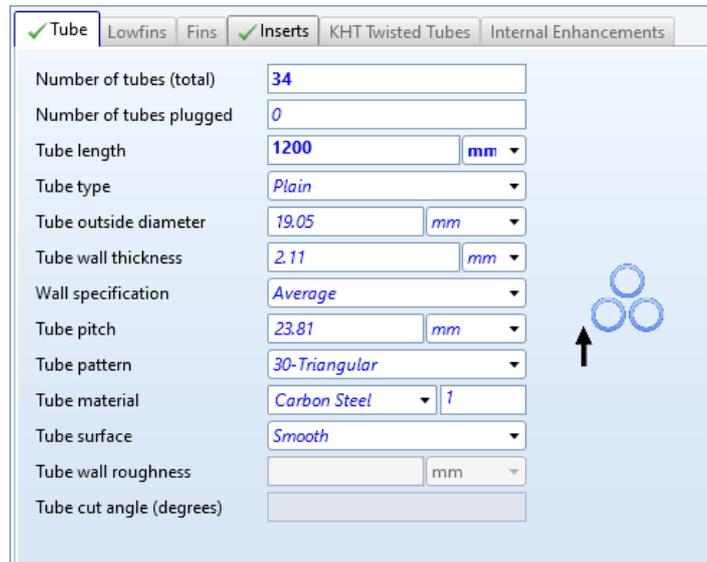


Figura 97. Detalles de los tubos de paso IC-205.

En la figura 97 pueden observarse con mayor detalle las características de los tubos de paso del calefactor en IC-205. El número de tubos para la operación en IC-205 se ve reducido a 34, pero con 4 pasos por cada uno de estos.

Weights	kg	Cost data	Dollar(US)
Shell	107.6	Labor cost	8227
Front head	20.8	Tube material cost	99
Rear head	20.3	Material cost (except tubes)	1218
Shell cover			
Bundle	71.7		
Total weight - empty	220.4	Total cost (1 shell)	9544
Total weight - filled with water	257.9	Total cost (all shells)	9544

Figura 98. Costes y peso de IC-205.

Al tratarse de un intercambiador para el paso de dos gases, sus pesos en vacío y llenado se ven reducidos considerablemente, contemplando que IC-205 será un intercambiador considerablemente más pequeño que el resto de la planta. Esto provoca también una reducción del precio a unos 9.544\$ USD.

En la página a continuación se presenta la tabla de especificaciones detallada de IC-205:

Heat Exchanger Specification Sheet															
1	Company:														
2	Location:														
3	Service of Unit:			Our Reference:											
4	Item No.:			Your Reference:											
5	Date:	Rev No.:	Job No.:												
6	Size :	205 - 1200	mm	Type:	BEM	Horizontal	Connected in:	1 parallel	1 series						
7	Surf/unit(eff.)	2.3	m ²	Shells/unit	1	Surf/shell(eff.)	2.3	m ²							
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT														
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side								
10	Fluid name			Entrada Fluido-> Salida Fluido			1->2								
11	Fluid quantity, Total			6.9982			6.0185								
12	Vapor (In/Out)			kg/s	6.9982	6.9982	6.0185	6.0185							
13	Liquid			kg/s	0	0	0	0							
14	Noncondensable			kg/s	0	0	0	0							
15															
16	Temperature (In/Out)			°C	80	130.29	280	207.41							
17	Bubble / Dew point			°C	80 / 80	47.54 / 47.54	180.08 / 182.2	149.19 / 151.53							
18	Density Vapor/Liquid			kg/m ³	23.99 /	10.37 /	3.93 /	2.22 /							
19	Viscosity			mPa-s	0.0108 /	0.0124 /	0.0144 /	0.0123 /							
20	Molecular wt, Vap				17.03	17.03	18.08	18.08							
21	Molecular wt, NC														
22	Specific heat			kJ/(kg-K)	2.177 /	2.259 /	2.125 /	2.489 /							
23	Thermal conductivity			W/(m-K)	0.0386 /	0.0444 /	0.0425 /	0.0351 /							
24	Latent heat			kJ/kg											
25	Pressure (abs)			bar	41.35804	20.42223	10	4.9							
26	Velocity (Mean/Max)			m/s	51.25 /	62.66	1337.4 /	1963.4							
27	Pressure drop, allow./calc.			bar	0.51358	23.21574	0.26	162.488							
28	Fouling resistance (min)			m ² -K/W	0		0	0	Ao based						
29	Heat exchanged			763	kW		MTD (corrected)	134.39	°C						
30	Transfer rate, Service			2484.7	Dirty	2471.8	Clean	2471.8	W/(m ² -K)						
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch								
32				Shell Side		Tube Side									
33	Design/Vacuum/test pressure			bar	46 / /	11 / /									
34	Design temperature			°C	70	315									
35	Number passes per shell				1	4									
36	Corrosion allowance			mm	3.18	3.18									
37	Connections		In	mm	1	32.46 / -	1	26.64 / -							
38	Size/Rating		Out		1	18.85 / -	1	26.64 / -							
39	ID		Intermediate		/	-	/	-							
40	Tube #:	34	OD:	19.05	Tks. Average	2.11	mm	Length:	1200	mm	Pitch:	23.81	mm	Tube pattern:	30
41	Tube type:	Plain	Insert:	None	Fin#:		#/m	Material:	Carbon Steel						
42	Shell	Carbon Steel	ID	205	OD	219.08	mm	Shell cover	-						
43	Channel or bonnet	Carbon Steel	Channel cover							-					
44	Tubesheet-stationary	Carbon Steel	Tubesheet-floating							-					
45	Floating head cover	-	Impingement protection							None					
46	Baffle-cross	Carbon Steel	Type	Single segmental	Cut(%d)	43.02	H Spacing:	c/c	135	mm					
47	Baffle-long	-	Seal Type	Inlet							223.97	mm			
48	Supports-tube	U-bend	0			Type									
49	Bypass seal	Tube-tubesheet joint			Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')										
50	Expansion joint	-	Type	None											
51	RhoV2-Inlet nozzle	2980873	Bundle entrance	28081	Bundle exit	28886	kg/(m-s ²)								
52	Gaskets - Shell side	-	Tube side			Flat Metal Jacket Fibe									
53	Floating head	-													
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1			TEMA class	R - refinery service									
55	Weight/Shell	220.4	Filled with water	257.9	Bundle	71.7	kg								
56	Remarks														
57															
58															

Figura 99. Especificaciones IC-205.

CC-201

Como se ha podido observar anteriormente, IC-205 no alcanza a aumentar la temperatura del caudal a los 150° C necesarios para recircularlos correctamente a los reactores de la segunda etapa. Se contemplaba la posibilidad de introducirlos con esta diferencia de temperatura negativa con respecto a los 150° C necesarios, no obstante, al necesitar un compresor para recircular el caudal a los reactores se puede aumentar la temperatura del caudal sin necesidad de un intercambio de calor entre sustancias.

Para ello se simularon los parámetros de la siguiente manera:

Design Rating Worksheet Performance Dynamics			
Worksheet	Name	Salida Fluido	3
Conditions	Vapour	1.0000	1.0000
Properties	Temperature [C]	129.2	189.4
Composition	Pressure [bar]	18.14	30.00
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	1479	1479
	Mass Flow [kg/h]	2.519e+004	2.519e+004
	LiqVol Flow [m3/h]	40.89	40.89
	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-1.000e+004	-9437
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	196.1	197.4
	Heat Flow [kcal/h]	-1.480e+007	-1.396e+007

Figura 100. Trabajo de CC-201.

Teniendo en cuenta que el caudal de salida de IC-205 debe ser comprimido a 30 bar de presión para poder recircularlo a los reactores de la segunda etapa, se preveía un aumento de la temperatura del efluente tras su paso por el compresor. Concretamente, se produce un aumento de 129,2° C a 189,4° C, lo cual teniendo en cuenta pérdidas por paso en tuberías y su posterior homogenización a la entrada de cada RCFP se considera correcto para la operación en los reactores.

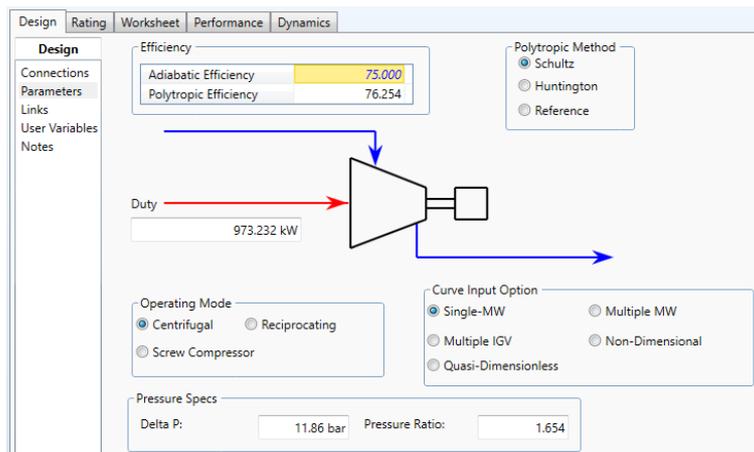


Figura 101. Funcionamiento CC-201.

Se consideró la operación en el compresor adiabática, lo cual junto a los objetivos de operación definidos en la figura 100, hace que se requiera un

compresor que trabaje a 973,23 kW de potencia (se prevé adquirir una bomba del doble de esta capacidad para no trabajar al 100% del equipo).

A continuación, se presentan dos tablas obtenidas en la simulación que dan más detalles sobre la operabilidad del compresor de la recirculación de amoniaco:

Performance	
Results	Adiabatic Head [m] 1.064e+004
Power	Polytropic Head [m] 1.081e+004
	Adiabatic Fluid Head [kJ/kg] 104.3
	Polytropic Fluid Head [kJ/kg] 106.0
	Adiabatic Efficiency 75.000
	Polytropic Efficiency 76.254
	Power Consumed [kW] 973.2
	Polytropic Head Factor 1.0003
	Polytropic Exponent 1.3836
	Isentropic Exponent 1.2700
	Speed [rpm] <empty>

Figura 102. Parámetros de funcionamiento intrínsecos de CC-201.

Dynamic Specifications		
Duty [kcal/h]	8.374e+005	<input checked="" type="checkbox"/>
Adiabatic Efficiency	75	<input type="checkbox"/>
Polytropic Efficiency	76	<input checked="" type="checkbox"/>
Pressure Increase [bar]	11.86	<input type="checkbox"/>
Head [m]	1.081e+004	<input type="checkbox"/>
Fluid Head [kJ/kg]	106.0	<input type="checkbox"/>
Capacity [ACT_m3/h]	2728	<input type="checkbox"/>
Speed [rpm]	<empty>	<input type="checkbox"/>
Linker Power Loss [kcal/h]	<empty>	<input type="checkbox"/>

Figura 103. Especificaciones dinámicas de CC-201.

11.7.2.5 Sistema de doble efecto II (IC-301, IC-302)

Tras la extracción de amoniaco se requiere reducir la temperatura del caudal para su posterior adición al sistema de evaporadores I. Para esto, se trata de reducir la temperatura a 80° C de los 110° C de salida de los reactores tras la despresurización del caudal

Para evitar un salto de temperatura demasiado elevado en un caudal de estas magnitudes, ha sido necesario volver a diseñar un sistema de doble efecto donde se reducirá la temperatura de 110° a 107,73° C en IC-301 y de estos 107,73° a 80° C finales en IC-302.

IC-301

Para la refrigeración del caudal se volverá a emplear agua a bajas temperaturas (5° C) que produzcan un salto significativo en la temperatura del caudal a refrigerar, pero que este no sea demasiado brusco.

Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics	Rigorous Shell&Tube		
		Worksheet	Name	Entrada Refrigerera	Salida Refrigerant	Entrada Fluido	Salida Fluido
Conditions			Vapour	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Properties			Temperature [C]	5.000	30.00	110.0	107.7
Composition			Pressure [kPa]	200.0	190.0	135.8	125.8
PF Specs			Molar Flow [kgmole/h]	181.4	181.4	1756	1756
			Mass Flow [kg/h]	3268	3268	3.415e+004	3.415e+004
			Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	3.274	3.274	32.96	32.96
			Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.871e+005	-2.852e+005	-2.880e+005	-2.882e+005
			Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	50.37	56.64	65.36	64.87
			Heat Flow [kJ/h]	-5.207e+007	-5.174e+007	-5.058e+008	-5.061e+008

Figura 104. Caudales de paso IC-301.

	Hot Stream (1) Shell Side		Cold Stream (2) Tube Side	
	In	Out	In	Out
Fluid name	Fluido salida reactor 2		Agua	
Mass flow rate	34145		3268	
Temperature	110	107.73	5	30
Vapor mass fraction	0	0	0	0
Pressure (absolute)	135.753	125.753	200	190
Pressure at liquid surface in column				
Heat exchanged				
Exchanger effectiveness				
Adjust if over-specified	Outlet temperature		Outlet temperature	
Estimated pressure drop	10		10	
Allowable pressure drop	14		40	
Fouling resistance	0		0	

Figura 105. Características de paso por IC-301.

El caudal a refrigerar es de 1756 kmol/h, en su mayoría compuesto por agua, un pequeño porcentaje de hidracina y sal disuelta. Este se encuentra a 110° C y aplicando un caudal de 181 kmol/h de agua a 5° C se logra reducir su temperatura en 3°, para no obtener un salto de temperatura excesivo en IC-302. La temperatura del refrigerante habrá aumentado de 5° C a 30° c tras su paso por IC-301.

Podrá haberse diseñado de manera que el salto de temperatura producido fuese mayor, reduciendo así costes en IC-302, sin embargo, por algún motivo intrínseco de la simulación se tornaba en error si se trataba de enfriar por debajo de los 100° C el caudal. Ha sido preferible simular un pequeño intercambiador que luego si funcionase en el efecto siguiente.

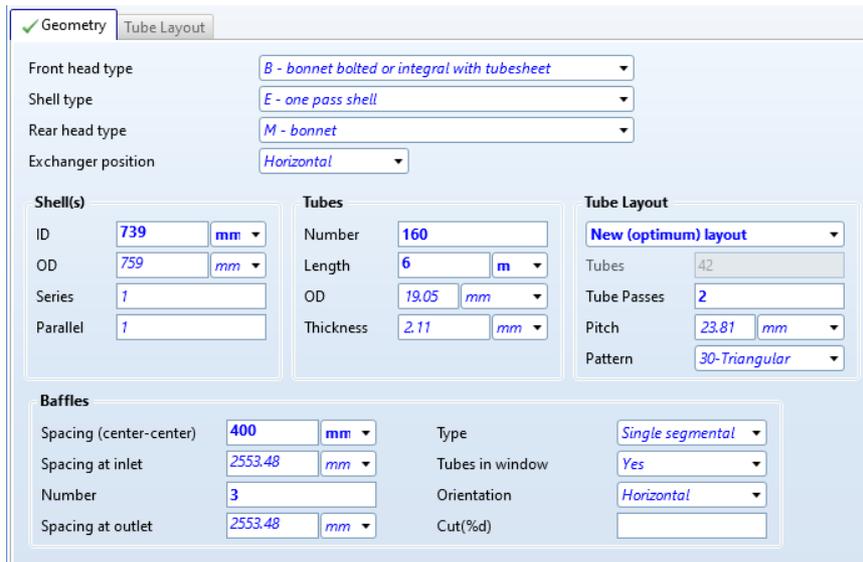


Figura 106. Dimensiones de IC-301.

En cuanto a las dimensiones, IC-301 estará en el rango de diámetro interno y externo de la carcasa del equipo estará en el rango de los anteriores diseños, dando como resultado 739 mm y 759 mm respectivamente. La operación por tubos se mantiene igual que en los diseños de IC-203 e IC-204, donde 160 tubos a dos pasos por tubo se cuenta con una longitud de 6 metros, diámetro de 19,05 mm y un espesor de 2,11 mm. Para este caso el elemento diferenciador del diseño está en los baffles, donde estos estarán espaciados por 400 mm y habrá un total de 3 a lo largo del equipo, espaciados a la misma distancia de la entrada y salida del equipo (2553,58 mm).

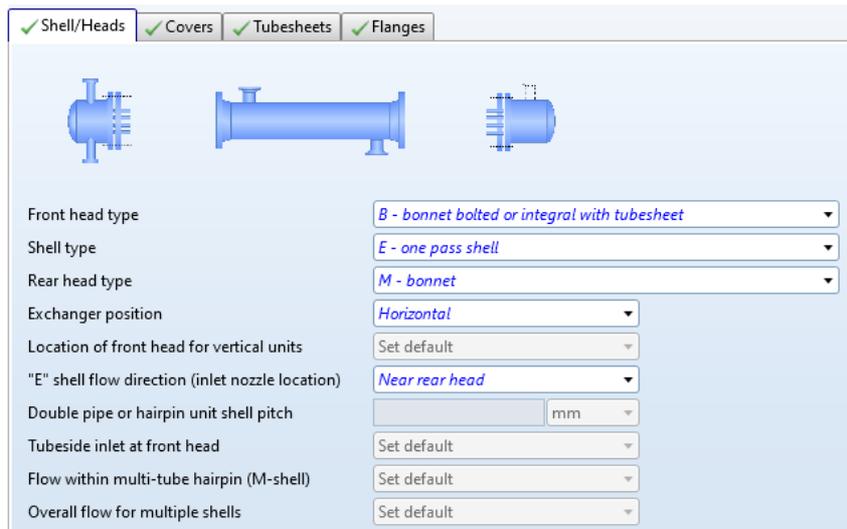


Figura 107. Características de los componentes del intercambiador IC-301.

La arquitectura externa de IC-301 mantiene los mismos componentes que los anteriores intercambiadores para el cabezal, carcasa y cabeza de entrada de refrigerante.

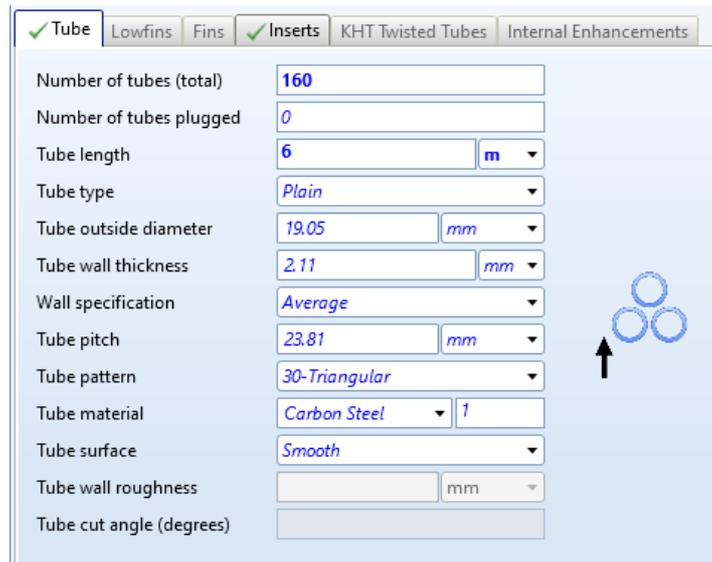


Figura 108. Detalles de los tubos de paso IC-301.

La figura 108 presenta a mayor detalle las características de los tubos de paso de IC-301. Para la operación del equipo se requerirán un total de 160 tubos, como ya se ha comentado anteriormente.

Weights	kg	Cost data	Dollar(US)
Shell	122.6	Labor cost	7632
Front head	13.2	Tube material cost	122
Rear head	14.1	Material cost (except tubes)	1205
Shell cover			
Bundle	77.8		
Total weight - empty	227.7	Total cost (1 shell)	8959
Total weight - filled with water	262.3	Total cost (all shells)	8959

Figura 109. Costes y peso de IC-301.

Al tratarse de un intercambiador relativamente pequeño, este contara con un peso bastante reducido, más parecido al intercambiador de gases IC-205, que no a los intercambiadores de líquido anteriores. Esto provoca una reducción de su precio total a 8.959\$ USD. Recordar que este intercambiador actúa a modo de corrección y no es definitivo.

En la página a continuación se presenta la hoja de especificaciones del intercambiador IC-301:

Heat Exchanger Specification Sheet															
1	Company:														
2	Location:														
3	Service of Unit:				Our Reference:										
4	Item No.:				Your Reference:										
5	Date:	Rev No.:	Job No.:												
6	Size :	205 - 1200	mm	Type:	BEM	Horizontal	Connected in:	1 parallel	1 series						
7	Surf/unit(eff.)	2.8	m ²	Shells/unit	1	Surf/shell(eff.)	2.8	m ²							
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT														
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side								
10	Fluid name														
11	Fluid quantity, Total			kg/h			34145								
12	Vapor (In/Out)			kg/h			0 / 0								
13	Liquid			kg/h			34145 / 34145								
14	Noncondensable			kg/h			0 / 0								
15															
16	Temperature (In/Out)			°C			110 / 107.73								
17	Bubble / Dew point			°C			/ / 109.4 / 115.15								
18	Density Vapor/Liquid			kg/m ³			/ 958.29 / 960.21								
19	Viscosity			cp			/ 0.291 / 0.2998								
20	Molecular wt, Vap														
21	Molecular wt, NC														
22	Specific heat			kJ/(kg-K)			/ 4.271 / 0.922 / 4.265								
23	Thermal conductivity			W/(m-K)			/ 0.6499 / 0.012 / 0.6492								
24	Latent heat			kJ/kg			2244.3								
25	Pressure (abs)			kPa			135.753 / 131.381								
26	Velocity (Mean/Max)			m/s			0.47 / 0.71								
27	Pressure drop, allow./calc.			kPa			14 / 4.372								
28	Fouling resistance (min)			m ² -K/W			0 / 0								
29	Heat exchanged			kW			91.9 / 90.91								
30	Transfer rate, Service			Dirty			Clean								
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL														
32				Shell Side			Tube Side								
33	Design/Vacuum/test pressure			kPa			300 / / / 300 / / /								
34	Design temperature			°C			145 / 65								
35	Number passes per shell						1 / 1								
36	Corrosion allowance			mm			3.18 / 3.18								
37	Connections			In			mm								
38	Size/Rating			Out			mm								
39	Nominal			Intermediate											
40	Tube #:	42	OD:	19.05	Tks. Average	2.11	mm	Length:	1.2	m	Pitch:	23.81	mm	Tube pattern:	30
41	Tube type:	Plain	Insert:	None	Fin#:		#/m	Material:	Carbon Steel						
42	Shell	Carbon Steel	ID	205	OD	219.08	mm	Shell cover	-						
43	Channel or bonnet	Carbon Steel						Channel cover	-						
44	Tubesheet-stationary	Carbon Steel						Tubesheet-floating	-						
45	Floating head cover	-						Impingement protection	None						
46	Baffle-cross	Carbon Steel	Type	Single segmental	Cut(%d)	39.94	H Spacing: c/c	410	mm						
47	Baffle-long	-	Seal Type				Inlet	356.48	mm						
48	Supports-tube	U-bend	0	Type											
49	Bypass seal		Tube-tubesheet joint		Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')										
50	Expansion joint	-	Type	None											
51	RhoV2-Inlet nozzle	2307	Bundle entrance	493	Bundle exit	286	kg/(m-s ²)								
52	Gaskets - Shell side	-	Tube side		Flat Metal Jacket Fibe										
53	Floating head	-													
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1		TEMA class	R - refinery service										
55	Weight/Shell	227.7	Filled with water	262.3	Bundle	77.8	kg								
56	Remarks														
57															
58															

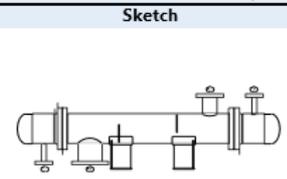


Figura 110. Especificaciones IC-301.

IC-302

Tras su paso por IC-301, el caudal entrará a IC-302 donde se producirá la bajada final de temperatura a los 80° C que se alimentará al tramo de evaporadores I. Para esta operación se ha vuelto a emplear un caudal de agua a 5° C con el mismo salto a 30° C que IC-301, pero en esta ocasión el caudal ha aumentado a 1996 kmol/h, ya que la simulación permitió realizar el diseño sin error, no así como IC-301.

Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics	Rigorous Shell&Tube
Worksheet	Name	Entrada refrigerante	Salida refrigerante	Entrada fluido	Salida fluido
Conditions	Vapour	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Properties	Temperature [C]	5.000	30.00	107.7	80.00
Composition	Pressure [kPa]	400.0	390.0	130.0	100.0
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	1996	1996	1756	1756
	Mass Flow [kg/h]	3.596e+004	3.596e+004	3.229e+004	3.229e+004
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	36.04	36.04	32.33	32.33
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.871e+005	-2.852e+005	-2.709e+005	-2.730e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	50.36	56.64	72.25	66.60
	Heat Flow [kJ/h]	-5.731e+008	-5.694e+008	-4.757e+008	-4.793e+008

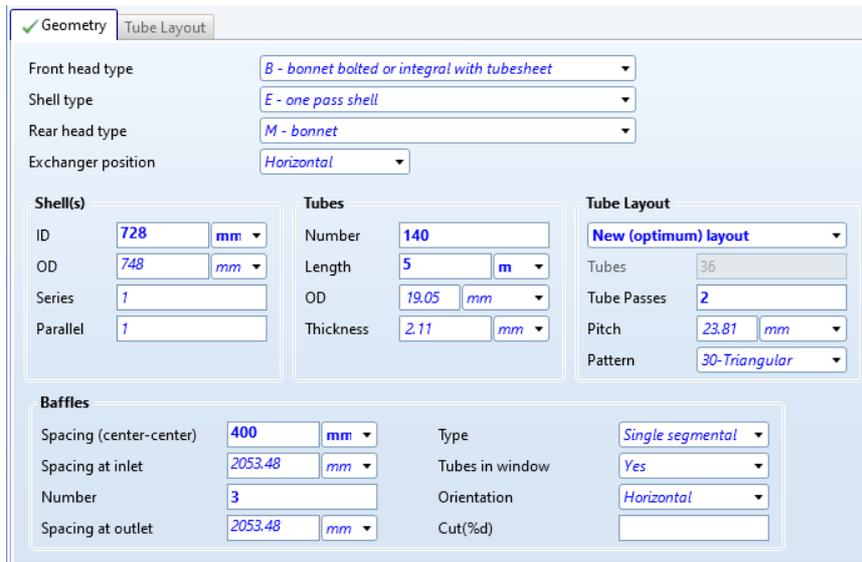
Figura 111. Caudales de paso IC-302.

✓ Process Data

	Hot Stream (1) Shell Side		Cold Stream (2) Tube Side	
	In	Out	In	Out
Fluid name	Fluido salida reactor 2		Agua	
Mass flow rate	kg/h	32287	35965	
Temperature	°C	107.7	80	5
Vapor mass fraction		0	0	0
Pressure (absolute)	kPa	130	100	400
Pressure at liquid surface in column				
Heat exchanged	kW			
Exchanger effectiveness				
Adjust if over-specified		Outlet temperature		Outlet temperature
Estimated pressure drop	kPa	30	10	
Allowable pressure drop	kPa	30	50	
Fouling resistance	m ² -K/W	0	0	

Figura 112. Características de paso por IC-302.

La operación de IC-302 permite la reducción a los 80° C como ya se ha comentado anteriormente, de manera que el caudal de 1756 kmol/h de agua, hidracina y sal (donde más del 95% se trata de agua) ya puede ser alimentado a EV-301 para acabar extrayendo el sólido disuelto (NaCl) en EV-303.

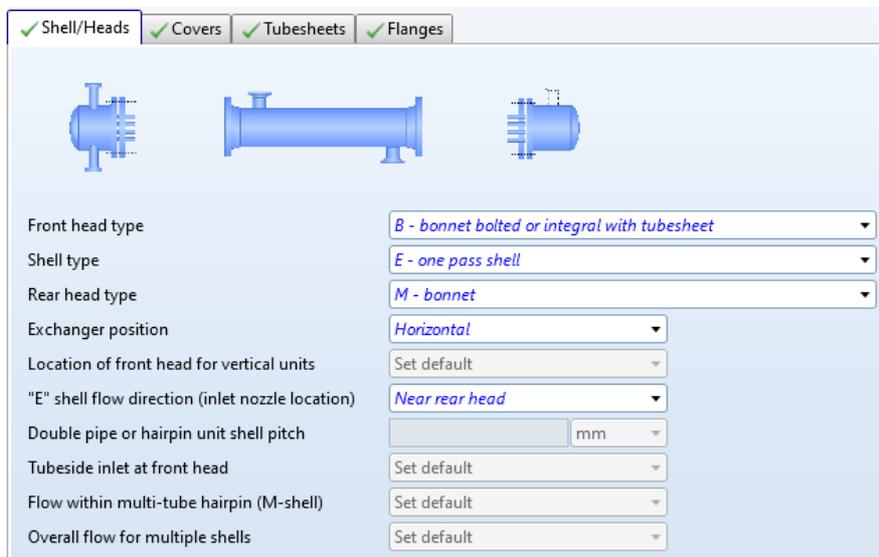


The screenshot shows the 'Geometry' tab of a software interface for configuring the dimensions of an IC-302 heat exchanger. The 'Tube Layout' sub-tab is active. The configuration includes:

- Front head type:** B - bonnet bolted or integral with tubesheet
- Shell type:** E - one pass shell
- Rear head type:** M - bonnet
- Exchanger position:** Horizontal
- Shell(s):** ID: 728 mm, OD: 748 mm, Series: 1, Parallel: 1
- Tubes:** Number: 140, Length: 5 m, OD: 19.05 mm, Thickness: 2.11 mm
- Tube Layout:** New (optimum) layout, Tubes: 36, Tube Passes: 2, Pitch: 23.81 mm, Pattern: 30-Triangular
- Baffles:** Spacing (center-center): 400 mm, Spacing at inlet: 2053.48 mm, Number: 3, Spacing at outlet: 2053.48 mm, Type: Single segmental, Tubes in window: Yes, Orientation: Horizontal, Cut(%d):

Figura 113. Dimensiones de IC-302.

Los diámetros internos y externos de IC-302 se corresponden a 728 mm y 748 mm, lo cual permite afirmar que el diseño de la mayoría de carcasas de los intercambiadores del proceso ha sido homogeneizado a un espesor de 20 mm. En esta ocasión la longitud de los tubos de paso se ve reducida a 5 m manteniendo las mismas características para diámetro y espesor de tubo. Se mantienen los dos pasos por tubo, reduciendo su número total a 140.



The screenshot shows the 'Shell/Heads' tab of a software interface for configuring the characteristics of the IC-302 heat exchanger components. The configuration includes:

- Front head type:** B - bonnet bolted or integral with tubesheet
- Shell type:** E - one pass shell
- Rear head type:** M - bonnet
- Exchanger position:** Horizontal
- Location of front head for vertical units:** Set default
- "E" shell flow direction (inlet nozzle location):** Near rear head
- Double pipe or hairpin unit shell pitch:** mm
- Tubeside inlet at front head:** Set default
- Flow within multi-tube hairpin (M-shell):** Set default
- Overall flow for multiple shells:** Set default

Figura 114. Características de los componentes del intercambiador IC-302.

En cuanto a la arquitectura externa de IC-302 se emplean piezas con la misma geometría que los anteriores equipos, de manera que lo único que diferenciara cada intercambiador en planta será el tamaño y no su estructura externa.

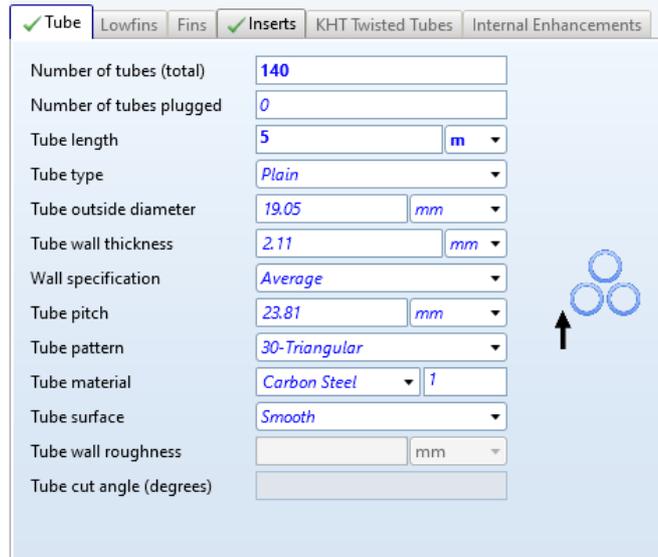


Figura 115. Detalles de los tubos de paso IC-302.

En la figura 115 puede observarse de manera más detallada las características de los tubos de paso de refrigerante. Su área de operación y estructura se mantiene con respecto a la de los anteriores equipos, pero esta vez el número total de tubos se reduce también a 140 con 2 pasos por tubo.

Weights	kg	Cost data	Dollar(US)
Shell	148.3	Labor cost	7969
Front head	28.2	Tube material cost	156
Rear head	15.6	Material cost (except tubes)	1379
Shell cover			
Bundle	93.5		
Total weight - empty	285.6	Total cost (1 shell)	9504
Total weight - filled with water	343.8	Total cost (all shells)	9504

Figura 116. Costes y peso de IC-302.

Dadas las dimensiones del equipo, este contara con un peso reducido a 285,6 kg y un peso total de 343,8 kg en lleno. Para los costes totales del equipo se asciende a 9.505\$ USD para una sola carcasa.

A continuación, se presenta la figura de especificaciones técnicas de IC-302:

Heat Exchanger Specification Sheet									
1	Company:								
2	Location:								
3	Service of Unit:	Our Reference:							
4	Item No.:	Your Reference:							
5	Date:	Rev No.:	Job No.:						
6	Size :	205 - 1800	mm	Type:	BEM	Horizontal	Connected in:	1 parallel	1 series
7	Surf/unit(eff.)	3.7	m ²	Shells/unit	1	Surf/shell(eff.)	3.7	m ²	
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation	Shell Side			Tube Side				
10	Fluid name								
11	Fluid quantity, Total	kg/h			32287		35965		
12	Vapor (In/Out)	kg/h			0		0		
13	Liquid	kg/h			32287		35965		
14	Noncondensable	kg/h			0		0		
15									
16	Temperature (In/Out)	°C			107.7		80.01		
17	Bubble / Dew point	°C			107.73 / 112.59		105.72 / 110.59		143.53 / 143.54
18	Density Vapor/Liquid	kg/m ³			/ 938.06		/ 961.18		/ 1022.28
19	Viscosity	cp			/ 0.2511		/ 0.3703		/ 1.5012
20	Molecular wt, Vap								
21	Molecular wt, NC								
22	Specific heat	kJ/(kg-K)			/ 4.103		/ 4.044		/ 4.062
23	Thermal conductivity	W/(m-K)			/ 0.6677		/ 0.6533		/ 0.578
24	Latent heat	kJ/kg							
25	Pressure (abs)	kPa			130		121.224		400
26	Velocity (Mean/Max)	m/s			0.67 / 0.83		3.26 / 3.84		
27	Pressure drop, allow./calc.	kPa			30		8.777		50
28	Fouling resistance (min)	m ² -K/W			0		0		0
29	Heat exchanged	1011.3	kW		MTD (corrected)		74.98		°C
30	Transfer rate, Service	3633.3	Dirty		3727.5		Clean		3727.5
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL					Sketch			
32		Shell Side			Tube Side				
33	Design/Vacuum/test pressure	kPa			300 / / /		500 / / /		
34	Design temperature	°C			145		65		
35	Number passes per shell				1		2		
36	Corrosion allowance	mm			3.18		3.18		
37	Connections	In	mm	1	152.4	/	-	1	76.2
38	Size/Rating	Out		1	88.9	/	-	1	76.2
39	Nominal	Intermediate		/	-	/	-	/	-
40	Tube #:	36	OD:	19.05	Tks. Average	2.11	mm	Length:	1.8
41	Tube type:	Plain	Insert:	None	Fin#:		#/m	Material:	Carbon Steel
42	Shell	Carbon Steel	ID	205	OD	219.08	mm	Shell cover	-
43	Channel or bonnet	Carbon Steel						Channel cover	-
44	Tubesheet-stationary	Carbon Steel						Tubesheet-floating	-
45	Floating head cover	-						Impingement protection	None
46	Baffle-cross	Carbon Steel	Type	Single segmental	Cut(%d)	41.48	H Spacing: c/c	185	mm
47	Baffle-long	-	Seal Type				Inlet	398.98	mm
48	Supports-tube	U-bend		0	Type				
49	Bypass seal		Tube-tubesheet joint		Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')				
50	Expansion joint	-	Type	None					
51	RhoV2-Inlet nozzle	247	Bundle entrance	185	Bundle exit	261			kg/(m-s ²)
52	Gaskets - Shell side	-	Tube side		Flat Metal Jacket Fibe				
53	Floating head	-							
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1			TEMA class	R - refinery service			
55	Weight/Shell	285.6	Filled with water	343.8	Bundle	93.5			kg
56	Remarks								
57									
58									

Figura 117. Especificaciones IC-302.

11.7.2.6 Intercambiador producto final (IC-401)

Finalmente, el ultimo intercambiador del proceso, IC-401, será el encargado de reducir la temperatura del producto una vez este se obtiene de CD-401. Concretamente, el caudal de producto de 82,76 kmol/h al 64%w. de hidracina sale del calderín a 120° C, temperatura a la cual no se puede almacenar el producto de manera segura, por lo tanto, es necesario reducir la temperatura a una más segura para la manipulación del producto.

Para ello se ha empleado un caudal de agua a 0° C que produzca una bajada de temperatura por debajo de los 60° C en el producto. A continuación, se presentan dos figuras que describen el paso por IC-401:

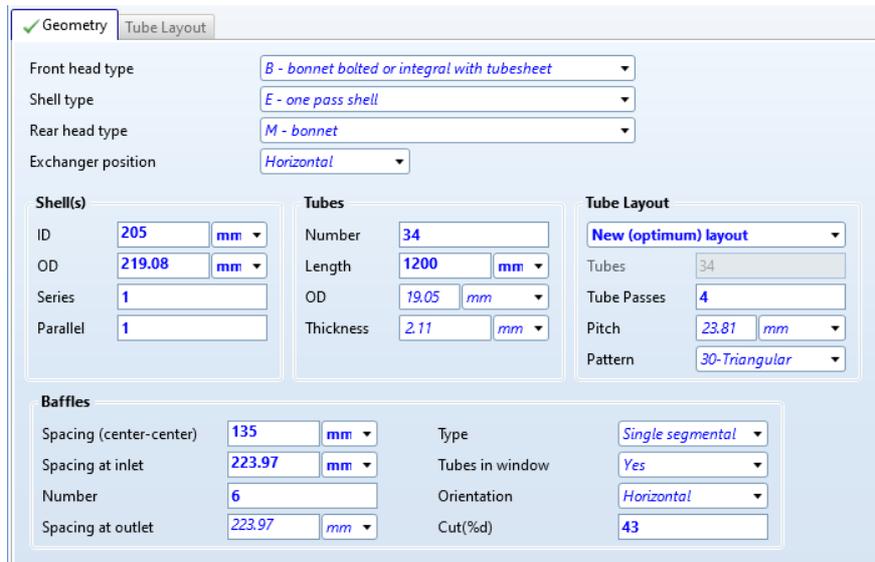
Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics	Rigorous Shell&Tube		
		Worksheet	Name	1	2	Entrada Fluido	Salida Fluido
Conditions		Vapour		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Properties		Temperature [C]		0.0000	20.17	120.0	52.60
Composition		Pressure [bar]		1.013	0.8400	1.001	0.9811
PF Specs		Molar Flow [kgmole/h]		350.0	350.0	82.76	82.76
		Mass Flow [kg/h]		6305	6305	2072	2072
		Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]		6.318	6.318	2.057	2.057
		Molar Enthalpy [kcal/kgmole]		-6.854e+004	-6.818e+004	-2.600e+004	-2.753e+004
		Molar Entropy [kJ/kgmole-C]		-2.014e-003	5.319	44.26	15.12
		Heat Flow [kcal/h]		-2.399e+007	-2.386e+007	-2.152e+006	-2.278e+006

Figura 118. Caudales de paso IC-401.

	Hot Stream (1) Shell Side		Cold Stream (2) Tube Side	
	In	Out	In	Out
Fluid name	Entrada Fluido->Salida Fluido		1->2	
Mass flow rate	kg/s	0.5754	1.7515	
Temperature	°C	120	0	20.17
Vapor mass fraction		0	0	
Pressure (absolute)	bar	1.001	1.01325	0.51325
Pressure at liquid surface in column				
Heat exchanged	kW			
Exchanger effectiveness				
Adjust if over-specified		Outlet temperature		Outlet temperature
Estimated pressure drop	bar	0.91387	0.5	
Allowable pressure drop	bar	0.91387	0.5	
Fouling resistance	m ² -K/W	0	0	

Figura 119. Características de paso por IC-401.

Como puede extraerse de la figura 118, el caudal empleado para refrigerar el producto es de 350 kmol/h de agua a 0° C, el cual tras la operación se recupera a 20,17° C habiendo provocado una caída en el caudal final de 120° C a 52,6° C. Esta temperatura es más segura para la manipulación del producto, el cual se dejará enfriar previamente a su almacenamiento en la zona final.

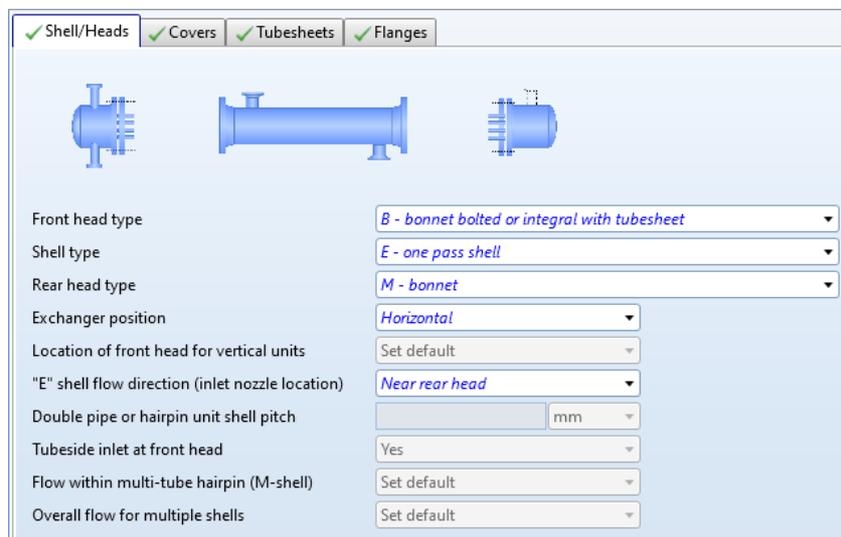


The screenshot shows a software configuration window for the IC-401 heat exchanger. It is divided into several sections:

- Geometry / Tube Layout:**
 - Front head type: *B - bonnet bolted or integral with tubesheet*
 - Shell type: *E - one pass shell*
 - Rear head type: *M - bonnet*
 - Exchanger position: *Horizontal*
- Shell(s):**
 - ID: 205 mm
 - OD: 219.08 mm
 - Series: 1
 - Parallel: 1
- Tubes:**
 - Number: 34
 - Length: 1200 mm
 - OD: 19.05 mm
 - Thickness: 2.11 mm
- Tube Layout:**
 - Layout: *New (optimum) layout*
 - Tubes: 34
 - Tube Passes: 4
 - Pitch: 23.81 mm
 - Pattern: *30-Triangular*
- Baffles:**
 - Spacing (center-center): 135 mm
 - Spacing at inlet: 223.97 mm
 - Number: 6
 - Spacing at outlet: 223.97 mm
 - Type: *Single segmental*
 - Tubes in window: *Yes*
 - Orientation: *Horizontal*
 - Cut(%): 43

Figura 120. Dimensiones de IC-401.

Tratándose de un intercambiador para tratar un caudal total de 82,76 kmol/h de producto, las dimensiones de IC-401 son significativamente inferiores al resto de intercambiadores de planta, con un diámetro interno de 205 mm y uno externo de 219,08 mm. Por ser caudales más reducidos, los tubos ven reducidas sus dimensiones a 1200 mm de largo (manteniendo espesor y diámetro típicos) y aumentando el número de pasos por tubo a 4.



The screenshot shows a software configuration window for the IC-401 component characteristics. It includes three 3D model views at the top and a list of configuration options:

- Shell/Heads / Covers / Tubesheets / Flanges:** (checked)
- Front head type: *B - bonnet bolted or integral with tubesheet*
- Shell type: *E - one pass shell*
- Rear head type: *M - bonnet*
- Exchanger position: *Horizontal*
- Location of front head for vertical units: *Set default*
- "E" shell flow direction (inlet nozzle location): *Near rear head*
- Double pipe or hairpin unit shell pitch: [] mm
- Tubeside inlet at front head: *Yes*
- Flow within multi-tube hairpin (M-shell): *Set default*
- Overall flow for multiple shells: *Set default*

Figura 121. Características de los componentes del intercambiador IC-401.

Nuevamente, pese a la significativa reducción de las medidas del equipo, la arquitectura externa del mismo sigue homogeneizada con el resto de equipos, manteniendo el mismo tipo de piezas para carcasa, cabezal y boca de entrada.

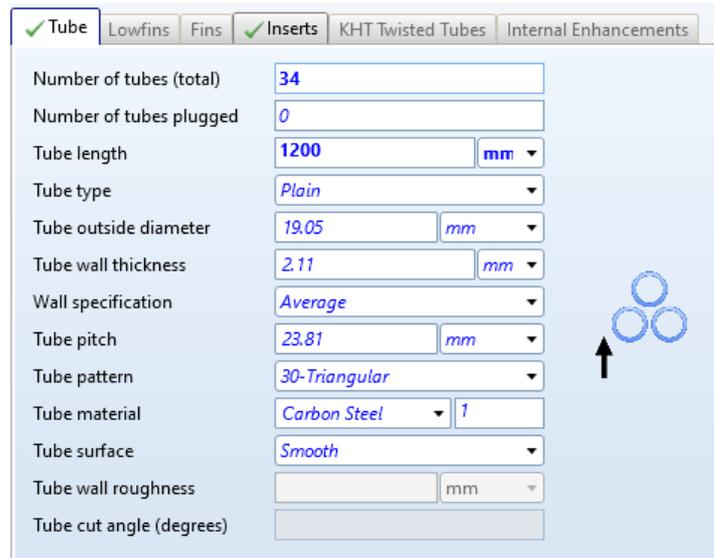


Figura 122. Detalles de los tubos de paso IC-401.

Para comentar más detalladamente las dimensiones de los tubos de IC-401, los tubos han sido reducidos a un total de 34 pero con 4 pasos por cada uno de ellos, provocando así un intercambio eficaz con un caudal de agua circulante relativamente bajo y sin un salto de temperatura significativo.

Weights	kg	Cost data	Dollar(US)
Shell	107.4	Labor cost	7609
Front head	15.1	Tube material cost	99
Rear head	14.7	Material cost (except tubes)	1158
Shell cover			
Bundle	71.7		
Total weight - empty	208.9	Total cost (1 shell)	8865
Total weight - filled with water	246.2	Total cost (all shells)	8865

Figura 123. Costes y peso de IC-401.

En esta ocasión, el peso del equipo también queda reducido por tratarse de un intercambiador que va a tratar una cantidad de caudal muy reducida con respecto al resto de caudales de planta. Concretamente 208,9 kg en vacío y 246,2 en llenado. Los costes ascienden a un precio de 8.860\$ USD, precio razonable, teniendo en cuenta la eficacia que presenta frente a la necesidad de tratar el caudal de producto final.

En la página a continuación se presenta la tabla de especificaciones técnicas de IC-401:

Heat Exchanger Specification Sheet															
1	Company:														
2	Location:														
3	Service of Unit:				Our Reference:										
4	Item No.:				Your Reference:										
5	Date:	Rev No.:	Job No.:												
6	Size :	205 - 1200	mm	Type:	BEM	Horizontal	Connected in:	1 parallel	1 series						
7	Surf/unit(eff.)	2.3	m ²	Shells/unit	1	Surf/shell(eff.)	2.3	m ²							
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT														
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side								
10	Fluid name			Entrada Fluido-> Salida Fluido			1->2								
11	Fluid quantity, Total			kg/s			0.5754								
12	Vapor (In/Out)			kg/s			0 / 0								
13	Liquid			kg/s			0.5754 / 0.5754								
14	Noncondensable			kg/s			1.7515 / 1.7515								
15							0 / 0								
16	Temperature (In/Out)			°C			120 / 52.6								
17	Bubble / Dew point			°C			120 / 120.04 / 119.43 / 119.47								
18	Density Vapor/Liquid			kg/m ³			100 / 100 / 94.89 / 94.89								
19	Viscosity			mPa-s			/ 898.88 / 959.3 / 1025.85 / 1010.95								
20	Molecular wt, Vap						/ 0.304 / 0.594 / 1.7499 / 0.999								
21	Molecular wt, NC														
22	Specific heat			kJ/(kg-K)			/ 3.859 / 3.733 / 4.176 / 4.201								
23	Thermal conductivity			W/(m-K)			/ 0.3899 / 0.394 / 0.5689 / 0.6036								
24	Latent heat			kJ/kg											
25	Pressure (abs)			bar			1.001 / 0.98114 / 1.01325 / 0.84002								
26	Velocity (Mean/Max)			m/s			0.06 / 0.07 / 1.17 / 1.25								
27	Pressure drop, allow./calc.			bar			0.91387 / 0.01986 / 0.5 / 0.17323								
28	Fouling resistance (min)			m ² -K/W			0 / 0 / 0 / Ao based								
29	Heat exchanged			kW			146.8 / MTD (corrected) 70.52 °C								
30	Transfer rate, Service			Dirty			905.3 / Clean 905.3 W/(m ² -K)								
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL														
32				Shell Side			Tube Side								
33	Design/Vacuum/test pressure			bar			3 / / / 3 / /								
34	Design temperature			°C			155 / 70								
35	Number passes per shell						1 / 4								
36	Corrosion allowance			mm			3.18 / 3.18								
37	Connections			In			mm 1 35.05 / - 1 26.64 / -								
38	Size/Rating			Out			1 18.85 / - 1 26.64 / -								
39	ID			Intermediate			/ - / -								
40	Tube #:	34	OD:	19.05	Tks. Average	2.11	mm	Length:	1200	mm	Pitch:	23.81	mm	Tube pattern:	30
41	Tube type:	Plain	Insert:	None	Fin#:		#/m	Material:	Carbon Steel						
42	Shell	Carbon Steel	ID	205	OD	219.08	mm	Shell cover	-						
43	Channel or bonnet	Carbon Steel						Channel cover	-						
44	Tubesheet-stationary	Carbon Steel						Tubesheet-floating	-						
45	Floating head cover	-						Impingement protection	None						
46	Baffle-cross	Carbon Steel	Type	Single segmental	Cut(%d)	43.02	H Spacing: c/c	135	mm						
47	Baffle-long	-	Seal Type				Inlet	223.97	mm						
48	Supports-tube	U-bend		0	Type										
49	Bypass seal		Tube-tubesheet joint		Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')										
50	Expansion joint	-	Type	None											
51	RhoV2-Inlet nozzle	396	Bundle entrance	2	Bundle exit	5			kg/(m-s ²)						
52	Gaskets - Shell side	-	Tube side		Flat Metal Jacket Fibe										
53	Floating head	-													
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1	TEMA class	R - refinery service											
55	Weight/Shell	208.9	Filled with water	246.2	Bundle	71.7			kg						
56	Remarks														
57															
58															

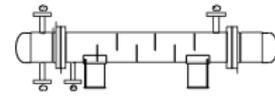


Figura 124. Especificaciones IC-401.

11.7.3 Bombes y compresores

A causa de la imposibilidad de simular correctamente los caudales internos del proceso no ha sido posible realizar el diseño de los diferentes sistemas de bombeo requeridos en el proceso. Concretamente, una bomba de desplazamiento positivo que eleve la presión del caudal de salida de RC-201 a 30 bar, dada la presencia de monocloramina en el caudal, la simulación no podía efectuarse por no conocer las propiedades reales de dicho compuesto. Igualmente, se ha contemplado que bombear el caudal de salida de RC-201 provocaría un aumento de temperatura, según las previsiones realizadas en borrador de unos 25° C, temperatura de entrada al sistema de IC-203 y 204. Finalmente, el último bombeo instalado en planta se encargaría de transportar el efluente a CD-401 tras su paso por los dos sistemas de evaporadores de triple efecto.

En cuanto al bomba de entrada, se cuenta con el bombeo proporcionado por la empresa cercana que proporciona las materias primas, por lo tanto, no se requiere de diseñar una bomba dentro de planta para el transporte del caudal de materias primas, está viene diseñada por la empresa.

En cuanto a compresores, solo se requerirá de uno para recircular el amoniaco a los reactores de la segunda etapa, este ha sido descrito en el apartado anterior junto a IC-205, ya que en la operación conjunta logran elevar la temperatura del amoniaco a algo mas de los 150° C requeridos para el reactor, contemplando así perdidas por su paso en tuberías.

11.7.4 Calderas, chillers y torre de refrigeración

Por limitaciones temporales no se ha podido diseñar de manera precisa el entramado de tratamientos secundarios de planta. Estos son; calderas que mantengan los diferentes caudales de calor requeridos para algunos intercambiadores (como IC-203 o IC-204), chillers para la refrigeración de algunos de los caudales empleados como refrigerante y torres de refrigeración para los caudales que se obtienen a altas temperaturas y pueden requerirse para tareas complementarias.

Calderas

Para hacer una aproximación de las calderas, se han sumado todos los requerimientos caloríficos de los equipos simulados a modo de borrador, determinando en una primera aproximación la necesidad de una gran cantidad de energía.

Para suplir las necesidades energéticas del proceso, se ha decidido adquirir 2 calderas con la misma capacidad energética (HATTSU H-S), con una

producción de hasta 50.00 kg/h de vapor de agua. A continuación, se presenta una fotografía extraída del equipo en cuestión.

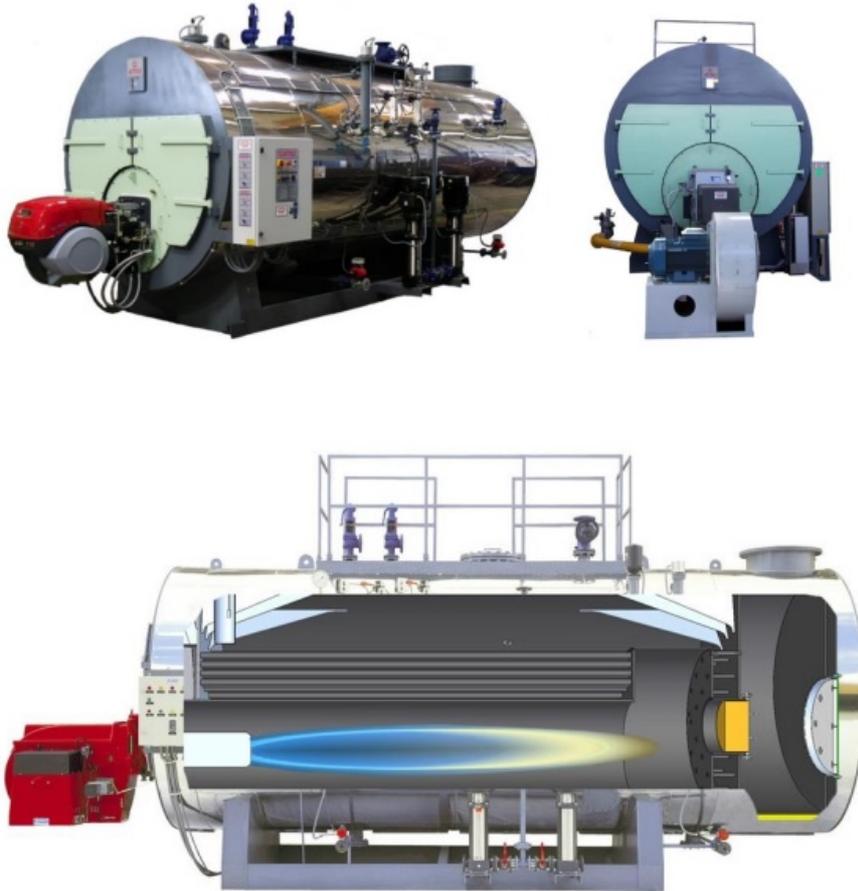


Figura 125. Caldera de vapor ATTSU H-S.

Chillers

El objetivo de los chillers es recuperar los caudales de refrigerantes de planta a bajas temperaturas. Se emplearán 2, un chiller destinado a la recuperación del caudal de Freon-12 y devolverlo a los -39° C. Y un segundo chiller destinado a la recuperación del nitrógeno saliente de los encamisados de los reactores para devolverlos a los -196° C, temperatura a la cual se almacenan en el tanque proporcionado por "Carburos Metálicos". Se prevén consumos energéticos superiores a 1500 kW, por lo que se ha escogido el modelo 30 XBE para tratar y recuperar ambos caudales trabajando a eficiencias del 50% del equipo.

A continuación, se presenta una imagen extraída de catalogo para los dos chillers escogidos ara la operación de planta:



Figura 126. Modelo Chiller 30 XBE

Torre de refrigeración

En la torre de refrigeración se tratarán todos los caudales de agua hasta reducir su temperatura a 25°C y redirigirlo a la balsa de almacenamiento para recuperarlos según si deben ir a calderas o bombearlos a refrigerar otros caudales de planta.

Por causas de tiempo, no se ha podido diseñar la torre de refrigeración.

11.7.5 Tanques de almacenamiento

Pese a no ser necesario diseñar tanques de almacenamiento para las materias primas, si que se ha investigado frente a una futura necesidad de almacenar dichas sustancias. En el apartado a continuación se comentará de forma teórica todos los parámetros a tener en cuenta para el diseño de tanques de esta índole. También sirve de forma introductoria frente al diseño de un pequeño tanque de almacenamiento de amoníaco que sale de proceso a modo de purga.

En el diseño de los tanques de almacenamiento de la planta se tienen en cuenta las materias primas que se subministrarán: amoníaco licuado (25% w.) e hipoclorito de sodio (12% w.). Por otra parte, también se tiene en cuenta el diseño del almacenamiento del fluido refrigerante (N_2), pero este equipo será subministrado por la empresa "Carburos Metálicos". Se ha seguido el procedimiento marcado por la normativa API-650 y 653, normativa enfocada al diseño de tanques a presión atmosférica. Para el fluido refrigerante se contará con un tanque criogénico subministrado por la empresa mencionada anteriormente.

Al tratarse de tanques para almacenar amoníaco e hipoclorito también se han de seguir las normativas ITC-MIE-APQ-6 para el almacenamiento de

productos químicos corrosivos, asimismo el código ASME para la seguridad del equipo.

El diseño de estos tanques consistiría en una sección cilíndrica con una cabecera y fondo torisféricos, pero para proceder al diseño se deben determinar condiciones del mismo aplicando las siguientes correlaciones a las condiciones de funcionamiento del equipo.

Puesto que para el diseño de este tipo de equipos se sigue otro criterio, estas correlaciones no se contemplaron para anteriores diseños como R-201 (ecuaciones 6 y 7 para determinar las condiciones de diseño).

-Presión hidrostática (ΔP)

La presión hidrostática es la presión que viene dada por el peso del fluido en reposo.

$$\Delta P = \rho \cdot h \cdot g$$

Ecuación 41. Cálculo para la presión hidrostática.

Donde:

- ρ : densidad del fluido (Kg/m^3).
- h : altura de la columna de líquido (m).
- g : gravedad (m/s^2).

-Presión de diseño (P_D)

La presión de diseño es aquella utilizada para el diseño del equipo, esta presión debe ser superior a la presión de operación para que el equipo pueda resistir presiones ligeramente superiores a las de operación.

$$P_D = 1.15 \cdot (P_{op} + \Delta P)$$

Ecuación 42. Correlación para obtener P_D .

Donde:

- P_{op} : presión de operación (1 atm).
- ΔP : presión hidrostática (atm).

-Temperatura de diseño (T_D)

De la misma manera que se sobredimensiona el equipo a efectos de la presión, se tiene que realizar lo mismo a los efectos de la temperatura. La temperatura de diseño será superior a la temperatura de operación.

$$T_D = T_{op} + 15$$

Ecuación 43. Correlación para obtener T_D .

Donde:

- T_{op} : temperatura de operación ($^{\circ}$ C).

Cabe destacar que de los parámetros de temperatura y de presión de operación se deberán saber los valores máximos y mínimos que puede conseguir el tanque, para que se eviten los posibles errores.

-Límite elástico (S)

El límite elástico es la tensión máxima a la que se puede someter el material sin posibles deformaciones permanentes. Este es diferente para cada tipo de material, en este caso se debería emplear acero inoxidable 316L, debido a la naturaleza corrosiva de las sustancias. Podría seleccionarse un valor de 580 N/mm² de límite elástico.

-Factor de soldadura (E)

Este factor permite tener en cuenta el posible error que pueda contener el límite elástico, es decir, dimensiona el tanque en términos de tensión para asegurar que este no se deforme. Suele ser un valor típico escoger $E = 0,8$.

-Factor M

El factor M es la relación entre los radios del cabezal toriesférico, en la siguiente figura se muestran las variables que se utilizan según ASME.

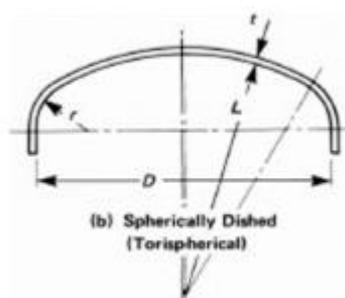


Figura 127. Medidas de una estructura torisferica.

Una vez determinados los parámetros de diseño, se puede proceder a calcular las dimensiones pertinentes, un ejemplo serio:

Ilustración 1. Ejemplo de relación L/D.

$$L = 0.9 \cdot D$$

$$r = 0.085 \cdot L$$

Partiendo de una proporción de medidas, puede determinarse los valores de r y M a partir de la siguiente tabla:

L/r	1	1,25	1,5	1,75	2	2,25	2,5	2,75	3	3,25	3,5
M	1	1,03	1,06	1,08	1,1	1,13	1,15	1,17	1,18	1,2	1,22
L/r	4	4,5	5	5,5	6	6,5	7	7,5	8	8,5	9
M	1,25	1,28	1,31	1,34	1,36	1,39	1,41	1,44	1,46	1,48	1,5
L/r	9,5	10	10,5	11	11,5	12	13	14	15	16	16,5
M	1,52	1,54	1,56	1,58	1,6	1,62	1,65	1,69	1,72	1,75	1,77

Figura 128. Relación L/r y factor M.

Por otra parte, el equipo también sufre cierto desgaste y puede llegar a un estado crítico si no se sobredimensiona teniendo en cuenta los siguientes criterios:

-Espesor por causa de la corrosión (C1)

En materiales que van a trabajar en ambientes corrosivos se añade cierto espesor extra para prevenir el fallo del equipo. Este extra debe compensar la corrosión producida a lo largo de la vida útil del equipo, teniendo en cuenta que esta debería de rondar los 20 años de funcionamiento.

-Tolerancia de fabricación (C2)

La integridad del equipo puede verse comprometida por deformaciones producidas en la soldadura de las diferentes partes del tanque, de manera que se debe contemplar una tolerancia a la fabricación de al menos 2 mm.

Siguiendo la normativa ITC-MIE-APQ-6, los tanques de almacenamiento para líquidos corrosivos pueden ser tanques atmosféricos, se realizarían los cálculos de diseño siguientes:

Ilustración 2. Cálculo para el espesor del equipo según normativa ITC.

$$t_d = \frac{4.9 \cdot D \cdot (H - 0.3) \cdot G}{S_d \cdot E} + CA$$

$$t_t = \frac{4.9 \cdot D \cdot (H - 0.3) \cdot G}{S_t \cdot E} + CA$$

Dónde:

- t_d : espesor de diseño (mm).
- t_t : espesor de carcasa para prueba hidráulica (mm).
- H: altura de diseño del líquido (m).
- G: gravedad específica de diseño del líquido almacenado.
- CA: tolerancia a la corrosión (mm).

- S_d : es la tensión admisible para condiciones de diseño (MPa).
- S_t : es la tensión admisible para la prueba hidráulica (MPa).
- E: factor de soldadura.
- D: diámetro nominal del tanque (m).

Tabla 22. Espesor mínimo de un tanque en función del diámetro.

Diámetro nominal del tanque (m)	Espesor nominal mínimo del cuerpo (mm)
<15	5
15 a 36	6
36 a 60	8
>60	10

Este tipo de tanques debe diseñarse de manera que haya cierto grado de ventilación en el mismo, para así prevenir posibles deformaciones que comprometan la integridad del equipo. Mediante el uso de las fórmulas descritas a continuación se puede determinar el requerimiento de ventilación del sistema:

Ilustración 3. Cálculo para determinar la ventilación del tanque.

$$Cv = \frac{Q}{\lambda}$$

$$Q = 139.7 \cdot F \cdot A^{0.85} \cdot 1000$$

$$A = 2 \cdot \pi \cdot r \cdot H$$

Donde:

- Cv: capacidad de ventilación (Kg/h).
- Q: calor recibido por el recipiente (kJ/h).
- λ : calor latente de vaporización de la sustancia (kJ/Kg).
- F: factor dependiente de A (habitualmente 0,5).
- A: superficie húmeda (m²).

Siguiendo los pasos descritos en este apartado se puede diseñar un tanque de almacenamiento para cualquier sustancia, teniendo en cuenta las propiedades de las mismas y del material utilizado para su construcción. Al tener una entrada continua en planta suministrada por una empresa cercana, no es necesario diseñar dichos tanques en la planta de "Effectrix Chemicals", sin embargo, si se contempla este procedimiento para futuros proyectos en planta.

11.7.4.1 Tanque de almacenamiento salmuera

Para el diseño del tanque de almacenamiento de salmuera se ha optado por adquirir el efectivo solicitándolo a una empresa externa. Teniendo en cuenta que el caudal de salmuera obtenido es 46,86 kmol/h, el cual, con las composiciones determinadas en la figura 14, se traduce a una producción de 2707,55 kg/h de salmuera. Teniendo en cuenta que más del 95% de la composición es de sal (NaCl) se le aplica el valor de su densidad (2153,6 kg/m³) y se calcula la cantidad en metros cúbicos producida a la semana, concretamente 211,2 m³/semana.

Contemplando los datos obtenidos con los cálculos aplicados, se van a emplear 2 tanques de recolección de salmuera por semana para su posterior envío a gestión externa como producto vendido. Los tanques serán de 110 metros cúbicos de capacidad hechos con acero al carbono para evitar problemas por corrosión.

11.7.4.2 Tanque de almacenamiento producto final

Tras el paso del producto final por IC-401, este ya está listo para almacenarse para su posterior transporte. Teniendo en cuenta que el caudal de producto es de 82,76 kmol/h se considera necesario emplear un tanque pulmón capaz de contener la producción semanal de hidracina 64% w. Teniendo en cuenta la composición del producto (50,01% molar en hidracina) se calcula la producción másica diaria (49717,97 kg/d) teniendo en cuenta la densidad del producto (calculada con la ecuación 37) se producen 49,47 m³/día, que se traducen a 346,29 m³/semana.

De esta manera se determina adquirir un tanque pulmón de 350 m³ hecho de acero al carbono al mismo proveedor que el tanque de salmuera. De esta manera, se asegura el almacenamiento de la producción semanal frente a posibles incidentes con el envasado final del producto.

11.7.6 Cálculos de tuberías

En este apartado se calcula el dimensionamiento de los conductos de la planta por cada uno de los corrientes del proceso y servicios. Para el cálculo se utilizan las velocidades típicas de los fluidos utilizados y se menosprecia las pérdidas de carga producida en la tubería. En la siguiente tabla se muestran las velocidades típicas de los fluidos que pueden intervenir en un proceso.

Tabla 23. Propiedades típicas de un corriente (líquido gas o vapor).

Corriente	Propiedades del fluido	Velocidad (m/s)
Líquido	Viscoso	0.1-0.5
	Poco viscoso	0.5-1
	Bombeo: impulsión	1.5-3
Gas	Presión natural	2-4
	Presión baja	4-15
	Presión alta	15-25
Vapor	Sobrecalentado	30-50
	Saturado a baja presión ($>10^5$ Pa)	15-25
	Saturado a baja presión ($(1-0.5) \cdot 10^5$ Pa)	20-40
	Saturado a baja presión ($(0.5-0.2) \cdot 10^5$ Pa)	40-60
	Saturado a baja presión ($(0.2-0.05) \cdot 10^5$ Pa)	60-75

Las velocidades típicas establecidas están dentro del rango, entre 15-20 m/s para gases y 1,5-3 m/s para líquidos.

11.7.6.1 Cálculos de diámetro de tuberías

Los diferentes sistemas de circulación de planta pasan desde conducciones de vapor hasta sistemas de paso entre las diferentes áreas de planta. Para ello, se calcula en primer lugar el diámetro de tubería necesario para dicha tarea.

$$A_s = \pi/4 \cdot D_s^2 \quad D_s = \sqrt{\frac{4 \cdot A_s}{\pi}}$$

Ecuación 44. Cálculo para el diámetro de tubería de sección circular.

Donde:

- A_s : área de sección (m^2).
- D_s : diámetro de la sección (m).

Sabiendo que el área ocupada de la tubería será el cociente entre el caudal volumétrico y la velocidad de paso, se puede calcular el valor para el área de sección. Para todos los cálculos de planta se han tenido en cuenta las velocidades de paso de los fluidos (v en m/s) y los caudales de cada tubería (Q en m^3/s) requerida en el proceso.

11.7.6.2 Cálculos de pérdidas de fricción, carga total y NPSH disponible

Para realizar los cálculos referidos a dinámica de fluidos se ha empleado la herramienta de simulación ASPEN HYSYS V10. No obstante, se han tenido en cuenta los cálculos requeridos para los diferentes parámetros.

Cabe remarcar dos parámetros críticos que el simulador ya tiene en cuenta de forma implícita:

Perdidas en tramo recto (ev)

En primer lugar, para las pérdidas por fricción en tramos rectos (ev recto) se calculan mediante el número de Reynolds y la rugosidad específica del material de la tubería. Con estos valores se emplea el Abaco de Moody para el cálculo del parámetro f , con el que se puede calcular el valor total de pérdidas.

$$e_v = f \cdot \frac{v^2 \cdot L}{2 \cdot D} \quad \text{para Reynolds laminar } f = \frac{64}{Re}$$

Ecuación 46. Cálculo para las pérdidas en tramo recto.

Donde:

- f : factor de Moody.
- v : velocidad de circulación (m/s).
- L : longitud de tramo (m).
- D : diámetro de tramo (m).

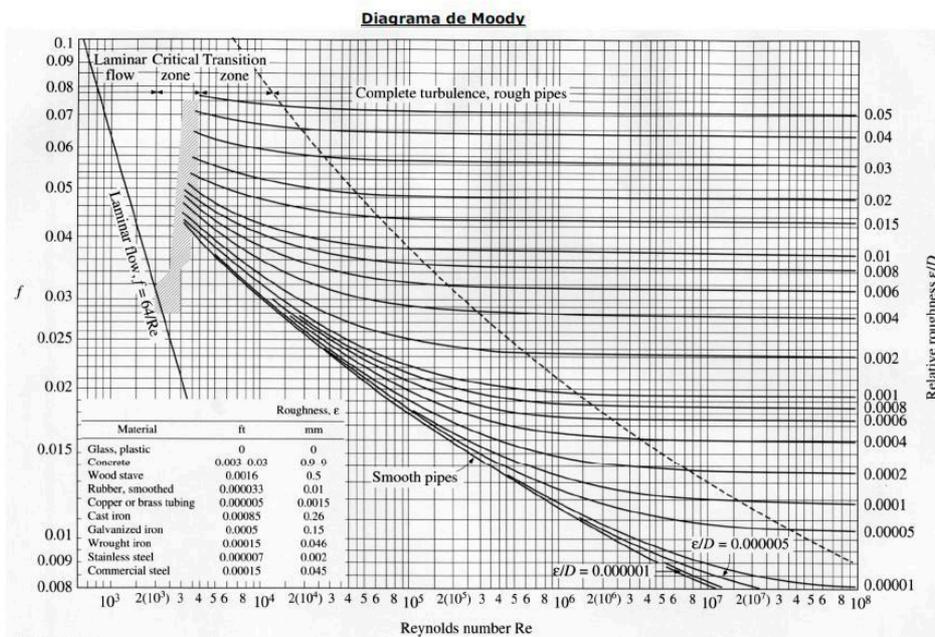


Figura 130. Ábaco de Moody.

Perdidas por accidentes (ev acc)

Para pérdidas por fricción en los accesorios de los conductos se emplean cálculos similares a los de tramo recto, salvo que en este caso se tiene en cuenta el parámetro K característico de cada accesorio.

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

Ecuación 47. Cálculo para las pérdidas por accesorios.

ACCIDENT	K
Entrada/sortida circuit	
Entrada encanonada	0,78
Entrada cantells vius	0,50
Entrada arrodonida	0,04
Sortida encanonada	1,00
Sortida cantells vius	1,00
Sortida arrodonida	1,00
Colzes/ Unions	
Colze de 45° standard	0,35
Colze de 45° gran curvatura	0,20
Colze de 90° standard	0,75
Colze de 90° gran curvatura	0,45
Colze de 90° petita curvatura	1,3
Corba de 180°	1,5
T standard ús com a colze	1,0
T standard amb bifurcació tancada	0,4
T standard amb divisió de cabal	1,0 (a)
Unió roscada	0,04
Maneguet d'unió	0,04
Vàlvula comporta	
oberta	0,17
¼ oberta	0,90
½ oberta	4,5
¾ oberta	24,0
Vàlvula de diafragma	
oberta	2,3
¼ oberta	2,6
½ oberta	4,3
¾ oberta	21,0

ACCIDENT	K
Vàlvula de seient	
oberta	9,0
¼ oberta	13,0
½ oberta	36,0
¾ oberta	112,0
Vàlvula angular oberta	
¾ oberta	2,0
Vàlvula de retenció (oberta)	
de charnera (frontissa)	2,0
de bola	70,0
de disc	10,0
Cabalímetres mecànics	
de disc	7,0
de pistó	15,0
rotatori	10,0
de turbina	6,0
Canvi de diàmetre	
estretament	** (b)
eixamplament	** (b)

Figura 131. Parámetros K para diferentes accidentes.

11.8 CONCLUSIONES

A modo de resumen del capítulo 11, el diseño de la planta está incompleto en lo referido a requerimientos de planta. Los equipos de proceso están bien definidos y diseñados (reactores, intercambiadores, evaporadores y demás equipos principales), no obstante, dadas las limitaciones del simulador, no se han podido realizar correctamente muchos de los pasos por proceso.

Por otra parte, cabría remarcar la alta dificultad de diseñar los procesos secundarios de un proceso de esta índole, por ejemplo, aprovechar al máximo los caudales generados en proceso para tareas secundarias de refrigeración o calefacción, diseñar los pasos de refrigerante o calefactores en los diferentes equipos entre otros muchos conceptos que no se han podido diseñar de la manera diseñada por falta de tiempo.

Principalmente, el tiempo y la carga de trabajo repartida para el equipo de diseño ha sido desmedida en comparación al trabajo a realizar, de manera

que los diseños de servicios de planta no se han podido realizar con precisión y se ha recurrido a aproximaciones.

Poniendo el foco de atención en el proceso general, es evidente que este no será nada rentable energéticamente, por ejemplo, los caudales de paso en el proceso superan las 20 T/h, cantidades las cuales requerirán de un bombeo de alta potencia para efectuar su tránsito. Esto se debe, en gran parte, a la presencia de tal cantidad de agua en proceso desde el principio (1617,49 kmol/h), cantidad la cual podría reducirse drásticamente sustituyendo el caudal de amoniaco licuado por un caudal de amoniaco en fase gas, eliminando así los 1048,71 kmol/h de agua que entran con el amoniaco. Por motivos de tiempo, no se han modificado los diseños para realizar el proceso de tal manera, no obstante, sería la forma correcta de iniciar el proceso.

A consecuencia de la gran entrada de agua desde el inicio del proceso, es necesario instalar el tramo de evaporadores II para extraer el exceso de agua, ya que si no CD-401 sería de unas dimensiones desproporcionadas o incluso podría llegar a no cumplir con el objetivo del equipo. Con esto se logró reducir notablemente la cantidad de agua que entraría a CD-401, con la consecuencia de perder una pequeña cantidad de hidracina en cada evaporador del tramo. Estas pérdidas son muy reducidas en comparación al caudal de agua extraído, no obstante, se producen unas pérdidas totales en proceso que superan el 10% previsto inicialmente. Con la modificación para una entrada de amoniaco en fase gas en lugar de licuado se eliminaría este problema, y también se reducirían considerablemente los costes de producción, construcción y a fin de cuentas, sería un proceso rentable.

Finalmente, volver a remarcar que las limitaciones a la hora de trabajar y llevar a cabo el proyecto han pasado factura, dando lugar a un proceso a medias donde se ha priorizado el diseño del proceso principal y no se ha diseñado exhaustivamente los procesos secundarios de planta. Se hubiera preferido aprovechar al máximo la energía obtenida en los procesos para reaprovechar todos los caudales, reduciendo así costes en tratamientos secundarios o en equipos complementarios.

11.9 BIBLIOGRAFIA

(1) Plyasunov, Andrey V.; Geochimica et Cosmochimica Acta, (2003), 67(24), 4981-5009, CAplus

(<https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0016703703005878?via%3Dihub>)

(2) Sci-Finder, portal on-line (<https://scifinder-n.cas.org/>)

(3) The Raschig Synthesis of Hydrazine; John W. Cahn and Richard E. Powell; Journal of the American Chemical Society 1954 76 (9), 2565-2567

(<https://www.hydrazine.com/-/media/Lonza/hydrazine/Docs/HydrazineTerminologyTDS.pdf>)

(4) Manual para dimensionamiento de equipos.

(http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/lpro/esquivel_e_jr/capitulo3.pdf)

Por motivos del ataque informático de principios de semestre muchas fuentes bibliográficas se han obtenido de manera ilícita, por lo que no se dispone de los links que redirijan a los artículos. Disculpen las molestias.