

PLANTA DE PRODUCCIÓN DE UREA

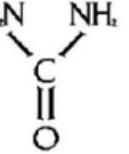
PROYECTO DE FIN DE
GRADO

INGENIERÍA QUÍMICA



Universitat Autònoma
de Barcelona

Enginyeria
UAB

UREALITY 

Maria Barragán Bermúdez
Roger Benavente Anguita
Júlia Cazalla Fernández
Marçal Tarrida Levy
Arantxa Varo Pérez
Sergi Vázquez Yáñez

TUTOR:

Rafael Bosch Palacios

Junio 2024



PLANTA DE PRODUCCIÓN DE UREA

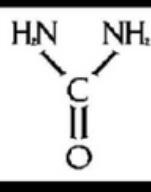
PROYECTO DE FIN DE
GRADO

INGENIERÍA QUÍMICA



Universitat Autònoma
de Barcelona

Enginyeria
UAB

UREALITY 

CAPÍTULO 11

MANUAL DE
CÁLCULOS

Índice

11. Manual de cálculos	3
11.1. Introducción.....	3
11.2. Tanques.....	3
11.2.1. Tanque pulmón de agua amoniacial T-401	3
11.2.2. Tanque de amoniaco T-001	7
11.2.3. Tanque de dióxido de carbono T-005.....	8
11.2.4 Tanque de ácido sulfúrico T-601	9
11.2.5. Tanque de formaldehido T-602	9
11.2.6. Silos de urea T-701	10
11.2.7. Tanque de sulfato de amonio T-705.....	11
11.3. Tanques de separación de fases.....	12
11.3.1. Tanque de separación flash	13
11.3.2. Tanque de separación del condensador de carbamato de baja presión T-202.	16
11.3.3. Tanque de separación del condensador T-203	18
11.4. Reactor PR-101	19
11.4.1. Introducción	19
11.4.2. Modelización	21
11.4.3. Diseño físico	27
11.4.4. Intercambio de calor.....	32
11.5. Intercambiadores de calor	35
11.5.1. Diseño riguroso.....	35
11.5.2. Diseño aproximado	40
11.6. Compresores	46
11.7. Bombas	47
11.7.1. Ejemplo de cálculo de bombas.....	52
11.8. Evaporadores.....	54
11.8.1. Evaporador 1 EV-201.....	54
11.8.2. Evaporador 2 EV-202.....	56
11.8.3. Evaporador Granulación EV-301.....	59
11.9. Absorbedores, desorbedores y hidrolizador	60
11.9.1. Stripper ST-101.....	60
11.9.2. Scrubber SC-101	62
11.9.3. Absorbedor de baja presión A-501	64
11.9.4. Absorbedor atmosférico A-502.....	68
11.9.5. 1.er desorbedor DS-401	71

11.9.6. Hidrolizador H-700	75
11.9.7. 2º desorbedor DS-402.....	78
11.9.8. Scrubber ácido SC-501	81
11.9.9. Scrubber de polvo SC-600	83
11.10. Destiladores	83
11.10.1. Columna de rectificación D-201	83
11.11. Granulador	85
11.12. Cubeta de retención	87
11.13. Balances de energía	88
11.14. Servicios de planta	89
11.14.1. Agua descalcificada y desionizada.....	90
11.14.2. Calderas de vapor	91
11.14.3. Torres de refrigeración	93
11.14.4. Gas natural	94
11.14.5. Electricidad	95
11.15. Diseño de tuberías.....	96
11.15.1 Ejemplo de cálculo de tubería	102
11.15.2 Aislamiento de tuberías.....	103
11.15.3. Ejemplo de cálculo de aislante de tubería	105
Apéndice 11.A.....	107
Apéndice 11.B.....	108
11.16. Bibliografía.....	112

11. Manual de cálculos

11.1. Introducción

En este capítulo presenta los diferentes cálculos que se han realizado a lo largo del proyecto para poder diseñar y dimensionar los diferentes equipos, cañerías, servicios y accesorios necesarios para la construcción de la planta química de UREALITY.

11.2. Tanques

En este apartado se lleva a cabo la explicación de los cálculos realizados para diseñar todos los tanques de la planta, tanto los de almacenamiento como los de operación necesarios en la planta de producción de urea en UREALITY. Los reactivos almacenados son el amoniaco, el dióxido de carbono, el formaldehido y el ácido sulfúrico. Además, se dispone un tanque pulmón de agua amoniacal para el correcto funcionamiento de la planta. Y también es necesario almacenar los productos de la planta, urea granular y sulfato de amonio líquido, para su futuro envío en camiones. Estos se almacenan en silos y tanques respectivamente.

Para el diseño de todos los tanques se ha utilizado el código AD-2000 Merkblatt [1].

11.2.1. Tanque pulmón de agua amoniacal T-401

Para el diseño del tanque pulmón de agua amoniacal sobrante del proceso de concentración de la urea, se ha estimado que un tiempo de residencia aproximado de 1 hora facilita el encendido y apagado del proceso (para las paradas). Además del balance de materia se obtiene que el caudal mísico que circulará al tratamiento de agua es de 56695 kg/h con una densidad de 977,5 kg/m³ a 1,1 bar y a 55°C. También se considera que el tanque debe de disponer un serpentín para controlar esta temperatura y así evitar que se puede dar el caso donde parte del amoniaco se escape en fase gaseosa.

Para el cálculo del volumen del tanque se utilizan la ecuación 11.1. para el volumen del líquido y 11.2. para el volumen total.

$$V_L = \tau \cdot \frac{m_L}{\rho_L} \quad \text{Ecuación 11.1.}$$

$$V_T = V_L + V_L \cdot E_{gas} \quad \text{Ecuación 11.2}$$

Siendo:

- V_L : el volumen del líquido (m³).
- τ : el tiempo de residencia (h).

- m_L : el caudal másico de líquido (kg/h).
- ρ_L : la densidad del líquido (kg/m^3).
- V_T : el volumen total del tanque (m^3).
- E_{gas} : el espacio para los posibles gases (0,15).

Para este caso:

$$V_L = 1 \cdot \frac{59351}{977,5} = 60,72 \text{ m}^3$$

$$V_T = 58 + 58 \cdot 0,2 = 69,6 \text{ m}^3$$

Para el dimensionamiento del diámetro y longitud del tanque, se supone una relación longitud y diámetro (L/D) de 2. Y se resuelve iterando con diferentes valores de longitud y diámetro (respetando el valor de L/D) para que el volumen la *ecuación 11.3.* sea $69,6 \text{ m}^3$.

$$V_T = \frac{L \cdot \pi \cdot D_l^2}{4} \quad \text{Ecuación 11.3.}$$

Para este caso:

$$V_T = \frac{7,08 \cdot \pi \cdot 3,54^2}{4} = 69,6 \text{ m}^3$$

Para calcular el grosor del tanque se utiliza el código de diseño AD-2000 Merkblatt^[1], que propone la *ecuación 11.4.* para estimar el grosor del tanque según la presión y temperatura de diseño, el material del tanque y el tipo de fluido que almacena.

$$t_d = \frac{D_{\text{ext}} \cdot P_d}{(20 \cdot \left(\frac{K}{S}\right) \cdot J + P_d)} + c \quad \text{Ecuación 11.4.}$$

Siendo:

- t_d : el espesor del tanque (m).
- D_{ext} : el diámetro externo del tanque (m).
- P_d : la presión de diseño (bar).
- K : el límite de fluencia del material a la temperatura de diseño (MPa).
- S : el factor de seguridad (1,5 para el 316L).
- J : el factor de junta (0,85).
- c : el factor de corrosión (m) (como hay amoniaco 0,00889 m^[3]).

Para el tanque de agua amoniacal se saben los datos de la *tabla 11.1.*

Tabla 11.1. Parámetros de diseño del tanque pulmón de agua amoniacal.

Variable	Valor
Temperatura de operación (°C)	55
Presión de operación (bar)	1,10
Temperatura de diseño* (°C)	83
Presión de diseño** (bar)	4,50
L (m)	7,08
D _i (m)	3,54
Material	316L
K del material a T _d ^[4] (MPa)	205

*T_d=T_{op}+38, **P_d=P_{op}+3.4

Entonces para el cálculo del espesor se requiere de la resolución de un “solver”, donde se busca que es cumpla la *ecuación 11.5.*, y la *ecuación 11.4.*

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot t_d \quad \text{Ecuación 11.5}$$

Para este caso:

$$t_d = \frac{3,5702 \cdot 4,5}{20 \cdot \left(\frac{205}{1,5}\right) \cdot 0,85 + 4,5} + 0,00889 = 0,01579 \text{ m}$$

Redondeando un espesor de 15,8 mm.

Para los fondos del tanque se escoge el fondo tipo Klopper y el espesor se calcula con un método iterativo, con la *ecuación 11.6.*, y el gráfico del *Apéndice 11.A*.

$$t_{d\ fondo} = \frac{D_{ext} \cdot P_d \cdot \beta}{40 \cdot \left(\frac{K}{S}\right) \cdot J} + c \quad \text{Ecuación 11.6}$$

Siendo:

- t_{d fono} el espesor del fondo del tanque (m)
- β un factor de corrección (que depende de t_{d fono}, c y D_{ext}) que se obtiene del gráfico del *Apéndice 11.A*

Después de varias iteraciones del grosor es de:

$$t_{d\ fono} = \frac{3,57 \cdot 4,5 \cdot 3,7}{40 \cdot \left(\frac{205}{1,5}\right) \cdot 0,85} + 0,00889 = 0,0217 \text{ m}$$

Para el dimensionamiento completo del fondo Klopper se utilizan las ecuaciones 11.7., y los resultados se encuentran en la *tabla 11.2.*

$$r = 0,1 \cdot D_{ext} \quad h_1 = 3,5 \cdot t_{df} \quad h_2 = 0,1935 \cdot D_{ext} + 0,455 \cdot t_{df}$$

$$H = h_1 + h_2 + t_{df} \quad D_d = 1,11 \cdot D_{ext} + 1,85 \cdot h_1$$

$$V(h_2) = 0,1 \cdot (D_{ext} - 2 \cdot t_{df})^3 \quad V_{Tf} = V(h_2) + 0,25 \cdot h_1 \cdot \pi \cdot (D_{ext} - 2 \cdot t_{df})^2$$

Ecuaciones 11.7

Tabla 11.2. Datos del dimensionamiento del fondo Klopper.

Variable	Valor
β	3,700
Espesor (t _d fondo) (m)	0,0217
D _e (m)	3,570
R (m)	3,570
r (m)	0,357
h ₁ (m)	0,076
h ₂ (m)	0,681
H (m)	0,779
D _d (m)	4,103
V(h ₂) (m ³)	4,387
Volumen total fondo (m ³)	5,129

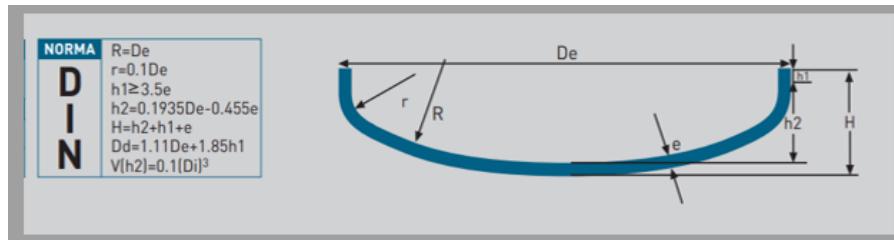


Figura 11.1. Variables del fondo Klopper.

Para calcular el peso vacío del tanque se utiliza la ecuación 11.8., 11.9. y 11.10.

$$V_{ext} = L \cdot 0,25 \cdot \pi \cdot D_{ext}^2 \quad \text{Ecuación 11.8}$$

$$V_{extf} = 0,1 \cdot D_{ext}^3 + 0,25 \cdot h_1 \cdot \pi \cdot D_{ext}^2 \quad \text{Ecuación 11.9}$$

$$m_{vacío} = \rho_{316L} \cdot (V_{ext} + 2 \cdot V_{extf} - V_T - 2 \cdot V_{Tf})$$

Ecuación 11.10

Siendo:

- V_{ext} el volumen del cuerpo del tanque referido al diámetro externo (m³)

- $V_{ext f}$ el volumen del fondo del tanque referido al diámetro externo (m^3)
- $m_{vacío}$ el peso del tanque vacío (kg)
- ρ_{316L} la densidad del acero inoxidable 316L^[5] (8000 kg/m³)

$$V_{ext} = 7,08 \cdot 0,25 \cdot \pi \cdot 3,57^2 = 70,85 m^3$$

$$V_{ext f} = 0,1 \cdot 3,57^3 + 0,25 \cdot 0,076 \cdot \pi \cdot 3,57^2 = 5,31 m^3$$

$$m_{vacío} = 8000 \cdot (70,85 + 2 \cdot 5,31 - 69,9 - 2 \cdot 5,13) = 12914 kg$$

11.2.2. Tanque de amoníaco T-001

Para el diseño de los tanques de almacenamiento de amoniaco se sabe que el caudal por hora necesario de amoniaco es 28,865 tn/h, si se quieren dar un margen de 8 horas de “no suministro” de reactivos en planta se calcula que se necesita una capacidad de almacenamiento de amoniaco de 230,92 toneladas. Sabiendo que la densidad del amoniaco a 20 bares y temperatura ambiente es de 611 kg/m³, se calcula que el almacenamiento necesario es de 378 m³ dando un sobredimensionamiento de 0,1 y repartiendo el volumen en 4 tanques, el volumen por tanque sale a 108 m³. Siguiendo el mismo procedimiento que con el tanque de agua amoniacal, utilizando las mismas ecuaciones y suponiendo una relación L/D de 1,5 se obtienen los resultados de la *tabla 11.3.* y *11.4.*

Tabla 11.3. Datos de diseño y cuerpo del tanque de amoniaco.

Variable	Valor
Temperatura de diseño (°C)	50
Presión de diseño (bar)	20
L (m)	6,80
D _i (m)	4,40
Material	316L
K del material a T _d ^[4] (MPa)	237
Coeficiente de seguridad (S)	1,500
Coeficiente de junta (J)	0,850
Coeficiente de corrosión (c) (mm)	1
Espesor (t _d) (mm)	50

Tabla 11.4. Datos fondos Klopper y recipiente completo.

Variable	Valor
β	2,720
Espesor (t_d fondo) (mm)	50
D_e (m)	4,50
R (m)	4,50
r (m)	0,45
h_1 (m)	0,175
h_2 (m)	0,848
H (m)	1,073
D_d (m)	5,319
$V(h_2)$ (m^3)	8,518
Volumen total fondo (m^3)	8,521
$V_{vacío}$ (m^3)	120,400
V_{ext} (m^3)	4,750
$V_{ext\ f}$ (m^3)	0,590
$m_{vacío}$ (kg)	47531

11.2.3. Tanque de dióxido de carbono T-005

Para el diseño de los tanques de almacenamiento de dióxido de carbono se sigue el mismo procedimiento que con los tanques de amoníaco, teniendo en cuenta que este tiene que ser criogénico trabajado a media presión y -50 °C. Separando el volumen en 4 tanques para un almacenamiento de 8 horas de las 37,5 toneladas hora que entran y sabiendo que la densidad del dióxido de carbono líquido es de 1154 kg/m 3 en estas condiciones se encuentra que el volumen por tanque es de 65 m 3 . Utilizando una relación L/D de 1,25 y dando un sobredimensionamiento de 0,1 se encuentran los siguientes valores de la *tabla 11.5.* y *11.6.*

Tabla 11.5. Datos de diseño y cuerpo del tanque de CO₂

Variable	Valor
Temperatura de diseño (°C)	50
Presión de diseño (bar)	20
L (m)	5
D_i (m)	3,914
Material	316L
K del material a $T_d^{[4]}$ (MPa)	237
Coeficiente de seguridad (S)	1,500
Coeficiente de junta (J)	0,850
Coeficiente de corrosión (c) (mm)	1
Espesor (t_d) (mm)	43

Tabla 11.6. Datos fondos Klopper y recipiente completo

Variable	Valor
β	2,760
Espesor (t_d fondo) (mm)	43
D_e (m)	4
R (m)	4
r (m)	0,400
h_1 (m)	0,151
h_2 (m)	0,754
H (m)	0,948
D_d (m)	4,718
$V(h_2)$ (m^3)	5,996
Volumen total fondo (m^3)	5,998
$V_{vacío}$ (m^3)	72,200
V_{ext} (m^3)	2,670
$V_{ext\ f}$ (m^3)	0,400
$m_{vacío}$ (kg)	27846

11.2.4 Tanque de ácido sulfúrico T-601

Para el diseño del tanque de ácido sulfúrico se sabe que las necesidades diarias del scrubber ácido de ácido sulfúrico concentrado son de 10,20 tn/día, estimando el almacenamiento para 5-7 días y sabiendo que la densidad del ácido es de 1843 kg/h. Con el modelo de tanque de ácido sulfúrico de la referencia^[6] de 36500 litros se saca que el tiempo de almacenaje por tanque es de 6,6 días y sus dimensiones son 9,12 metros de largo, 2,54 metros de ancho y 2,87 metros de alto y con un peso de 6000 kg.

11.2.5. Tanque de formaldehido T-602

Para el diseño del tanque de formaldehido se sigue los mismos pasos i las mismas ecuaciones que con el tanque pulmón de agua amoniacal, para ello se sabe que la cantidad de formaldehido por día necesaria es de 154,92 kg/h, sabiendo que tiene una densidad de 815 kg/m³ se puede calcular que para 5 días el volumen es de aproximadamente 23 m³. Con un L/D de 2 se encuentran los siguientes valores en la *tabla 11.7.* y *11.8.*

Tabla 11.7. Datos de diseño y cuerpo del tanque de formaldehido

Variable	Valor
Temperatura de diseño (°C)	50
Presión de diseño (bar)	3,5
L (m)	4,8
D _i (m)	2,384
Material	316L
K del material a T _d ^[4] (MPa)	237
Coeficiente de seguridad (S)	1,50
Coeficiente de junta (J)	0,85
Coeficiente de corrosión (c) (mm)	1
Espesor (t _d) (mm)	8

Tabla 11.8. Datos fondos Klopper y recipiente completo

Variable	Valor
β	4
Espesor (t _d fondo) (mm)	8
D _e (m)	2,4
R (m)	2,4
r (m)	0,240
h ₁ (m)	0,032
h ₂ (m)	0,461
H (m)	0,497
D _d (m)	2,716
V(h ₂) (m ³)	1,355
Volumen total fondo (m ³)	1,355
V _{vacío} (m ³)	24,1
V _{ext} (m ³)	0,29
V _{ext f} (m ³)	0,03
m _{vacío} (kg)	2748

11.2.6. Silos de urea T-701

Para el diseño de los silos de urea se busca que nuestro producto granulado se almacene en planta durante 3 días. Sabiendo que la producción diaria es de 50,93 th/h se calcula que para el almacenamiento de 3 días es necesario el almacenamiento de 3667 toneladas. Teniendo en cuenta que la densidad de la urea granulada es de 740 kg/m³ se calcula que el volumen que ocupará esta es de 4955 m³ si se reparte en 4 silos se encuentra que el volumen por silo es de 1239 m³ buscando en la referencia^[7] unas dimensiones de silo que se aadecue

al volumen necesario con un ligero sobredimensionamiento. Se encuentra que hay un silo de 1279 m³ que satisface nuestras necesidades con las dimensiones de la *tabla 11.9.* y *figura 11.2.*

Tabla 11.9. Parámetros de diseño del silo de urea.

Variable	Valor
V (m ³)	1279
A (m)	10.70
B (m)	11.45
C (m)	19.89
D (m)	5.36
h (mm)	900
Ø ₂ (mm)	400
Nº anillos	10

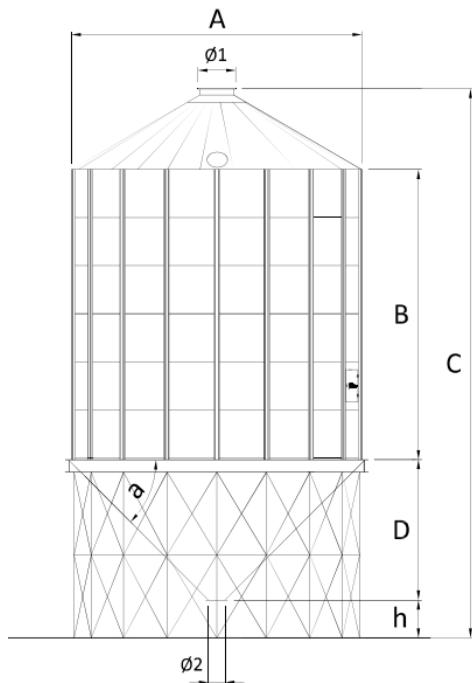


Figura 11.2. Esquema silo de urea.

11.2.7. Tanque de sulfato de amonio T-705

Para el diseño de los tanques de sulfato de amonio se estima que el tiempo que puede llegar a almacenar el producto en planta antes de que se comercialice es de 3 días. Con esto, la densidad de aproximadamente 1100 kg/m³ y sabiendo que la producción es de 2,8 tn/h se calcula que un volumen estimado 200 m³ es necesario para su almacenaje, para ello se reparte en 2 tanques y como en el caso del ácido sulfúrico se calcula las dimensiones de los

tanques de acero inoxidable de 100 m³ cada uno con un L/D de 2. Ver los resultados en la tabla 11.10 y 11.11.

Tabla 11.10. Datos de diseño y cuerpo del tanque de sulfato de amonio.

Variable	Valor
Temperatura de diseño (°C)	50
Presión de diseño (bar)	3.5
L (m)	8
D _i (m)	3.976
Material	316L
K del material a T _d ^[4] (MPa)	237
Coeficiente de seguridad (S)	1.50
Coeficiente de junta (J)	0.85
Coeficiente de corrosión (c) (mm)	1
Espesor (t _d) (mm)	12

Tabla 11.11. Datos fondos Klopper y recipiente completo.

Variable	Valor
β	5.55
Espesor (t _d fondo) (mm)	12
D _e (m)	4
R (m)	4
r (m)	0.4
h1(m)	0.042
h2(m)	0.769
H (m)	0.823
D _d (m)	4.518
V(h2) (m ³)	6.285
Volumen total fondo (m ³)	6.286
V _{vacio} (m ³)	112
V _{ext} (m ³)	1.2
V _{ext f} (m ³)	0.11
m _{vacio} (kg)	11454

11.3. Tanques de separación de fases

En nuestro proceso, varios equipos tienen como función variar la temperatura o la presión para así conseguir separar en fases distintas (líquido y gas) el o los componentes de interés de algún componente indeseado. Para conseguir que la separación de fases sea efectiva es

necesario que después de estos equipos se sitúe un tanque separador de fases y así separar las dos fases que se encuentran en equilibrio.

Para el diseño de este tipo de tanques se utilizan las ecuaciones de la referencia^[8], que para el dimensionamiento de requieren de una relación longitud diámetro (L/D), un tiempo de “hold-up” (t_H), un tiempo de “surge” (t_S), el caudal de líquido, el caudal de gas y sus respectivas densidades.

11.3.1. Tanque de separación flash

Para el caso de la primera separación flash se conoce el valor de los caudales, densidades, temperatura y presión, de los balances hechos con HYSYS, del corriente que entra al separador. Ver *tabla 11.12*.

Tabla 11.12. Datos del corriente que entra en el tanque de separación flash.

Variable	Valor
Caudal de líquido (m_L) (kg/h)	72710
Densidad del líquido (ρ_L) (kg/m ³)	1037
Caudal de gas (m_G) (kg/h)	3025
Densidad del gas (ρ_G) (kg/m ³)	0,73
Temperatura de operación (T_{op}) (°C)	98,75
Presión de operación (P_{op}) (bar)	1,2

Para el cálculo de la longitud y el diámetro del recipiente, es necesario determinar una relación (L/D), que normalmente para este tipo de recipientes fluctúa entre 1,5 y 3, nosotros hemos escogido un valor de 2. Además de la referencia^[8] se pueden obtener valores típicos de tiempos de “hold-up” y “surge”, para el separador flash se escogen 2,88 min y 1 min respectivamente.

Para el cálculo de la longitud del cuerpo del tanque, esta dependerá de 5 distancias. Ver *ecuación 11.11*.

$$L = H_{LLL} + H_H + H_S + H_{LIN} + H_D \quad \text{Ecuación 11.11}$$

Siendo:

- H_{LLL} la altura del nivel de líquido bajo (m), para presiones bajas 0,381 m si el diámetro es inferior a 3 m, sino 0,1524 m.
- H_H la altura entre el nivel bajo y normal (m), depende de la *ecuación 11.12*
- H_S la altura entre el nivel normal y el alto (m), depende de la *ecuación 11.13*

- H_{LIN} la altura entre el nivel alto y la entrada (m), depende de la ecuación 11.14
- H_D la altura entre la entrada y la parte superior (m), depende de la ecuación 11.15

$$H_H = \frac{t_H \cdot \frac{m_L}{\rho_L}}{0,25 \cdot \pi \cdot D_{int}^2} \quad \text{Ecuación 11.12.}$$

$$H_S = \frac{t_S \cdot \frac{m_L}{\rho_L}}{(0,25 \cdot \pi \cdot D_{int}^2)} \quad \text{Ecuación 11.13.}$$

$$H_{LIN} = 12 + 0,5 \cdot d_N \quad \text{Ecuación 11.14.}$$

$$H_D = 0,5 \cdot D_{int} \quad \text{Ecuación 11.15.}$$

Siendo:

- d_N el diámetro de la boquilla de entrada (pulgadas), que tiene que cumplir que la velocidad de la fase gaseosa sea entre 7 y 13 m/s, ecuación 11.16.

$$v_{fg} = \frac{m_G/3600}{\rho_G \cdot 0,25 \cdot \pi \cdot d_n^2} \quad \text{Ecuación 11.16}$$

Para el tanque de separación flash, escogiendo una boquilla con un DNS de 14", que equivale a un diámetro de 0,35 metros, la velocidad es de:

$$v_{fg} = \frac{3025/3600}{0,73 \cdot 0,25 \cdot \pi \cdot 0,35^2} = 11,96 \text{ m/s}$$

Con el resto de las ecuaciones, fijando la relación L/D en 2 y con diámetro interno de 1,784 m, se obtiene:

$$H_{LLL} = 0,381 \text{ m}$$

$$H_H = \frac{(2,88/60) \cdot \frac{72710}{1037}}{0,25 \cdot \pi \cdot 1,784^2} = 1,346 \text{ m}$$

$$H_S = \frac{(1/60) \cdot \frac{72710}{1037}}{0,25 \cdot \pi \cdot 1,784^2} = 0,467 \text{ m}$$

$$H_{LIN} = (12 + 0,5 \cdot 14) \cdot 0,0254 = 0,483 \text{ m}$$

$$H_D = 0,5 \cdot 1,784 = 0,892 \text{ m}$$

$$L = 0,381 + 1,346 + 0,467 + 0,483 + 0,892 = 3,569 \text{ m}$$

Cumpliéndose la relación L/D.

Para el cálculo del grosor, tanto del cuerpo como del fondo, se sigue el mismo procedimiento que para el cálculo del tanque pulmón de agua amoniacal (código de diseño AD-2000 Merkblatt). Así que con la *ecuación 11.1., 11.2., 11.3.*, el gráfico del *Apéndice 11.A* y las *ecuaciones 11.4.* se obtienen los siguientes resultados:

Tabla 11.13. Datos del diseño del cuerpo del tanque de separación flash.

Variable	Valor
Temperatura de diseño (°C)	123
Presión de diseño (bar)	4,6
L (m)	3,569
D _i (m)	1,784
Material	316L
K del material a T _d ^[4] (MPa)	191
Coeficiente de seguridad (S)	1,5
Coeficiente de junta (J)	0,85
Coeficiente de corrosión (c) (mm)	8,89
Espesor (t _d) (mm)	13

Tabla 11.14. Datos del diseño del fondo del tanque de separación flash.

Variable	Valor
β	3,55
Espesor (t _d fondo) (mm)	15,80
D _e (m)	1,810
R (m)	1,81
r (m)	0,181
h ₁ (m)	0,0553
h ₂ (m)	0,3430
H (m)	0,4141
D _d (m)	2,1114
V(h ₂) (m ³)	0,562
Volumen total fondo (m ³)	0,70

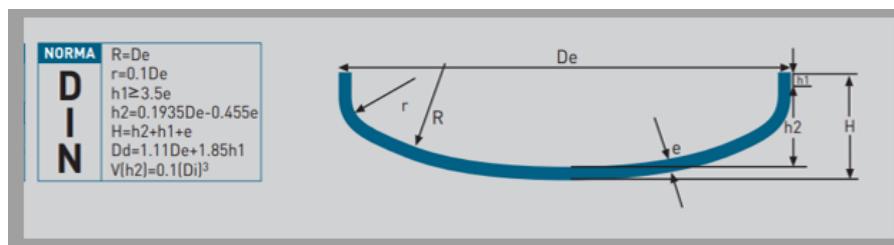


Figura 11.3. Variables del fondo Klopper.

El volumen vacío del tanque separador se calcula con la *ecuación 11.17*.

$$V_{vacío} = L \cdot 0,25 \cdot \pi \cdot D_{int}^2 + 2 \cdot V_{tfondo}$$

Ecuación 11.17

$$V_{vacío} = 3,569 \cdot 0,25 \cdot \pi \cdot 1,784^2 + 2 \cdot 0,7 = 10,321 \text{ m}^3$$

Para calcular el peso vacío del tanque se utiliza la *ecuación 11.8., 11.9. y 11.10.*, como en el apartado del tanque pulmón de agua amoniacial, ver *tabla 11.15*.

Tabla 11.15. Resultados de los volúmenes y peso del tanque de separación flash.

Variable	Valor
$V_{vacío}$ (m^3)	10,321
V_{ext} (m^3)	9,183
$V_{ext\ f}$ (m^3)	0,735
$M_{vacío}$ (Kg)	2663

11.3.2. Tanque de separación del condensador de carbamato de baja presión T-202

Para el dimensionamiento del tanque de separación del condensador de carbamato de baja presión, se siguen los mismos pasos que con el tanque de separación flash. Los valores del corriente de entrada se encuentran en la *tabla 11.16.*, los parámetros de diseño escogidos en la *tabla 11.17.* y los resultados calculados con las mismas ecuaciones que en el subapartado anterior, *tabla 11.18.*, *tabla 11.19.* y *tabla 11.20.*

Tabla 11.16. Datos del corriente que entra en el tanque de separación del condensador de carbamato.

Variable	Valor
Caudal de líquido (m_L) (kg/h)	29680
Densidad del líquido (ρ_L) (kg/m^3)	910,2
Caudal de gas (m_G) (kg/h)	332
Densidad del gas (ρ_G) (kg/m^3)	2,68
Temperatura de operación (T_{op}) ($^{\circ}\text{C}$)	85
Presión de operación (P_{op}) (bar)	4

Tabla 11.17. Parámetros de diseño del tanque de separación del condensador de carbamato.

Variable	Valor
L/D	2
tiempo de “hold-up” (min)	7,20
tiempo de “surge” (min)	3

Tabla 11.18. Datos del diseño del cuerpo del tanque de separación del condensador de carbamato.

Variable	Valor
Temperatura de diseño (°C)	113
Presión de diseño (bar)	7,4
d_N (pulgadas)	3
H_{LLL} (m)	0,381
H_H (m)	1,451
H_S (m)	0,605
H_{LIN} (m)	0,343
H_D (m)	0,926
L (m)	3,706
D_i (m)	1,853
Material	316L
K del material a $T_d^{[4]}$ (MPa)	195
Coeficiente de seguridad (S)	1,50
Coeficiente de junta (J)	0,85
Coeficiente de corrosión (c) (mm)	8,89
Espesor (t_d) (mm)	15

Tabla 11.19. Datos del diseño del fondo del tanque de separación del condensador de carbamato.

Variable	Valor
β	3,18
Espesor (t_d fondo) (mm)	19,00
D_e (m)	1,883
R (m)	1,883
r (m)	0,1883
h_1 (m)	0,0665
h_2 (m)	0,3557
H (m)	0,4412
D_d (m)	2,2132
$V(h_2)$ (m^3)	0,628
Volumen total fondo (m^3)	0,806

Tabla 11.20. Resultados de volúmenes y peso del tanque de separación del condensador de carbamato.

Variable	Valor
$V_{vacío}$ (m^3)	11,606
V_{ext} (m^3)	10,320
$V_{ext\ f}$ (m^3)	0,853

M _{vacio} (Kg)	3362
-------------------------	------

11.3.3. Tanque de separación del condensador T-203

Para el dimensionamiento del tanque de separación del condensador, se vuelven a seguir los mismos pasos que con el tanque de separación flash. Los valores del corriente de entrada se encuentran en la *tabla 11.21.*, los parámetros de diseño escogidos en la *tabla 11.22.* y los resultados calculados con las mismas ecuaciones que en los subapartados anterior, *tabla 11.23.*, *tabla 11.24.* y *tabla 11.25.*

Tabla 11.21. Datos del corriente que entra en el tanque de separación del condensador.

Variable	Valor
Caudal de líquido (m_L) (kg/h)	49000
Densidad del líquido (ρ_L) (kg/m ³)	967,8
Caudal de gas (m_G) (kg/h)	179
Densidad del gas (ρ_G) (kg/m ³)	0,97
Temperatura de operación (T_{op}) (°C)	70
Presión de operación (P_{op}) (bar)	1,1

Tabla 11.22. Parámetros de diseño del tanque de separación del condensador.

Variable	Valor
L/D	2
tiempo de "hold-up" (min)	2,88
tiempo de "surge" (min)	1

Tabla 11.23. Datos del diseño del cuerpo del tanque de separación del condensador.

Variable	Valor
Temperatura de diseño (°C)	98
Presión de diseño (bar)	4,50
d _N (pulgadas)	4
H _{LLL} (m)	0,381
H _H (m)	1,224
H _S (m)	0,425
H _{LIN} (m)	0,356
H _D (m)	0,795
L (m)	3,180
D _i (m)	1,590
Material	316L

K del material a $T_d^{[4]}$ (MPa)	200
Coeficiente de seguridad (S)	1,5
Coeficiente de junta (J)	0,85
Coeficiente de corrosión (c) (mm)	8,89
Espesor (t_d) (mm)	12

Tabla 11.24. Datos del diseño del fondo del tanque de separación del condensador.

Variable	Valor
β	3,60
Espesor ($t_{d \text{ fondo}}$) (mm)	14,70
D_e (m)	1,614
R (m)	1,614
r (m)	0,1614
h1 (m)	0,0515
h2 (m)	0,3056
H (m)	0,3718
Dd (m)	1,8867
$V(h_2)$ (m ³)	0,398
Volumen total fondo (m ³)	0,499

Tabla 11.25. Resultados de volúmenes y peso del tanque de separación del condensador.

Variable	Valor
$V_{\text{vacío}}$ (m ³)	7,313
V_{ext} (m ³)	16,506
$V_{\text{ext f}}$ (m ³)	0,526
$M_{\text{vacío}}$ (kg)	1958

11.4. Reactor PR-101

11.4.1. Introducción

Para el proceso de síntesis de la urea el reactor es el equipo imprescindible para que el resto del proceso tenga sentido. Para los diferentes tipos de procesos existentes en la producción de urea, como son el “stripping” térmico, “stripping” por NH₃ o “stripping” por CO₂, existe diferentes tipos de reactores siendo el más común un conjunto de dos reactores, dándose la formación de carbamato en un equipo diferente que en el que se da la mayor formación de urea.

Este primer equipo se llama Condensador de carbamato de alta presión y suele ser un importante equipo de extracción de calor (serpentín donde se genera vapor) formado por la reacción exotérmica del carbamato de amonio. Mientras el segundo equipo es un reactor de columna con platos de burbujeo y es donde se produce el resto de carbamato y donde se produce la mayoría de urea, con tiempos de residencia mayores.

Para el proceso de “stripping” por CO₂ de Stamicarbon existe dos tipos de posibilidades para la síntesis, el conjunto explicado anteriormente, siendo el condensador de carbamato de alta presión posicionado horizontalmente y otra posibilidad donde los dos equipos se encuentran combinados en un equipo llamado “Pool Reactor”, equipo que se puede diferenciar en dos partes, una primer equivalente a lo que sería el condensador y donde se encuentra el intercambio de calor y una extensión para aumentar el tiempo de residencia y que se acabe de formar la urea, ver figura 11.4. y 11.5. La principal diferencia en el uso de los dos tipos de sistemas es la producción de urea que se esté llevando a cabo, Stamicarbon utiliza el Pool Reactor para producciones de urea inferiores a 2300 toneladas por día^[9], como nuestra producción es de 1200 tpd se opta por el Pool Reactor.

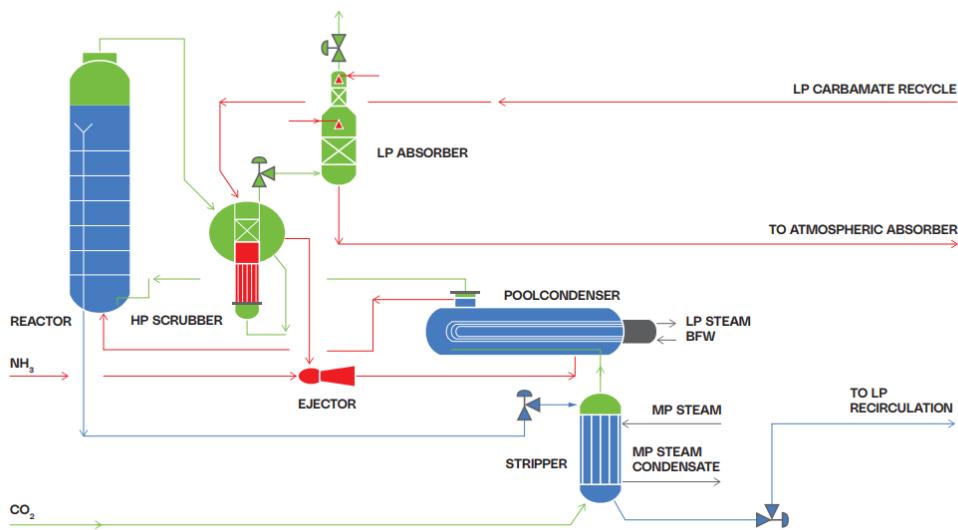


Figura 11.4. Esquema del proceso de síntesis a alta presión con condensador y reactor^[9].

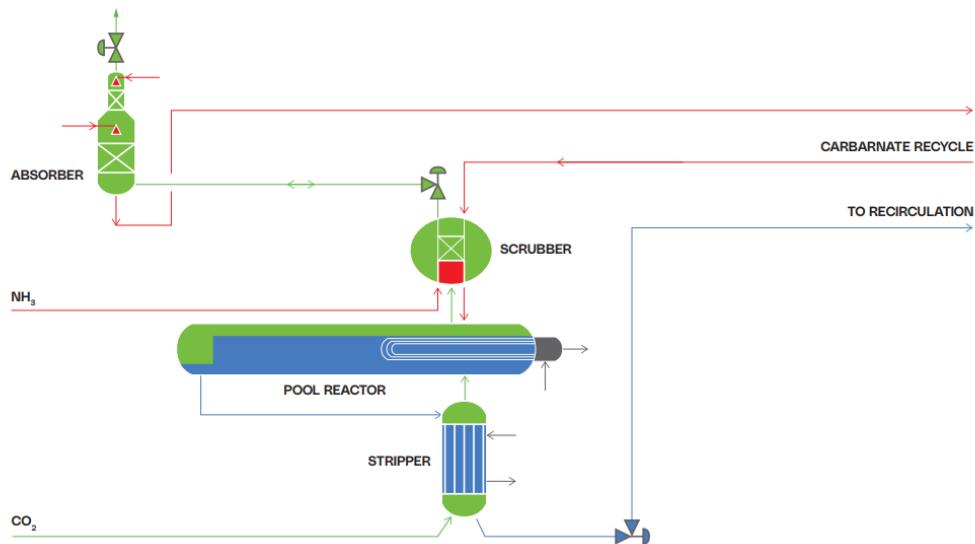


Figura 11.5. Esquema del proceso de síntesis a alta presión con Pool Reactor^[9].

11.4.2. Modelización

Para hacer el modelo de un reactor convencional de urea hay que conocer tanto los calores específicos de nuestros componentes, las cinéticas de reacción, los equilibrios químicos de las reacciones, los coeficientes de transferencia de materia y los equilibrios vapor-líquido de los componentes.^[11]

Para el modelo aproximado que se intenta hacer del Pool Reactor, debido a la bibliografía inexistente de este tipo de reactores, se opta por menospreciar diferentes de las variables mencionadas anteriormente, el equilibrio vapor líquido (al no haber un contacto entre gas y líquido entre etapas de equilibrio) y menospreciando la velocidad de trasferencia de materia por difusividad y la velocidad de reacción del dióxido de carbono y amoniaco en carbamato de amonio (al ser la velocidad de la reacción de carbamato en urea más lenta).

Para conocer los calores específicos a las condiciones del reactor, alrededor de 140 bares y 180°C, al ser unas condiciones donde la bibliografía de los valores de los Cps es inexistente, se opta por utilizar el simulador HYSYS para hacer cálculos relacionados con los intercambios de calor, concretamente con los valores resultantes de utilizar el método para crear componentes hipotéticos con HYSYS con los valores de la referencia^[11]. Y utilizando los coeficientes de interacción binaria de la misma referencia^[11] ver *tablas 11.26. y 11.27.*

Tabla 11.26. Propiedades para crear componentes hipotéticos en HYSYS

Table 1
Properties of components [4]

Component	T _{NBP} (°C)	d (kg/m ³)	T _c (°C)	P _c (kPa)
Urea	191.85	1230	431.85	9050
Ammonium carbamate	600	1100	785.27	1103.92
Biuret	598.3	1068.9	770.52	997.31
CO ₂	-78.55	825.34	30.95	7370
NH ₃	-33.45	616.07	132.4	11276.9
H ₂ O	100	997.99	374.15	22120
O ₂	-182.95	1137.68	-118.38	5080.02
N ₂	-195.8	806.37	-146.96	3394.37

Tabla 11.27. Coeficientes de interacción binarios introducidos en HYSYS

Table 2
Temperature independent interaction parameters of Wilson equation (cal/mol)

Component	CO ₂	NH ₃	H ₂ O	N ₂	H ₂	O ₂	Biuret	Ammonium carbamate	Urea
CO ₂	-	-3534.00	676.20	0.00	0.00	0.00	-3782.60	-3842.70	-2100.70
NH ₃	69.68	-	0.00	64.23	60.23	-12.16	311.58	1272.09	234.06
H ₂ O	-183.70	0.00	-	30.16	-6.51	-80.37	11640.70	1182.00	1862.86
N ₂	0.00	-31.64	7.05	-	0	0.00	-656.39	-659.98	3127.62
H ₂	0.00	-20.49	8.02	0.00	-	0.00	201.98	217.74	2871.87
O ₂	0.00	2051.30	29.19	0.00	0	-	1077.91	1082.71	3614.11
Biuret	69.68	448.00	4096.00	20.03	11.56	-12.16	-	597.00	239.00
Ammonium carbamate	69.68	1595.00	1135.00	25.00	11.56	28.00	741.00	-	171.08
Urea	69.68	650.00	1050.00	-3.00	11.56	-12.16	-55.00	197.94	-

Las reacciones que se dan en el Pool Reactor son tres, la reacción exotérmica donde se convierte dióxido de carbono y amoniaco a carbamato de amonio en una reacción de equilibrio, CO₂ + 2 NH₃ ⇌ [NH₄][H₂NCO₂]. La reacción de equilibrio endotérmica donde se convierte el carbamato de amonio en urea y agua, [NH₄][H₂NCO₂] ⇌ CH₄N₂O + H₂O. Y la reacción indeseada donde la urea se convierte en biuret y amoniaco, 2 CH₄N₂O ⇌ NH[CONH₂]₂ + NH₃.

Como se ha especificado antes se considera que la reacción de formación de carbamato es mucho más rápida que la reacción de formación de urea, así que la única cinética y equilibrio de interés para el diseño del reactor es la cinética de la conversión de carbamato en urea. Ya que se puede considerar que la conversión a carbamato es del 99% respecto al CO₂, la conversión de carbamato a urea tiene que ser de un 60% y la conversión de urea a biuret es de un 0,3% respecto la urea total^[12].

Para el equilibrio químico entre el carbamato, la urea y el agua es utilizado el equilibrio de la referencia^[13]. Donde la constante de equilibrio se expresa en función de la ecuación 11.18.

$$\ln(K(T)) = \frac{C_1}{T} + C_2 \cdot \ln(T) + C_3 \cdot T + C_4 \quad \text{Ecuación 11.18}$$

Siendo:

- K: el valor de la constante de equilibrio a una temperatura.
- T: la temperatura (K).
- C₁: igual a -1735,2.
- C₂: igual a -0,047506.
- C₃: igual a -0,0093576.
- C₄: igual a 5,6601.

Y para la cinética de la reacción de deshidratación del carbamato se utiliza los valores de la cinética obtenidos de la referencia^[14]. Ver *ecuación 11.19*.

$$R = k \cdot c_t \cdot \left(x_{carb} - \frac{1}{K} \cdot \frac{x_{urea} x_{H2O}}{x_{carb}} \right) \quad \text{Ecuación 11.19}$$

Siendo:

R: la velocidad de reacción (kmol/(m³·s)).

k la constante de velocidad que depende de la temperatura en función de la ecuación de Arrhenius siendo el factor pre-exponencial 2,5·10⁸ s⁻¹ y la energía de activación 100 (kJ/mol).

c_t la concentración total (kmol/m³).

x_i la fracción molar de i componente.

Para los calores de reacción se utilizan los valores de la referencia^[15]. Que son -117 kJ/mol para la reacción exotérmica de formación de carbamato y 15,5 kJ/mol para la reacción de formación de urea.

Con todos estos datos se propone un modelo para simular y así aproximar el volumen del Pool Reactor, haciendo un paralelismo con el modelo de la referencia^[16].

El modelo propuesto a parte de considerar que la velocidad limitante, la que determinará el volumen del reactor, es la reacción de urea, para simular el comportamiento se hace un equivalente donde la entrada de los reactivos líquidos se reparte en los 5 primeros bafles del reactor que coinciden con la parte donde está el intercambio de calor y la entrada de los reactivos en fase gas se reparte en todo el reactor. Para poder hacer los cálculos se aproxima que cada bafle equivale a un reactor continuo de tanque agitado (debido a que los gases que entran puedan ofrecer una suficiente agitación) y que la temperatura va linealmente desde 165 °C a 185°C desde el primer bafle hasta la salida. Se puede ver un esquema en la figura 11.6. y 11.7., donde se observa la equivalencia entre modelo y realidad.

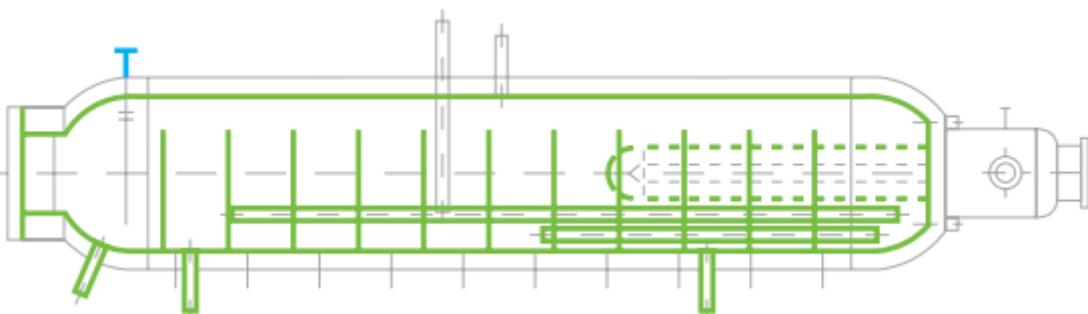


Figura 11.6. Esquema de un Pool Reactor.

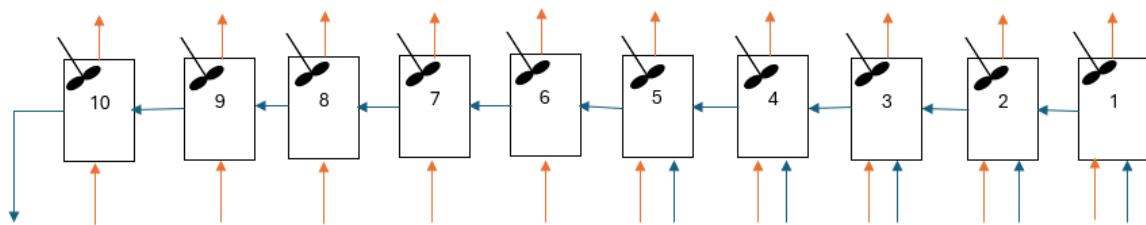


Figura 11.7. Modelo propuesto para el Pool Reactor (en azul líquidos y en naranja gases).

Teniendo esto en cuenta se plantea un sistema de cálculo donde para cada RCTA la conversión de CO_2 a carbamato es de 0,99 e instantánea y la conversión global de urea tiene que ser de 0,6^[16]. Entonces las incógnitas que quedan son los volúmenes de cada uno de los RCTA y la conversión por paso de estos mismos. Para que la distancia entre bafles sea la misma se determina que todos los RCTA tienen que disponer del mismo volumen y así se reducen los grados de libertad. Con estas consideraciones, balances de materia y las ecuaciones 11.18 y 11.19 se plantean los siguientes cálculos:

- Para el RCTA nº 1

B. Materia de componente de entrada (kmol/h):

$$I_{1,i} = L_{0,i} + G_{0,i} - \frac{G_0 \text{CO}_2 \cdot X_{carb} \cdot v_i}{v_{\text{CO}_2}}$$

Siendo:

i el componente en cuestión (1 = CO_2 , 2 = NH_3 , 3 = Carbamato, 4 = Urea, 5 = Agua)

I_1 el cabal molar intermedio del RCTA para la reacción de carbamato

L_0 y G_0 el cabal molar de entrada para el RCTA

$G_0 \text{CO}_2$ el cabal molar de entrada de dióxido de carbono para el RCTA

X_{carb} la conversión a carbamato = 0,99

u: el coeficiente estequiométrico de cada componente (con su signo)

- Para los RCTA del nº 2 a nº 5

B. Materia de componente de entrada (kmol/h):

$$I_{n i} = L_{n-1 i} + L_0 i + G_0 i - \frac{G_0 co_2 \cdot X_{carb} \cdot v_i}{v_{CO_2}}$$

Siendo:

- n el número de RCTA

- Para los RCTA del nº 6 a nº 10

B. Materia de componente de entrada (kmol/h):

$$I_{n i} = L_{n-1 i} + G_0 i - \frac{G_0 co_2 \cdot X_{carb} \cdot v_i}{v_{CO_2}}$$

- Para todos los RCTA

B. Materia de componente de salida (kmol/h):

$$G_n i + L_n i = I_{n i} - \frac{I_n carb \cdot X_{n urea} \cdot v_i}{v_{carb}}$$

Siendo:

- L_n y G_n el cabal molar de salida para el RCTA
- $X_{n urea}$ la conversión a urea por paso del RCTA

Concentración total (kmol/m³):

$$C_{n t} = \frac{\sum_{i=2}^5 (G_n i + L_n i)}{\sum_{i=2}^5 \frac{(G_n i + L_n i) \cdot PM_i}{\rho_i}}$$

Siendo:

- PM el peso molecular del componente i

- ρ la densidad de cada componente i

Fracción molar:

$$C_{n,t} = \frac{(G_{n,i} + L_{n,i})}{\sum_{i=2}^5 (G_{n,i} + L_{n,i})}$$

Ecuación de diseño del RCTA:

$$V = \frac{((G_{n,i} + L_{n,i}) - I_{n,i})}{\frac{R}{3600}}$$

Siendo:

V: el volumen del RCTA (m^3).

R: la velocidad de reacción (*ecuación 11.19*).

Con todas estas se propone un sistema de solución donde fijando el volumen de RCTA (mismo para todos), se itera variando las conversiones por paso de cada RCTA (X_n) para que el balance de materia se cumpla entre todos los RCTA, obtiene una conversión global del Pool Reactor, que interesa que sea igual a 0,6, *ecuación 11.20*. Para la realización de todos los cálculos se utiliza un código de Matlab (*Apéndice 11.B*)

$$X_{g,urea} = \frac{(L_{ent,carb} - L_{ent,carb} + G_{ent,CO_2} \cdot X_{carb})}{(-L_{ent,carb} + G_{ent,CO_2} \cdot X_{carb})} \quad \text{Ecuación 11.20}$$

Siendo:

$X_{g,urea}$ la conversión global de carbamato a urea

$L_{ent,carb}$ la entrada líquida de carbamato al Pool Reactor

G_{ent,CO_2} la entrada gas de CO_2 al Pool Reactor

El resultado para los balances globales de todo el proceso son los siguientes:

Tabla 11.28. Valores entrada del Pool Reactor.

Componente	Caudal de líquido (tn/h) proveniente del Scrubber	Caudal de gas (tn/h) proveniente del Stripper
CO_2	0	53,622
NH_3	37,248	33,627

Carbamato	21,203	0
Urea	0,176	0
Agua	8,431	2,711
Biuret	0	0
Aire	0	1,125

Para estos valores, utilizando un valor de volumen de 10,3 m³ para cada RCTA, la resolución del sistema de ecuaciones planteado anteriormente resulta en una conversión del 60 % de carbamato a urea, y fijando los factores de separación (siendo 0 que todo queda gas y 1 que todo queda líquido) como 0 para el dióxido de carbono y aire, 0,72 para el amoniaco y 1 para el resto, la salida de Pool Reactor queda como la *Tabla 11.29*.

Tabla 11.29. Valores salida del Pool Reactor.

Componente	Caudal de líquido (tn/h) hacia el Stripper	Caudal de gas (tn/h) hacia el Scrubber
CO ₂	0	0,536
NH ₃	21,479	8,353
Carbamato	46,153	0
Urea	53,323	0
Agua	27,118	0
Biuret	0,138	0
Aire	0	1,125

11.4.3. Diseño físico

Con el valor obtenido de 10,3 m³ de RCTA con la modelización, ya se puede realizar un diseño físico de cómo quedará el Pool Reactor. Primero se calcula el volumen necesario para contener el líquido en general, que es el volumen de cada RCTA por el número de RCTA, entonces se obtiene que el volumen del líquido en el reactor es de 103 m³. Para obtener el volumen total de reactor, basado en la *figura 11.6* se decide dejar un espacio de 1/3 del volumen del líquido para el gas y sistema de refrigeración.

Entonces el volumen general de la parte cilíndrica del Pool Reactor queda con 137,33 m³, para obtener el diámetro interno y la longitud del reactor se busca que la relación de L/D sea de entre 8 y 9, referencia^[1], y para esto se encuentra que con una distancia de 2,3 metros entre bafles (23 metros en total), resulta un diámetro interno de 2,7573 m, *ecuación 11.21*, para dar una relación L/D de 8,3.

$$D_i = 2 \cdot \sqrt{\frac{V_g}{L_{baf} \cdot n \cdot \pi}} \quad \text{Ecuación 11.21}$$

Siendo:

- D_i el diámetro interno del reactor
- V_g el volumen general del reactor ($137,33 \text{ m}^3$)
- L_{baf} la longitud entre bafles (2,3 m)
- n el número de RCTA (10)

Para la altura de los bafles se busca que estos retengan en el límite el líquido para que este se mueva por aliviadero, así que se utiliza la fórmula del área del segmento circular *ecuación 11.22* para restar el volumen que ocupará en la sección circular el gas.

$$A_g = \frac{r_i^2}{2} \cdot (\theta - \sin(\theta)) \quad \text{Ecuación 11.22}$$

Siendo:

- A_g el área destinada al “hold-up” del gas (m^2)
- r_i es el radio interno ($D_i/2$) (m)
- θ el ángulo central que forma los dos extremos del segmento circular (rad)

Y se encuentra la diferencia de altura (h) entre el diámetro interno y la altura del bafle con la *ecuación 11.2*.

$$h = r \cdot \left(1 - \cos\left(\frac{\theta}{2}\right)\right) \quad \text{Ecuación 11.23}$$

Para hacer los cálculos sabiendo que el diámetro es de 2,7573 m y el valor de A_g es la diferencia entre el área teniendo en cuenta el espacio para gasees y el área sin tener en cuenta ese espacio, *ecuación 11.23*.

$$A_g = \frac{V_g - V_L}{L_{baf} \cdot n} \quad \text{Ecuación 11.24}$$

Siendo:

- V_L el volumen de líquido (103 m^3)

Así el valor del área de “hold-up” resulta ser de $1,430 \text{ m}^2$ y se puede realizar un “solver” con la *ecuación 11.22* para encontrar el valor de theta, es de 2,31 rad y con la *ecuación 11.23* se encuentra que el valor de h es de 0,8217 m, así que la altura de bafle es de 1,936 m.

Para el cálculo del grueso del cuerpo del Pool Reactor, se utiliza el código de diseño AD-2000 Merkblatt^[1] con la *ecuación 11.24*, sabiendo que el reactor está compuesto de dos materiales^[18] acero inoxidable 316L, como el gran grueso estructural, y en el interior en

contacto con los productos altamente corrosivos (debidos a las condiciones) una capa de Safurex, además se tiene en consideración los valores de la *tabla 11.30*.

Tabla 11.30. Datos para el cálculo del grosor de reactor.

Variable	Valor
Temperatura de operación (°C)	185
Temperatura de diseño (°C)	215
Presión de operación (bar)	141
Presión de diseño (Pd) (bar)	200
Diámetro interno (Di) (m)	2,7573
Factor de soldadura (J)	0.85
Tensión nominal "316L" (F) (MPa ^[4])	160
Factor de corrosión (c) ^[19]	0,002

Haciendo el cálculo con la *ecuación 11.4.* y los valores de la *tabla 11.30.* se encuentra que el grosor del reactor en el cuerpo es de 263 mm repartidos en una capa de 5 mm interior de Safurex y 258 mm de 316L, y el diámetro exterior del Pool Reactor es de 3,283 m.

Para los fondos y tapas del reactor se escoge hacer el dimensionamiento de fondos tipo Klopper con la *ecuación 11.5.*, el gráfico del *Apéndice 11.A.* y siguiendo un método iterativo. El resultado es que el valor del grosor en el fondo es de 291 mm, y con ello se puede calcular con el conjunto de *ecuaciones 11.7.* las dimensiones características del fondo. Ver *tabla 11.31.* y *figura 11.8.*

Tabla 11.31. Datos del dimensionamiento del fondo Klopper.

Variable	Valor
Espesor (t) (m)	0,291
D _e (m)	3,283
R (m)	3,283
R (m)	0,328
h ₁ (m)	1,019
h ₂ (m)	0,503
H (m)	1,812
D _d (m)	5,529
V(h ₂) (m ³)	1,971
Volumen total fondo (m ³)	7,808

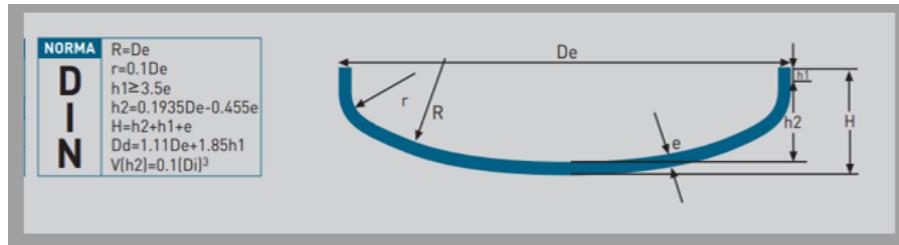


Figura 11.8. Variables del fondo Klopper.

En cuanto al cálculo del peso del Pool Reactor, se calcula con las siguientes *ecuaciones* 11.25 y 11.26, para la parte del cuerpo y *ecuaciones* 11.27, 11.28, 11.29 y 11.30 para los fondos.

$$m_{cuerpo\ saf} = L_{cuerpo} \cdot \pi \cdot \left((r_{int} + e_{saf})^2 - r_{int}^2 \right) \cdot \rho_{safurex} \quad \text{Ecuación 11.25}$$

Siendo:

- $m_{cuerpo\ saf}$ la masa del cuerpo referente al Safurex (kg).
- L_{cuerpo} la longitud del cuerpo del reactor (23 m).
- e_{saf} el espesor de la capa de Safurex (0,005 m).
- $\rho_{safurex}$ la densidad del Safurex^[17] (7700 kg/m³).

$$m_{cuerpo\ 316L} = L_{cuerpo} \cdot \pi \cdot \left((r_{ext}^2 - (r_{int} + e_{saf})^2) \right) \cdot \rho_{316L} \quad \text{Ecuación 11.26}$$

Siendo:

- $m_{cuerpo\ 316L}$ la masa del cuerpo referente al 316L (kg)
- ρ_{316L} la densidad del 316 (8000 kg/m³)

$$m_{curva\ saf} = \rho_{safurex} \cdot 0,1 \cdot \left((D_{ext} - 2 \cdot e + 2 \cdot e_{saf})^3 - (D_{ext} - 2 \cdot e)^3 \right) \quad \text{Ecuación 11.27}$$

$$m_{curva\ 316L} = \rho_{316L} \cdot 0,1 \cdot \left((D_{ext})^3 - (D_{ext} - 2 \cdot e + 2 \cdot e_{saf})^3 \right) \quad \text{Ecuación 11.28}$$

$$m_{h1\ saf} = \rho_{safurex} \cdot h_1 \cdot \pi \cdot 0,25 \cdot \left((D_{ext} - 2 \cdot e + 2 \cdot e_{saf})^2 - (D_{ext} - 2 \cdot e)^2 \right) \quad \text{Ecuación 11.29}$$

$$m_{h1\ 316L} = \rho_{316L} \cdot h_1 \cdot \pi \cdot 0,25 \cdot \left((D_{ext})^2 - (D_{ext} - 2 \cdot e + 2 \cdot e_{saf})^2 \right) \quad \text{Ecuación 11.30}$$

Siendo:

- $m_{\text{curva saf}}$ la masa de la parte toroidal del fondo referente al Safurex (kg).
- $m_{\text{curva 316L}}$ la masa de la parte toroidal del fondo referente al 316L (kg).
- t el espesor del fondo (0,291 m).
- $m_{h1 \text{ saf}}$ la masa de la parte recta del fondo referente al Safurex (kg).
- $m_{h1 \text{ 316L}}$ la masa de la parte recta del fondo referente al 316L (kg).

Los resultados de las masas de los cuerpos se encuentran en la *tabla 11.32*.

Tabla 11.32. Resultados pesos del reactor.

Variable	Valor
$m_{\text{cuerpo saf}}$	7684
$m_{\text{cuerpo 316L}} \text{ (kg)}$	451186
$m_{\text{curva saf}} \text{ (kg)}$	169
$m_{\text{curva 316L}} \text{ (kg)}$	12370
$m_{h1 \text{ saf}} \text{ (kg)}$	333
$m_{h1 \text{ 316L}} \text{ (kg)}$	21943

Además, sabiendo que el área de los 10 bafles es de 4,48 m² y escogiendo una anchura de baffle igual a dos capas de revestimiento de Safurex (0.01 m), se calcula el peso de los bafles con la *ecuación 11.31*.

$$m_{\text{baffle}} = n_{\text{baffle}} \cdot A_{\text{baffle}} \cdot e_{\text{baffle}} \cdot \rho_{\text{safurex}} \quad \text{Ecuación 11.31}$$

Siendo:

- m_{baffle} la masa de los bafles (kg).
- n_{baffle} el número de bafles.
- A_{baffle} el area del baffle (m²).
- e_{baffle} el espesor del baffle (m).

El peso de los bafles es de 3448 kg.

Para el cálculo del peso completo del reactor vacío del Pool Reactor se hace la suma de los pesos calculados anteriormente (1 cuerpo y 2 fondos) y el peso del equipo del intercambio de calor (valor al final del apartado 11.4.4.), ver *ecuación 11.32*.

$$m_{\text{vacío}} = m_{\text{cuerpo}} + 2 \cdot (m_{\text{curva}} + m_{h1}) + m_{\text{baffle}} + m_{\text{tub}} \quad \text{Ecuación 11.32}$$

Siendo:

- $m_{vacío}$: la masa del reactor vacío (kg).

El peso del Pool Reactor vacío es de 569343 kg.

11.4.4. Intercambio de calor

Para calcular el intercambio necesario en el Pool Reactor se considera que el calor que se genera y se disipa en el interior proviene de diferentes fuentes, primero tenemos el calor asociado al incremento y disminución de temperatura de los reactivos, en fase gas y líquida, y a los calores específicos de los componentes, como se mencionó antes estos cálculos los hace HYSYS fijando la temperatura de entrada y salida de los corrientes de separador de componentes, considerando que el reactor es isotermo en la temperatura de entrada. Además, también existen calores asociados al cambio de fase tanto del amoniaco como el agua o CO₂, y sus calores latentes, cálculos que también hace HYSYS como se hizo con los calores específicos.

Finalmente se tiene en cuenta los calores de reacción mencionados anteriormente, -117 kJ/mol para la reacción de formación de carbamato y 15,5 kJ/mol para la reacción de formación de urea, menospreciando el calor de reacción del biuret al tener una conversión muy baja y no encontrar valores consistentes de su calor de reacción, pero al ser seguro una reacción endotérmica se estará sobre dimensionado. Con esto y las *ecuaciones 11.33 y 11.34* se encuentran los valores del caudal de energía.

$$ER = v_k \cdot (N_{kS} - N_{kE}) \cdot \Delta H_r \quad \text{Ecuación 11.33}$$

Siendo:

- ER el caudal de energía asociado a la reacción (kJ/h).
- k el componente clave (CO₂ para la reacción del carbamato y urea para la de urea).
- N_S y N_E el caudal molar de salida y entrada respectivamente (mol/h).
- ΔH_r el calor de reacción (kJ/mol).

$$Q = ECp + ECv + ER \quad \text{Ecuación 11.34}$$

Siendo:

- Q: el caudal de energía total (kJ/h).
- ECp: el caudal de energía asociado a los calores específicos (kJ/h).
- ECv: el caudal de energía asociado a los calores latentes (kJ/h).

Con la *ecuación 11.34* se calcula que el valor de caudal energético asociado a la reacción de formación de carbamato es de $-1,411 \cdot 10^8$ kJ/h, el de la formación de urea es de $1,37 \cdot 10^7$ kJ/h y que el caudal energético calculado del HYSYS para el intercambio de la suma de los ECp y la ECv es de $1,18 \cdot 10^7$ kJ/h. Haciendo que el caudal de energía total necesario para refrigerar y condensar el reactor es de $-1,156 \cdot 10^8$ kJ/h.

Para el sistema de refrigeración del reactor se utiliza agua que se convertirá en vapor^[20] (nombrada como BFW “Boiling Feed Water”) a 5 bares de presión y a 151,9 °C (temperatura de ebullición a dicha presión), haciendo un balance de energía para el agua *ecuación 11.35*.

$$Q = m_{H_2O} \cdot \lambda \quad \text{Ecuación 11.35}$$

Siendo:

- m_{H_2O} el caudal de agua kg/h
- λ el calor latente del agua (que lo calcula HYSYS y es alrededor de 2100 KJ/kg)

Despejando el caudal de agua de la *ecuación 11.35* se calcula que el caudal de vapor generado a 5 bares es de 54894 (Kg/h).

Para calcular el área necesaria de intercambio de calor se utiliza la *ecuación 11.36* con estas simplificaciones, por la complejidad del equipo, tomando el coeficiente global de transferencia de calor como 1000(W/m²K)^[21].

$$Q = U \cdot A \cdot LMTD \quad \text{Ecuación 11.36}$$

Siendo:

- U el coeficiente global de transferencia de calor (W/ m²K)
- A el área de intercambio de calor (m²)

LMTD .la diferencia de temperatura media logarítmica (K) “*ecuación 11.37*”

$$LMTD = \frac{(\Delta T_A - \Delta T_B)}{\ln\left(\frac{\Delta T_A}{\Delta T_B}\right)} \quad \text{Ecuación 11.37}$$

Siendo:

- ΔT_A la diferencia entre la temperatura de entrada de un fluido y la de salida del otro (K)
- ΔT_B la diferencia entre la temperatura de salida del primer fluido y la de entrada del otro (K).

Para el Pool Reactor los valores calculados se pueden encontrar en la *tabla 11.33*.

Tabla 11.33. Valores calculados para el Pool Reactor.

Variable	Valor
T _{ent} / T _{sor} Reactor (°C)	165 / 185
T _{ent} / T _{sor} Agua (°C)	151,9 / 151,9
ΔT _A (°C)	13,1
ΔT _B (°C)	33,1
LMTD (°C)	21,6
U (W/ m ² K)	1000
Q (kW)	32111,11
A (m ²)	1488.22

Para calcular el número de tubos en U y el diámetro y longitud de estos se fijan dos parámetros que la longitud de los tubos sea entre 26-28 m de largo (longitud para formar una U hasta la mitad del Pool Reactor) y que la velocidad de vapor generado dentro de los tubos se encuentre entre 15 y 25 m/s (velocidades típicas de gases). Estos cálculos se realizan con las ecuaciones 11.38 y 11.39

$$L_t = \frac{A}{N_t \cdot \pi \cdot D_{ext}} \quad \text{Ecuación 11.38}$$

$$v = \frac{m_{H_2O} \cdot PM \cdot R \cdot T}{P} \cdot \frac{4}{N_t \cdot \pi \cdot D_{int}^2} \quad \text{Ecuación 11.39}$$

Iterando con valores diferentes de diámetros y numero de tubos se escoge la combinación con unos tubos de diámetro nominal de $\frac{3}{4}$ " y un STD de 40, con 835 tubos. Ver todos los valores en la tabla 11.34.

Tabla 11.34. Valores de las dimensiones del sistema de intercambio de calor.

Variable	Valor
N _t	835
L _t (m)	27,07
D _e (m)	0,0267
D _i (m)	0,02096
V (m/s)	20,8

Como el recubrimiento interno del reactor, se escoge Safurex para que sea el material de las tuberías. Y sabiendo que la densidad de este es de 7700 kg/m³ se calcula el peso de asociado a los tubos del intercambio de calor, ecuación 11.40

$$m_{tub} = N_t \cdot L_t \cdot \pi \cdot (r_{ext}^2 - r_{int}^2) \cdot \rho_{safurex} \quad \text{Ecuación 11.40}$$

Siendo:

- m_{tub} : la masa de los tubos (kg).
- $\rho_{safurex}$: la densidad del Safurex (kg/m^3).

El resultado es de 37392 kg.

11.5. Intercambiadores de calor

Para el diseño de los intercambiadores de calor, se realizan dos tipos de diseño. Uno riguroso hecho con HYSYS, para equipos que se sabe que se pueden dimensionar con el simulador, y otro más aproximado para sacar el agua o vapor para dar que se dé el intercambio y un área de intercambio aproximada para sacar precios y espacio necesario. Este segundo diseño se realiza en equipos donde ya sea por falta de conocimiento de cómo es su funcionamiento y como es el equipo o falta de tiempo.

11.5.1. Diseño riguroso

Para hacer el diseño riguroso con HYSYS, primero se hace una estimación del caudal de energía y el caudal de fluido de servicio necesario para conseguir un salto térmico parecido al deseado. Para poder tener unos valores estimados al empezar con el diseñador de intercambiadores del HYSYS.

Las variables consideradas en el diseño de los intercambiadores son: velocidades y perdidas de presión razonables, que el modelo no presente vibraciones, que el gradiente de temperatura sea efectivo según los pasos por tubos o por carcasa.

Para que estos parámetros se cumplan se prueban diferentes combinaciones de longitudes, diámetros, número de pasos por tubos o carcasa para obtener los diseños de a continuación.

11.5.1.1. Intercambiador entrada 1 E-001

Los intercambiadores E-001, E-002 y E-003 tienen como función enfriar el dióxido de carbono que se calienta al ser comprimido, como líquido refrigerante se utiliza el propio amoniaco de proceso que necesita ser calentado antes de entrar en la sección de síntesis, aprovechando así el calor sobrante del CO₂ de la compresión en serie.

Después de varias pruebas con diferentes parámetros se encuentra los siguientes valores de operación, para lo que se considera un diseño aceptable, ver *figura 11.9*.

Overall Performance

Simulation		Shell Side	Tube Side			
Total mass flow rate	kg/h	28875		38625		
Vapor mass flow rate (In/Out)	kg/h	0	0	38625		38625
Liquid mass flow rate	kg/h	28875	28875	0		0
Vapor mass fraction		0	0	1		1
Temperatures	°C	17.76	46.91	150.76		29.56
Bubble / Dew point	°C	97.98 / 97.98	97.95 / 97.95	/		/
Operating Pressures	kPa	6000	5997.006	600		583.14
Film coefficient	W/(m ² -K)	2469.3		302.9		
Fouling resistance	m ² -K/W	0		0		
Velocity (highest)	m/s	0.12		24.88		
Pressure drop (allow./calc.)	kPa	50	/ 2.995	50	/	16.86
Total heat exchanged	kW	1193	Unit DEM	1 pass	1 ser	1 par
Overall clean coeff. (plain/finned)	W/(m ² -K)	261.4 /	Shell size 780	- 6000	mm	Hor
Overall dirty coeff. (plain/finned)	W/(m ² -K)	261.4 /	Tubes Plain			
Effective area (plain/finned)	m ²	105.9 /	Insert None			
Effective MTD	°C	43.09	No. 300 OD 19.05 Tks 1.65 mm			
Actual/Required area ratio (dirty/clean)		1 / 1	Pattern 30 Pitch 23.81 mm			
Vibration problem (HTFS)		No	Baffles Single segmental Cut(%) 39.42			
RhoV2 problem		No	Total cost 100789 Dollar(US)			

Total Messages: 9
Errors: 0
Input: 4
Results: 0
Operations: 0
Notes & Advisory: 5
Warning and Messages details

Heat Transfer Resistance

Shell side / Fouling / Wall / Fouling / Tube side

Shell Side  Tube Side

Figura 11.9. Valores calculados por HYSYS del intercambiador.

Si se observa la figura 11.9., se puede ver que la temperatura de entrada del amoníaco es de 17,76 °C y se calienta hasta 46,91 °C, mientras la temperatura de entrada del dióxido de carbono es de 150,76°C y se enfria hasta 29,56 °C para que pueda entrar en el siguiente compresor. En el diseño, donde hay mayor resistencia a la transmisión de calor, está el dióxido de carbono, y el coeficiente global de transferencia de calor es de unos 260 W/m²K, no considerando incrustaciones, porque ninguno de los dos fluidos las presenta normalmente.

11.5.1.2. Intercambiador entrada 2 E-002

Como en el apartado anterior después de varias pruebas con diferentes parámetros se encuentra los siguientes valores de operación, para lo que se considera un diseño aceptable, ver figura 11.10.

Overall Performance

Simulation		Shell Side		Tube Side	
Total mass flow rate	kg/h	28875		38625	
Vapor mass flow rate (In/Out)	kg/h	0	0	38625	38625
Liquid mass flow rate	kg/h	28875	28875	0	0
Vapor mass fraction		0	0	1	1
Temperatures	°C	46.91	70.49	164.99	60.27
Bubble / Dew point	°C	97.95 / 97.95	97.93 / 97.93	/	/
Operating Pressures	kPa	5997.006	5994.056	2332.561	2321.064
Film coefficient	W/(m²·K)	2288.8		342.9	
Fouling resistance	m²·K/W	0		0	
Velocity (highest)	m/s	0.27		7.49	
Pressure drop (allow./calc.)	kPa	50 / 2.95		50 / 11.497	
Total heat exchanged	kW	1047.5	Unit DEM	2 pass	1 ser 1 par
Overall clean coeff. (plain/finned)	W/(m²·K)	288.2 /	Shell size 850	- 6000	mm Hor
Overall dirty coeff. (plain/finned)	W/(m²·K)	288.2 /	Tubes Plain		
Effective area (plain/finned)	m²	187.6 /	Insert None		
Effective MTD	°C	19.38	No. 530 OD 19.05 Tks 1.65 mm		
Actual/Required area ratio (dirty/clean)		1 / 1	Pattern 30 Pitch 23.81 mm		
Vibration problem (HTFS)		No	Baffles Single segmental Cut(%) 38.24		
RhoV2 problem		No	Total cost 139255 Dollar(US)		

Total Messages: 13
Errors: 0
Input: 6
Results: 0
Operations: 1
Notes & Advisory: 6
Warning and Messages details

Heat Transfer Resistance

Shell side / Fouling / Wall / Fouling / Tube side

Shell Side  Tube Side

Figura 11.10. Valores calculados por HYSYS del intercambiador.

11.5.1.3. Intercambiador entrada 3 E-003

Como en el apartado anterior después de varias pruebas con diferentes parámetros se encuentra los siguientes valores de operación, para lo que se considera un diseño aceptable, ver figura 11.11.

Overall Performance

Simulation		Shell Side		Tube Side	
Total mass flow rate	kg/h	28875		38625	
Vapor mass flow rate (In/Out)	kg/h	0	0	38625	38625
Liquid mass flow rate	kg/h	28875	28875	0	0
Vapor mass fraction		0	0	1	1
Temperatures	°C	70.49	91.67	186.85	82.43
Bubble / Dew point	°C	97.93 / 97.93	97.9 / 97.9	/	/
Operating Pressures	kPa	5994.056	5991.205	7891.619	7887.009
Film coefficient	W/(m²·K)	2412.3		317.1	
Fouling resistance	m²·K/W	0		0	
Velocity (highest)	m/s	0.21		1.92	
Pressure drop (allow/calc.)	kPa	50	/ 2.851	50	/ 4.609
Total heat exchanged	kW	1060.2	Unit DEM	2 pass	1 ser 1 par
Overall clean coeff. (plain/finned)	W/(m²·K)	271.6 /	Shell size	780 - 6000	mm Hor
Overall dirty coeff. (plain/finned)	W/(m²·K)	271.6 /	Tubes	Plain	
Effective area (plain/finned)	m²	226.1 /	Insert	None	
Effective MTD	°C	17.25	No.	640 OD 19.05 Tks 1.65 mm	
Actual/Required area ratio (dirty/clean)		1 / 1	Pattern	30 Pitch 23.81 mm	
Vibration problem (HTFS)		No	Baffles	Single segmental Cut(%) 42.47	
RhoV2 problem		No	Total cost	175403	Dollar(US)

Total Messages: 11
 Errors: 0
 Input: 6
 Results: 0
 Operations: 1
 Notes & Advisory: 4
 Warning and Messages details

Heat Transfer Resistance

Shell side / Fouling / Wall / Fouling / Tube side

Shell Side  Tube Side

Figura 11.11. Valores calculados por HYSYS del intercambiador.

11.5.1.4. Intercambiador recuperación hidrolizador E-702

Tanto el intercambiador de recuperación del hidrolizador como el del desorbedor tienen como función recuperar el calor que gana el fluido en el hidrolizador o el segundo desorbedor debido al contacto directo con el vapor y así precalentar la misma entrada en el hidrolizador o el primer desorbedor.

Para el diseño como en los anteriores intercambiadores se prueban diferentes combinaciones de diámetro de tubo, longitud de tubos, diámetro de carcasa, etc. Para encontrar un diseño que sea satisfactorio. Además, para el diseño no se consideran incrustaciones al ser en su mayor parte agua proveniente de la reacción de formación de la urea. Los cálculos que realiza HYSYS para el diseño para el E-702 se encuentra en la *figura 11.12*.

Overall Performance

Simulation		Shell Side	Tube Side			
Total mass flow rate	kg/h	60479		63475		
Vapor mass flow rate (In/Out)	kg/h	0	0	0	0	
Liquid mass flow rate	kg/h	60479	60479	63475	63475	
Vapor mass fraction		0	0	0	0	
Temperatures	°C	226.6	153.53	141.8	213.92	
Bubble / Dew point	°C	228.46 / 241.4	228.24 / 241.2	234.54 / 243	234.49 / 242.96	
Operating Pressures	kPa	3500	3487.613	3600	3597.064	
Film coefficient	W/(m²·K)	7804		3489.8		
Fouling resistance	m²·K/W	0		0		
Velocity (highest)	m/s	0.53		0.37		
Pressure drop (allow./calc.)	kPa	100 / 12.387	100 / 2.936			
Total heat exchanged	kW	5445.2	Unit CFM	2 pass	1 ser	1 par
Overall clean coeff. (plain/finned)	W/(m²·K)	2015.5 /	Shell size	800 - 6000	mm	Hor
Overall dirty coeff. (plain/finned)	W/(m²·K)	2015.5 /	Tubes	Plain		
Effective area (plain/finned)	m²	220.7 /	Insert	None		
Effective MTD	°C	12.24	No.	700 OD	17 Tks	1.24 mm
Actual/Required area ratio (dirty/clean)		1 / 1	Pattern	30 Pitch	21.25	mm
Vibration problem (HTFS)		No	Baffles	Single segmental	Cut(%)	38.5
RhoV2 problem		No	Total cost	127823	Dollar(US)	

Total Messages: 8
 Errors: 0
 Input: 5
 Results: 0
 Operations: 0
 Notes & Advisory: 3
 Warning and Messages details



Figura 11.12. Valores calculados por HYSYS del intercambiador.

11.5.1.5. Intercambiador recuperación desorbedor

Como en el apartado anterior después de varias pruebas con diferentes parámetros se encuentra los siguientes valores de operación, para lo que se considera un diseño aceptable, ver figura 11.13.

Overall Performance

Simulation		Shell Side	Tube Side			
Total mass flow rate	kg/h	60258		59401		
Vapor mass flow rate (In/Out)	kg/h	0	0	0	0	
Liquid mass flow rate	kg/h	60258	60258	59401	59401	
Vapor mass fraction		0	0	0	0	
Temperatures	°C	155.3	96.46	55.06	116.54	
Bubble / Dew point	°C	155.33 / 155.47	154.98 / 155.13	135.65 / 154.6	135.19 / 154.21	
Operating Pressures	kPa	550	545.026	550	544.353	
Film coefficient	W/(m²·K)	3762.6		2757.6		
Fouling resistance	m²·K/W	0		0		
Velocity (highest)	m/s	0.25		0.42		
Pressure drop (allow./calc.)	kPa	50 / 4.974	50 / 5.647			
Total heat exchanged	kW	4181.7	Unit BEM	1 pass	1 ser	1 par
Overall clean coeff. (plain/finned)	W/(m²·K)	1336.9 /	Shell size	750 - 6000	mm	Hor
Overall dirty coeff. (plain/finned)	W/(m²·K)	1336.9 /	Tubes	Plain		
Effective area (plain/finned)	m²	78 /	Insert	None		
Effective MTD	°C	40.11	No.	220 OD	19.05 Tks	1.65 mm
Actual/Required area ratio (dirty/clean)		1 / 1	Pattern	30 Pitch	23.81	mm
Vibration problem (HTFS)		No	Baffles	Single segmental	Cut(%)	39
RhoV2 problem		No	Total cost	57603	Dollar(US)	

Total Messages: 8
 Errors: 0
 Input: 4
 Results: 0
 Operations: 0
 Notes & Advisory: 4
 Warning and Messages details



Figura 11.13. Valores calculados por HYSYS del intercambiador.

11.5.2. Diseño aproximado

Para hacer el cálculo del diseño aproximado de los equipos de intercambio de calor es necesario conocer de cada equipo los siguientes valores. Como son los balances de materia de todos los componentes, la temperatura y presión de entrada y salida, para que el HYSYS pueda calcular las propiedades de cada corriente y así calcular el balance de energía y el caudal de energía necesario para realizar el intercambio de calor. Además, con el caudal de energía en el HYSYS después se calcula el caudal de agua o vapor para el intercambio determinado la presión, temperatura y fase de este.

Para el cálculo del área de intercambio se utiliza la ecuación 11.36.

11.5.2.1. Condensador de carbamato de baja presión CD-201

El condensador de carbamato de baja presión es un equipo donde se producen varios fenómenos, la condensación de los gases provenientes de la columna de destilación y del tratamiento de aguas y la reacción de formación de carbamato (con una conversión del 0,99^[22]) a partir de amoniaco y dióxido de carbono. Además, la fase que quede líquida del condensador será la que se recircule hacia la parte de alta presión, para esto se hubo que incluir un caudal extra de agua para que la concertación del carbamato no sea superior al 70%^[23] y una mayor parte del amoniaco pueda ser absorbido, también se escoge una temperatura de 85°C para evitar cristalizaciones y se estima la caída de presión del equipo en 0,1 bar. Ver valores de entrada y salida en la *tabla 11.40*.

Tabla 11.35. Valores caudales del CD-201.

Componente	Caudal de entrada (tn/h)	Caudal de salida (tn/h)
CO ₂	11,669	0,117
NH ₃	9,694	0,753
Carbamato	0	20,493
Urea	0,176	0,176
Agua	8,474	8,474
Biuret	0	0
Temperatura (°C)	97,5	85
Presión (°C)	4,1	4

Los balances de energía se calculan con HYSYS considerando que además de la necesidad de retirar calor para que se condensen los componentes, es necesario el retirar calor proveniente de la reacción exotérmica de la formación de carbamato (-117 kJ/mol), con estas

consideraciones HYSYS calcula que el caudal de calor necesario para extraer energía del condensador de carbamato de baja presión es 8947.22 kW.

Con el caudal de energía se puede calcular el caudal de agua necesario para conseguir este enfriamiento, suponiendo que el salto térmico del agua va de 23°C a 48°C. El resultado calculado del balance de energía hecho con HYSYS da que el caudal de agua necesario es de 304914 kg/h.

Para el diseño físico del condensador de carbamato se supone que este es como un tanque con un área de intercambio. Esta área se calcula, suponiendo que el coeficiente de transferencia de calor global es de 1000 W/m²^[21], con la *ecuación 11.36*, sabiendo que:

$$\Delta T_A = 97,5 - 48 = 49,5$$

$$\Delta T_B = 85 - 23 = 62$$

$$LMTD = \frac{(49,5 - 62)}{\ln\left(\frac{49,5}{62}\right)} = 55,52$$

$$A = \frac{8947,22}{1000 \cdot 55,52} = 161,17 \text{ m}^2$$

Para lo que es el cuerpo del condensador suponiendo que se necesita un tiempo de residencia aproximado, para que la reacción y el intercambio suceda, de 0,1 horas, el cabal másico es de 29487 kg/h y una densidad de 910,2 kg/m³, se calcula el volumen del tanque con la *ecuación 11.1* y *11.2*.

$$V_L = \frac{0,1 \cdot 29487}{910,2} = 3,24 \text{ m}^3$$

$$V_T = 3,24 + 3,24 \cdot 0,2 = 3,89 \text{ m}^3$$

Suponiendo un factor de sobredimensionamiento de 0,2 para el espacio de gases y el intercambiador.

Suponiendo una relación L/D igual a 1,5 y con la *ecuación 11.3*, *11.4*, *11.6*, las *ecuaciones 11.7*. Se obtienen los resultados de la *tabla 11.36*. y *11.37*.

Tabla 11.36. Datos del diseño del cuerpo del condensador de carbamato.

Variable	Valor
Temperatura de diseño (°C)	123
Presión de diseño (bar)	7,40

L (m)	2,233
D _i (m)	1,489
Material	316L
K del material a T _d ^[4] (MPa)	191
Coeficiente de seguridad (S)	1,50
Coeficiente de junta (J)	0,85
Coeficiente de corrosión (c) (mm)	8,89
Espesor (t _d) (mm)	14,10

Tabla 11.37. Datos del diseño del fondo del condensador de carbamato.

Variable	Valor
β	3,2
Espesor (t _d fondo) (mm)	17,20
D _e (m)	1,517
R (m)	1,517
r (m)	0,1517
h ₁ (m)	0,060
h ₂ (m)	0,286
H (m)	0,363
D _d (m)	1,795
V(h ₂) (m ³)	0,326
Volumen total fondo (m ³)	0,430
V _{vacio} (m ³)	4,77

11.5.2.2. Condensador

Para el condensador, donde van los gases del tanque flash y los dos evaporadores, el diseño se hace similar al de carbamato. Sabiendo que en este equipo solo hay cambio de fase y cambio de temperatura, se sabe que el caudal de másico de cada componente no cambiará (*tabla 11.38*) y solo lo hará la temperatura y la presión. Con HYSYS se calcula que el caudal de energía necesario para enfriar los gases de 103,6 a 70 °C y estimando la caída de presión del equipo en 0,1 bar (de 1,2 a 1,1), resulta en 15525 kW.

Tabla 11.38. Valores caudales del CD-202.

Componente	Caudal másico (tn/h)
CO ₂	0,099
NH ₃	0,878
Carbamato	0
Urea	2,657
Agua	45,562
Biuret	0

Con el mismo HYSYS se calcula que el caudal de agua necesario, realizando un calentamiento desde 23 a 48°C, es de 529077 kg/h. Ya realizando los mismos cálculos que en el apartado anterior se obtienen los resultados de la *tabla 11.39.*, *11.40.* y *11.41.*

Tabla 11.39. Valores calculados para el condensador.

Variable	Valor
T_{ent} / T_{sort} (°C)	103,6 / 70
T_{ent} / T_{sort} Agua (°C)	23 / 48
ΔT_A (°C)	55,6
ΔT_B (°C)	47
LMTD (°C)	51,18
U (W/m²K) [21]	1200
Q (kW)	15525
A (m²)	252,79

Tabla 11.40. Datos del diseño del cuerpo del condensador de carbamato.

Variable	Valor
Caudal (kg/h)	50643
Densidad (kg/m³)	967,7
τ (h)	0,1
Temperatura de diseño (°C)	132
Presión de diseño (bar)	4,5
L (m)	2,620
D _i (m)	1,747
Material	316L
K del material a T _d ^[4] (MPa)	188
Coeficiente de seguridad (S)	1,50
Coeficiente de junta (J)	0,85
Coeficiente de corrosión (c) (mm)	8,89
Espesor (t _d) (mm)	12,6

Tabla 11.41. Datos del diseño del fondo del condensador de carbamato.

Variable	Valor
β	3,6
Espesor (t _d fondo) (mm)	15,7
D _e (m)	1,772
R (m)	1,772
r (m)	0,1772
h1(m)	0,055

$h_2(m)$	0,336
$H (m)$	0,406
$D_d (m)$	2,069
$V(h_2) (m^3)$	0,527
Volumen total fondo (m^3)	0,658
$V_{vacío} (m^3)$	7,60

11.5.2.3. Intercambio del tanque pulmón de agua amoniacal

Para el cálculo del área de intercambio necesaria para enfriar el agua amoniacal en el tanque pulmón y así evitar posibles fugas de amoníaco en fase gas, como en los casos anteriores se simula con el propio tanque de HYSYS que caudal de calor se tendría que extraer para enfriar el conjunto de aguas provenientes del condensador y los absorbedores a 55°C. Resultando en caudal de energía necesario de 870 kW, que equivale a 29653 kg/h de agua fijando el salto térmico de este entre 23 y 48 °C.

Suponiendo un coeficiente de transferencia de calor global de 800 (W/ m²K) [21], con la ecuación 11.36 se obtienen los resultados de la *tabla 11.42*.

Tabla 11.42. Valores calculados para el intercambio en el tanque pulmón.

Variable	Valor
T_{ent} / T_{sort} (°C)	70 / 55
T_{ent} / T_{sort} Agua (°C)	23 / 48
ΔT_A (°C)	22
ΔT_B (°C)	32
LMTD (°C)	26,69
U (W/ m ² K)	800
Q (kW)	870
A (m ²)	40,75

11.5.2.4. Intercambiador Urea concentrada

Para el cálculo del área de intercambio necesaria para calentar la urea que sale del evaporador y no se cristalice la urea y se pueda transportar la solución de urea concentrada. Como en los casos anteriores se simula con el propio HYSYS, que hace los cálculos del balance de energía, y sabiendo que el caudal de urea aumenta desde 63 a 135 °C. El caudal de calor calculado que se tiene que aportar es de 1539,72 kW, que equivale a 2631 kg/h de vapor a 5 bar que cambie de fase generado en el reactor.

Suponiendo un coeficiente de transferencia de calor global de 1000 (W/ m²K) [21], con la ecuación 11.36 se obtienen los resultados de la *tabla 11.43*.

Tabla 11.43. Valores calculados para el intercambiador urea concentrada.

Variable	Valor
T_{ent} / T_{sort} (°C)	63 / 135
T_{ent} / T_{sort} Vapor (°C)	151,9 / 151,9
ΔT_A (°C)	16,9
ΔT_B (°C)	88,9
LMTD (°C)	43,4
U (W/ m ² K)	1000
Q (kW)	1539,72
A (m ²)	44,33

11.5.2.5. Calentador del aire de granulación

Para el cálculo del área de intercambio necesaria para calentar el aire que entra en el granulador. Como en los casos anteriores se simula con el propio HYSYS y sabiendo que la temperatura del aire aumenta desde 15 a 105 °C, siendo un caudal de aire de 276, tn/h. El caudal de calor calculado que se tiene que aportar es de 6889 kW, que equivale a 11770 kg/h de vapor a 5 bar que cambie de fase generado en el reactor.

Suponiendo un coeficiente de transferencia de calor global de 500 (W/ m²K) [21], con la ecuación 11.36 se obtienen los resultados de la *tabla 11.44*.

Tabla 11.44. Valores calculados para el intercambiador aire granulación.

Variable	Valor
T_{ent} / T_{sort} (°C)	15 / 105
T_{ent} / T_{sort} Vapor (°C)	151,9 / 151,9
ΔT_A (°C)	46,9
ΔT_B (°C)	136,9
LMTD (°C)	84,02
U (W/ m ² K)	500
Q (kW)	6889
A (m ²)	163,99

11.5.2.6. Frio para reutilizar el agua hacia los absorbedores

Para poder reutilizar el agua que sale de los desorbedores en el condensador de carbamato de baja presión, el absorbedor de baja presión y el scrubber ácido, se calcula que el caudal necesario de agua a recircular es de aproximadamente 14900 kg/h. Esta agua se encuentra a 5,44 bar y 95°C y se requiere a 4,2 bar y 44°C haciendo el balance de energía con HYSYS se obtiene que el caudal de energía a extraer es 888,6 kW y si se opta por hacer esto con agua de refrigeración de 23 a 48°C, un caudal de agua de 30287 kg/h.

Suponiendo un coeficiente de transferencia de calor global de 1000 (W/ m²K) [21], con la ecuación 11.36 se obtienen los resultados de la *tabla 11.45*.

Tabla 11.45. Valores calculados para el intercambiador de la reutilización del agua

Variable	Valor
T _{ent} / T _{sor} (°C)	95 / 44
T _{ent} / T _{sor} Agua (°C)	23 / 48
ΔT _A (°C)	47
ΔT _B (°C)	21
LMTD (°C)	32,27
U (W/ m ² K)	1000
Q (kW)	888,6
A (m ²)	27,53

11.6. Compresores

Para el diseño de los compresores necesarios para aumentar la presión de los corrientes de gas del proceso, es indispensable determinar la potencia de los compresores. Se ha tenido en cuenta los caudales y fluidos a impulsar, así como las condiciones de presión, temperatura y compresibilidad de la corriente.

Se calcula la potencia del compresor a partir de calcular antes la relación de presiones de entrada y salida y el número de etapas. Se calcula también la relación de presiones (α) mediante la ecuación siguiente:

$$\alpha = \frac{P_{impulsión}}{P_{aspiración}} \quad \text{Ecuación 11.41.}$$

Y el número de etapas a partir del valor de α y r . Para el valor de la relación de compresión (r) para los compresores centrífugos oscila entre 2,5 y 5. Para el cálculo se ha utilizado un valor intermedio de 3,75.

$$r = \sqrt[n]{\alpha} \rightarrow N = \frac{\ln(\alpha)}{\ln(r)} \quad \text{Ecuación 11.42.}$$

Una vez obtenido el valor del número de etapas, se calcula la potencia del compresor mediante la siguiente ecuación:

$$w = N \cdot \frac{\gamma}{\gamma - 1} \cdot \frac{Z \cdot R \cdot T_e}{PM} \cdot \left(\frac{P_i}{P_a}^{\frac{\gamma}{\gamma-1}} - 1 \right) \quad \text{Ecuación 11.43.}$$

Siendo:

- W: es la potencia del compresor (J/kg).
- N: es el número de etapas.
- γ: es la relación Cp/Cv .
- Z: es el factor de compresibilidad.
- R: es la constante de los gases (8,31 J/mol·K).
- Te: es la temperatura de entrada al compresor.
- PM: es el peso molecular del fluido.
- Pi: es la presión de impulsión.
- Pa: es la presión de aspiración.

Para obtener la potencia del compresor en W se multiplica por el caudal mísico como se muestra a continuación. Teniendo en cuenta el rendimiento del compresor (η), la potencia real se calcula como se muestra en la ecuación 11.45.

$$Pot (W) = w \left(\frac{J}{kg} \right) \cdot m \left(\frac{kg}{s} \right)$$

Ecuación 11.44.

$$P_{real} (W) = \frac{Pot}{\eta}$$

Ecuación 11.45.

11.7. Bombas

Para el dimensionamiento de las bombas, se calcula la potencia necesaria de esta para poder impulsar el fluido mediante el balance de energía mecánica.

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

Siendo:

- P: potencia teórica de la bomba (W).
- ρ : densidad del fluido (Kg/m³).
- g: gravedad (9,81 m/s²).
- Q: caudal volumétrico (m³/s).
- h: carga total de la bomba (m).

Las cargas de impulsión y aspiración se han calculado mediante el valor de las pérdidas de carga en el tramo anterior y posterior del equipo.

$$h = \left((z_2 - z_1) + \frac{1}{g} \left(\frac{P_2 - P_1}{\rho} \right) + \frac{1}{2} \left(\frac{v_2^2}{\alpha} - \frac{v_1^2}{\alpha} \right) + ev \right)$$

Ecuación 11.46.

Siendo:

- P_1 y P_2 : son las presiones de entrada y salida de la bomba (kPa).
- ρ : es la densidad del fluido (kg/m^3).
- z_1 y z_2 : es el incremento de la altura (m).
- α : es la constante del flujo (laminar=0,5 y turbulento=1).
- v_1 y v_2 : es la variación de la velocidad del fluido (m/s).
- w : es el trabajo realizado por la bomba (J/kg).
- e_v : es la perdida de carga total proveniente de los accidentes o los tramos rectos ($\text{m}^2/\text{s}^2=\text{J/Kg}$).

Para Reynolds menores a 2100, el régimen es laminar. Consecuentemente, el factor f se considera de $16/Re$. En cambio, para Reynolds mayores a 2100, se considera que es un régimen turbulento y por lo tanto es necesario determinar el factor f mediante el Ábaco de Moody (*figura 11.14*) a partir del número del Reynolds y la rugosidad relativa del material. El numero adimensional de Reynolds se calcula mediante la velocidad (m/s), el diámetro (m), la densidad del líquido (kg/m^3) y la viscosidad del fluido ($\text{kg/m}\cdot\text{s}$).

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \quad \text{Ecuación 11.47.}$$

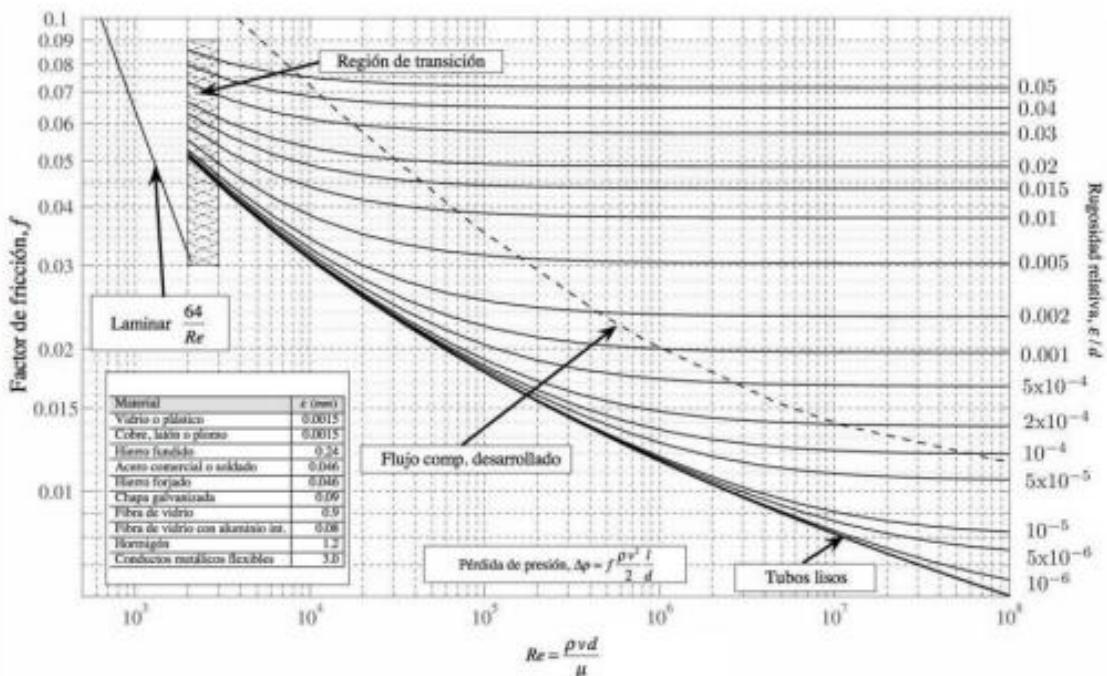


Figura 11.14. Ábaco de Moody.

Posteriormente, es necesario realizar el cálculo de las pérdidas de carga mediante la determinación de las perdidas por los tramos rectos (t.r) y los accidentes (ac).

$$e_v = e_{v_{t.r}} + e_{v_{ac}}$$

Ecuación 11.48.

Para los tramos rectos se utiliza la ecuación siguiente que mediante el valor de la fricción determinado por Reynolds y la rugosidad relativa del material ($4f$), la velocidad (v), la longitud (L) y el diámetro (m) de las tuberías.

$$e_{v_{t.r}} = 4f \cdot \frac{v^2}{2} \cdot \frac{L}{D}$$

Ecuación 11.49.

Siendo:

- L: longitud de la tubería (m).
- D: diámetro de la tubería (m).
- v: velocidad del fluido (m/s).
- f: factor de fricción de Fanning.

Para determinar el factor de fricción de Fanning se utilizará la *figura 11.15*, donde se puede encontrar el valor de $4f$ en función del Reynolds que se ha calculado para la tubería y su rugosidad relativa.

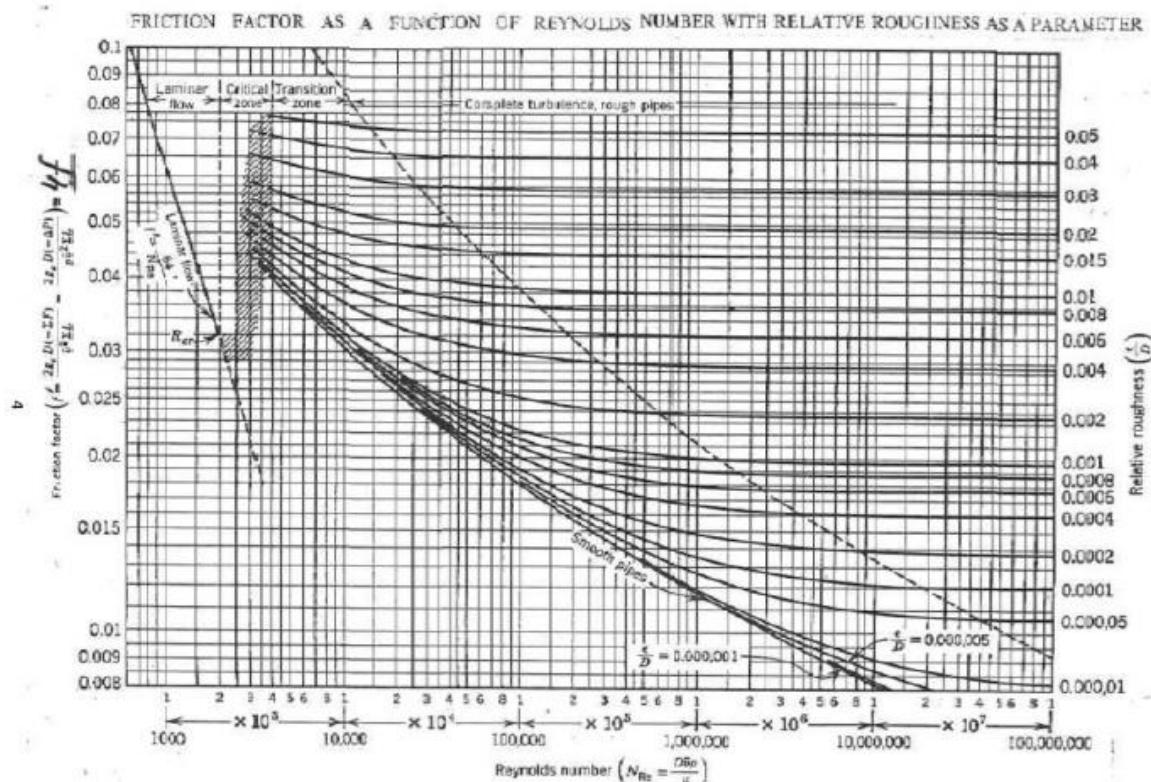


Figura 11.15. Gráfico del factor Fanning en función del valor de Reynolds.

Mientras que la rugosidad relativa es la relación entre la porosidad del material y el diámetro de la tubería.

$$\text{rugosidad relativa} = \frac{\varepsilon}{D}$$

Ecuación 11.50.

Siendo:

- ε : rugosidad (m).
- D: diámetro interno de la tubería (m).

Una vez se conoce el material de la tubería, la rugosidad se obtendrá a partir de la *tabla 11.46.*, que hay a continuación.

Tabla 11.46. Tabla de rugosidad respecto al material de tubería.

TAULA DE RUGOSITATS

MATERIAL	RUGOSITAT ε (m)	RUGOSITAT ε (peus)
VIDRE O PLASTIC	Tub llis	Tub llis
Canonades de coure, llautó o plom	$1,5 \cdot 10^{-6}$	$5 \cdot 10^{-6}$
Ferro de fundició sense revestiment	$2,4 \cdot 10^{-4}$	$8 \cdot 10^{-4}$
Ferro de fundició revestit d'asfalt	$1,2 \cdot 10^{-4}$	$4 \cdot 10^{-4}$
Acer comercial o acor-soldat	$4,6 \cdot 10^{-5}$	$1,5 \cdot 10^{-4}$
Ferro forjat	$4,6 \cdot 10^{-6}$	$1,5 \cdot 10^{-4}$
Acer rematxat	$1,8 \cdot 10^{-3}$	$6 \cdot 10^{-3}$
Ferro galvanitzat	$1,6 \cdot 10^{-4}$	$5 \cdot 10^{-3}$
Formigó	$1,2 \cdot 10^{-3}$	$4 \cdot 10^{-3}$

Una vez obtenido el valor de las perdidas por tramos rectos, se calcula las perdidas por accidentes mediante la *ecuación 11.51.*

$$e_{v_{ac}} = \sum K \cdot \frac{v^2}{2}$$

Ecuación 11.51.

Siendo:

- K: coeficiente que varía en función del accidente.

ACCIDENT	K
Entrada/salida circuit	
Entrada encanorada	0,78
Entrada cantells vius	0,50
Entrada arrodonida	0,04
Sortida encanorada	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
Manequet d'unió	0,04
Vàlvula comporta	
oberta	0,17
¾ oberta	0,90
½ oberta	4,5
¼ oberta	24,0
Vàlvula de diafragma	
oberta	2,3
¾ oberta	2,6
Vàlvula de seient	
oberta	9,0
¾ oberta	13,0
½ oberta	36,0
¼ oberta	112,0
Vàlvula angular oberta	2,0
Vàlvula de retenció (oberta)	
de charmera (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)
el·largament	**(b)

Figura 11.16. Tabla de valores de coeficiente K para diversos accidentes.

Una vez obtenidos los valores de pérdidas de cargas, y sustituyendo los demás valores encontrados, es posible calcular la carga total de la bomba con la ecuación 11.46.

Obtenida la carga total, se procede a multiplicarla por el caudal volumétrico, la densidad y la gravedad para obtener la potencia teórica de la bomba como indica la ecuación 11.52. La potencia que se obtiene se dividirá entre el rendimiento de la bomba, que ha sido supuesto como un 75%.

$$P_{real} = \frac{Pot.}{0.75}$$

Ecuación 11.52.

Para evitar posibles cavitaciones se ha comprobado que el NPSH disponible del fluido sea mayor al requerido. Para ello se ha calculado el NPSH disponible mediante la ecuación 11.53.

$$NPSH_{disp} = \Delta z + \frac{1}{g} \cdot \left[\left(\frac{P_1 - P_v}{\rho} \right) + \frac{v_1}{2 \cdot a} - e_v \right]$$

Ecuación 11.53.

Mientras que en el caso del NPSH requerido, se ha calculado mediante la ecuación 11.54.

$$NPSH_{req} = 0,1 \cdot \left(\frac{P_v}{\rho \cdot g} \right)$$

Ecuación 11.54.

11.7.1. Ejemplo de cálculo de bombas

En este apartado se realizará un ejemplo de diseño de bombas de la planta de UREALITY. Para ello, se ha escogido la bomba P-001, se calculará la potencia necesaria para impulsar el amoniaco del tanque de almacenamiento T-001 del área 000, de almacenamiento de reactivos hacia el intercambiador E-002. Los datos utilizados provienen del Capítulo 4. Tuberías, válvulas y accesorios. Todas las ecuaciones utilizadas provienen del apartado 11.7. Diseño de bombas.

Primero de todo, se determina el diferencial de presión, el diferencial de altura de la bomba y la velocidad de aspiración e impulsión. Cuenta con $\Delta P=50$ bar, $\Delta z= 0$ m. A continuación, se podrá observar en las *tablas 11.47. y 11.48.*, los datos de aspiración e impulsión de la bomba P-001.

Tabla 11.47. Datos de aspiración de la bomba P-001.

Variable	Valor
Velocidad (m/s)	0,927
Diámetro interno de la tubería (m)	0,113
Viscosidad (Kg/m·s)	0,001
Densidad (Kg/m ³)	611,60

Tabla 11.48. Datos de impulsión de la bomba P-001.

Variable	Valor
Velocidad (m/s)	2,055
Diámetro interno de la tubería (m)	0,113
Viscosidad (Kg/m·s)	5·10 ⁻⁵
Densidad (Kg/m ³)	494,00

$$Re_{\text{aspiración}} = \frac{611,60 \cdot 0,927 \cdot 0,113}{0,0001} = 5,83 \cdot 10^5$$

$$Re_{\text{impulsión}} = \frac{494 \cdot 2,055 \cdot 0,113}{5 \cdot 10^{-5}} = 2,09 \cdot 10^6$$

Como se pueden ver los resultados de los Reynolds tanto de aspiración como de impulsión son de régimen turbulento, por tanto, $\alpha=1$.

La rugosidad dado que el material es acero comercial, tendrá un valor de $4,6 \cdot 10^{-5}$.

$$\text{Rugosidad relativa} = \frac{4,6 \cdot 10^{-5}}{0,113} = 4,07 \cdot 10^{-4}.$$

Como el material y el diámetro interno de la tubería de aspiración e impulsión son iguales, las rugosidades relativas de ambos serán del mismo valor.

Con el valor de la rugosidad relativa y los Reynolds de ambos, y con ayuda de la figura 11.15., se han obtenido los valores de $4f$ de ambos. Siendo de 0,017 para el caso de aspiración y 0,016 para el caso de impulsión.

$$ev_{t.r. \text{ aspiración}} = 0,017 \cdot \frac{20}{0,114} \cdot \frac{0,927^2}{2} = 1,28 \text{ m}^2/\text{s}^2.$$

$$ev_{t.r. \text{ impulsión}} = 0,016 \cdot \frac{18}{0,114} \cdot \frac{2,055^2}{2} = 5,33 \text{ m}^2/\text{s}^2.$$

$$ev \text{ total} = 1,28 + 5,33 = 6,61 \text{ m}^2/\text{s}^2.$$

Teniendo en cuenta los accidentes contemplados en las tuberías, se llega a un valor de pérdidas de $10,87 \text{ m}^2/\text{s}^2$.

A partir de este valor, se puede calcular la carga del sistema como:

$$h = \left((z_2 - z_1) + \frac{1}{g} \left(\frac{P_2 - P_1}{\rho} \right) + \frac{1}{2} \left(\frac{v_2^2}{\alpha} - \frac{v_1^2}{\alpha} \right) + ev \right)$$

$$h = \left((2 - 4) + \frac{1}{9,81} \left(\frac{7.092.750 - 2.026.500}{611,6} \right) + \frac{1}{2} \left(\frac{2,055^2}{1} - \frac{0,927^2}{1} \right) + 10,87 \right) = 843,68 \text{ m}$$

Por último, se calcula la potencia de la bomba, partiendo de un cálculo ideal y, posteriormente, teniendo en cuenta el rendimiento del sistema (potencia real) y el rendimiento de la bomba:

$$P_{ideal} = Q \cdot \rho \cdot g \cdot h = \left(\frac{47,2}{3600} \right) \cdot 611,6 \cdot 9,81 \cdot 843,68 = 66.367,49 \text{ W}$$

$$P_{real} = \frac{P_{ideal}}{0,75} = \frac{66.367,68}{0,75} = 88.489,98 \text{ W}$$

$$P_{real} = \frac{P_{ideal}}{0,75} = \frac{88.489,98}{0,75 \cdot 1000} = 126,41 \text{ kW}$$

Para acabar de definir la bomba, hay que cuantificar el NPSH disponible en el sistema, para asegurar que la bomba no cavitó:

$$NPSH_{disponible} = (4 - 2) + \frac{1}{9,81} \cdot \left(\frac{2.026.500 - 860.000}{611,6} + \frac{0,927^2}{2 \cdot 1} - 2,18 \right) = 196,24$$

11.8. Evaporadores

Los evaporadores es un equipo donde mediante el aporte de calor regulación de la presión y un separador de fases, se consigue concentrar la urea retirando el agua que la acompaña. Así que para el diseño del evaporador se utiliza el diseño riguroso de los intercambiadores de calor y un tanque separador de fase.

11.8.1. Evaporador 1 EV-201

Para el primer evaporador las condiciones de operación escogidas son de 0,42 bar^[24] y sabiendo que la temperatura de entrada después de la perdida de presión es de 80 °C este se calienta hasta 87 °C para que la suma de la fracción de agua y urea que sale en fase gas de los dos evaporadores sea optima y no se pierda mucha urea. Utilizando el vapor de agua a 5 bar proveniente del reactor como fluido caliente (13000 kg/h), se diseña con HYSYS la parte del intercambiador de calor, ver figura 11.17.

Overall Performance

Simulation		Shell Side	Tube Side			
Total mass flow rate	kg/h	13000		72470		
Vapor mass flow rate (In/Out)	kg/h	13000	0	1330	14324	
Liquid mass flow rate	kg/h	0	13000	71140	58146	
Vapor mass fraction		1	0	0.0184	0.1977	
Temperatures	°C	151.86	121.23	80.81	87.07	
Bubble / Dew point	°C	151.85 / 151.86	151.33 / 151.33	71.84 / 283.87	68.89 / 281.33	
Operating Pressures	kPa	500	493.022	50	45.201	
Film coefficient	W/(m ² -K)		7916.1		2823.8	
Fouling resistance	m ² -K/W		0		0	
Velocity (highest)	m/s		28.1		66.88	
Pressure drop (allow./calc.)	kPa	50	/ 6.977	10	/ 4.799	
Total heat exchanged	kW	8079.7	Unit BEM	1 pass	1 ser	1 par
Overall clean coeff. (plain/finned)	W/(m ² -K)	1669.7 /	Shell size	825 - 1500	mm	Ver
Overall dirty coeff. (plain/finned)	W/(m ² -K)	1669.7 /	Tubes	Plain		
Effective area (plain/finned)	m ²	72.8 /	Insert	None		
Effective MTD	°C	66.49	No.	750 OD 22 Tks 1.65 mm		
Actual/Required area ratio (dirty/clean)		1 / 1	Pattern	30 Pitch 27.5 mm		
Vibration problem (HTFS)	Possible		Baffles	Single segmental Cut(%d) 24.02		
RhoV2 problem	No		Total cost	67020	Dollar(US)	

Total Messages: 13
 Errors: 0
 Input: 5
 Results: 0
 Operations: 1
 Notes & Advisory: 7
 Warning and Messages details



Figura 11.17. Valores calculados por HYSYS del intercambiador del evaporador.

Al observar la figura 11.14., lo primero que hace falta mencionar es que el diseño propuesto es provisional. Al no considerar varios factores como el resultado en el que el diseño pueda presentar vibraciones (más común al trabajar en presiones subatmosféricas) y que no se

consideren posibles incrustaciones, cuando es posible cristalización de urea en los evaporadores.

Sabiendo las condiciones de salida se puede calcular como quedan los balances de materia para la separación en la parte de la separación de fases.

Tabla 11.49. Datos del corriente del evaporador 1.

Variable	Valor
Caudal de líquido (m_L) (kg/h)	57600
Densidad del líquido (ρ_L) (kg/m ³)	1098
Caudal de gas (m_G) (kg/h)	15110
Densidad del gas (ρ_G) (kg/m ³)	0,27
Temperatura de operación (T_{op}) (°C)	85
Presión de operación (P_{op}) (bar)	0,4

Siguiendo un método de cálculo similar al de los tanques de separación con y con los parámetros de diseño de la *tabla 11.50* se obtienen los resultados de la *tabla 11.51*.

Tabla 11.50. Parámetros de diseño del tanque de separación del condensador de carbamato.

Variable	Valor
L/D	1,5
tiempo de "hold-up" (min)	1,4
tiempo de "surge" (min)	1

Tabla 11.51. Datos del diseño del cuerpo del tanque de separación del condensador de carbamato.

Variable	Valor
Temperatura de diseño (°C)	113
Presión de diseño (bar)	3,8
d_N (pulgadas)	30
H_{LLL} (m)	0,381
H_H (m)	0,363
H_S (m)	0,252
H_{LIN} (m)	1,067
H_D (m)	1,050
L (m)	3,114
D_i (m)	2,100
Material	316L
K del material a $T_d^{[4]}$ (MPa)	195
Coeficiente de seguridad (S)	1,50

Coeficiente de junta (J)	0,85
Coeficiente de corrosión (c) (mm)	8,89
Espesor (t_d) (mm)	13

Considerando fondos Klopper para los evaporadores y siguiendo el mismo método que, con los tanques de separación, se obtiene los siguientes valores de la *tabla 11.52* y *11.53*.

Tabla 11.52. Datos del diseño del fondo del evaporador 1.

Variable	Valor
β	3,8
Espesor (t_d fondo) (mm)	15,9
D_e (m)	2,126
R (m)	2,126
r (m)	0,2126
h1(m)	0,0557
h2(m)	0,4041
H (m)	0,4757
Dd (m)	2,4628
$V(h_2)$ (m ³)	0,918
Volumen total fondo (m ³)	1,110

Tabla 11.53. Resultados de volúmenes y peso del evaporador 1.

Variable	Valor
$V_{vacío}$ (m ³)	13,006
V_{ext} (m ³)	11,054
$V_{ext\ f}$ (m ³)	1,158
$M_{vacío}$ (Kg)	2923

11.8.2. Evaporador 2 EV-202

Para el segundo evaporador las condiciones de operación escogidas son de 0,056 bar^[24] y sabiendo que la temperatura de entrada después de la perdida de presión es de 54 °C este se calienta hasta 66 °C para no se pierda mucha urea, pero si suficiente agua para que el granulador trabaje a condiciones óptimas. Como en el otro evaporador se vuelve a utilizar el vapor de agua a 5 bar proveniente del reactor como fluido caliente (4000 kg/h), y el diseño con HYSYS de la parte del intercambiador de calor se puede ver en la *figura 11.18*.

Overall Performance

Simulation		Shell Side		Tube Side	
Total mass flow rate	kg/h	4000		57394	
Vapor mass flow rate (In/Out)	kg/h	4000	0	1279	5785
Liquid mass flow rate	kg/h	0	4000	56115	51609
Vapor mass fraction		1	0	0.0223	0.1008
Temperatures	°C	151.86	54.29	54.03	65.73
Bubble / Dew point	°C	151.85 / 151.86	151.76 / 151.76	51.6 / 257.31	43.59 / 248.6
Operating Pressures	kPa	500	498.729	10	6.795
Film coefficient	W/(m²·K)	1033.1		785.9	
Fouling resistance	m²·K/W	0		0	
Velocity (highest)	m/s	5.52		120.95	
Pressure drop (allow./calc.)	kPa	50	/ 1.271	5	/ 3.205
Total heat exchanged	kW	2798.6	Unit	BEM	1 pass
Overall clean coeff. (plain/finned)	W/(m²·K)	423.1 /	Shell size	1350	- 3000 mm Ver
Overall dirty coeff. (plain/finned)	W/(m²·K)	423.1 /	Tubes	Plain	
Effective area (plain/finned)	m²	232 /	Insert	None	
Effective MTD	°C	64.32	No.	1350 OD 19.05 Tks 1.65 mm	
Actual/Required area ratio (dirty/clean)		2.26 / 2.26	Pattern	30 Pitch 23.81 mm	
Vibration problem (HTFS)		Possible	Baffles	Single segmental Cut(%) 19.45	
RhoV2 problem		No	Total cost	161197	Dollar(US)

Total Messages: 17
 Errors: 0
 Input: 3
 Results: 3
 Operations: 3
 Notes & Advisory: 8
 Warning and Messages details



Figura 11.18. Valores calculados por HYSYS del intercambiador del evaporador.

Sabiendo los datos de la tabla 11.53. y siguiendo el mismo procedimiento que con el primer evaporador se obtienen las tablas 11.54., 11.55. y 11.56.

Tabla 11.55. Datos del corriente del evaporador 1.

Variable	Valor
Caudal de líquido (m_L) (kg/h)	51560
Densidad del líquido (ρ_L) (kg/m³)	1165
Caudal de gas (m_G) (kg/h)	6046
Densidad del gas (ρ_G) (kg/m³)	0,042
Temperatura de operación (T_{op}) (°C)	66
Presión de operación (P_{op}) (bar)	0,056

Siguiendo un método de cálculo similar al de los tanques de separación con y con los parámetros de diseño de la tabla 11.55. se obtienen los resultados de la tabla 11.56.

Tabla 11.55. Parámetros de diseño del tanque de separación del condensador de carbamato.

Variable	Valor
L/D	1,5
tiempo de "hold-up" (min)	2,2

tiempo de "surge" (min)	1
-------------------------	---

Tabla 11.56. Datos del diseño del cuerpo del tanque de separación del condensador de carbamato.

Variable	Valor
Temperatura de diseño (°C)	94
Presión de diseño (bar)	3,456
d_N (pulgadas)	30
H_{LLL} (m)	0,381
H_H (m)	0,460
H_S (m)	0,213
H_{LIN} (m)	1,067
H_D (m)	1,050
L (m)	3,171
D_i (m)	2,100
Material	316L
K del material a $T_d^{[4]}$ (MPa)	202
Coeficiente de seguridad (S)	1,50
Coeficiente de junta (J)	0,85
Coeficiente de corrosión (c) (mm)	8,89
Espesor (t_d) (mm)	12

Considerando fondos Klopper para los evaporadores y siguiendo el mismo método que, con los tanques de separación, se obtiene los siguientes valores de la *tabla 11.57.* y *11.58.*

Tabla 11.57. Datos del diseño del fondo del evaporador 1.

Variable	Valor
β	3,9
Espesor (t_d fondo) (mm)	15,2
D_e (m)	2,124
R (m)	2,124
r (m)	0,2124
h_1 (m)	0,0532
h_2 (m)	0,4041
H (m)	0,4725
Dd (m)	2,4561
$V(h_2)$ (m ³)	0,918
Volumen total fondo (m ³)	1,101

Tabla 11.58. Resultados de volúmenes y peso del evaporador1.

Variable	Valor
$V_{vacío}$ (m^3)	10,983
V_{ext} (m^3)	11,236
$V_{ext\ f}$ (m^3)	1,147
$M_{vacío}$ (Kg)	2754

11.8.3. Evaporador Granulación EV-301

Para el diseño del evaporador de la granulación, que trabaja a 1,1 bar y calienta de 60 °C a 104 °C, solo se busca hacer una aproximación del caudal de calor y caudal de vapor necesario para conseguir separar el máximo de agua sin perder urea. Se calcula el caudal de energía necesario con HYSYS y da 2033 kW y equivale a 3473 kg/h de vapor.

Realizando un diseño aproximado como en el diseño de los intercambiadores se obtiene para el caudal másico de la *tabla 11.59* los valores de la *tabla 11.60*.

Tabla 11.59. Caudal másico evaporador granulación.

Componente	Caudal másico
Dióxido de carbono	0
Amoniaco	0,0135
Urea	2353
Agua	3407
Carbamato	0
Biuret	0
Aire	0

Tabla 11.60. Valores calculados para el evaporador de la granulación.

Variable	Valor
T_{ent} / T_{sort} (°C)	60 / 104
T_{ent} / T_{sort} Agua (°C)	151,9 / 151,9
ΔT_A (°C)	47,9
ΔT_B (°C)	91,9
LMTD (°C)	67,53
U (W/ $m^2 K$) [21]	1000
Q (kW)	2033
A (m^2)	30,11

11.9. Absorbedores, desorbedores y hidrolizador

En nuestra planta hay un total de 9 equipos actúan como absorbedores o desorbedores, y estos depende de en qué zona se encuentran cumplen una u otra función. Por ejemplo, en la zona de alta presión se encuentra el Stripper (ST-101) y el Scrubber (SC-101), estos dos equipos tienen la función de intentar recircular la mayor cantidad de dióxido de carbono y amoniaco al reactor. Y son dos equipos que donde además de producirse una desorción y una absorción respectivamente, también hay reacción química e intercambio de calor.

En la zona de tratamiento de gases hay dos absorbedores (que trabajan a presiones bajas) con el objetivo de limpiar los gases que salen de la producción de urea y conseguir una mayor recirculación de amoniaco. Y el scrubber ácido con el propósito de que el NH₃ que no se ha conseguido absorber revalorizarlo convirtiéndolo en sulfato de amonio, y así minimizar las emisiones.

En la zona de tratamiento de agua el objetivo de los desorbedores e hidrolizador es con vapor de agua separar el amoniaco y urea que quedaran en el líquido, para que las aguas tengan un mínimo contenido en amoniaco.

Y finalmente en la zona de granulación existe un scrubber de polvo para evitar las emisiones de polvo de urea y amoniaco del aire utilizado en la granulación.

Para el diseño de los equipos se realizan 3 tipos de diseños. Para los dos equipos de alta presión, por la complejidad del equipo y las condiciones de operación, y tras varios intentos de simulación con HYSYS fallidos, se decido utilizar diseños ya existentes de estos equipos. Para los absorbedores y desorbedores se realiza el diseño con HYSYS. Y para el scrubber acido y el scrubber de polvo por falta de tiempo y de capacidad de diseño con el HYSYS se realiza un diseño aproximado con balances de materia e información bibliográfica.

11.9.1. Stripper ST-101

Como se ha mencionado anteriormente para el diseño del Stripper se utiliza los valores de la referencia [25][26], donde se obtiene el diseño que se puede ver en la *figura 11.16*.

CO₂ STRIPPING, 1600 TPD

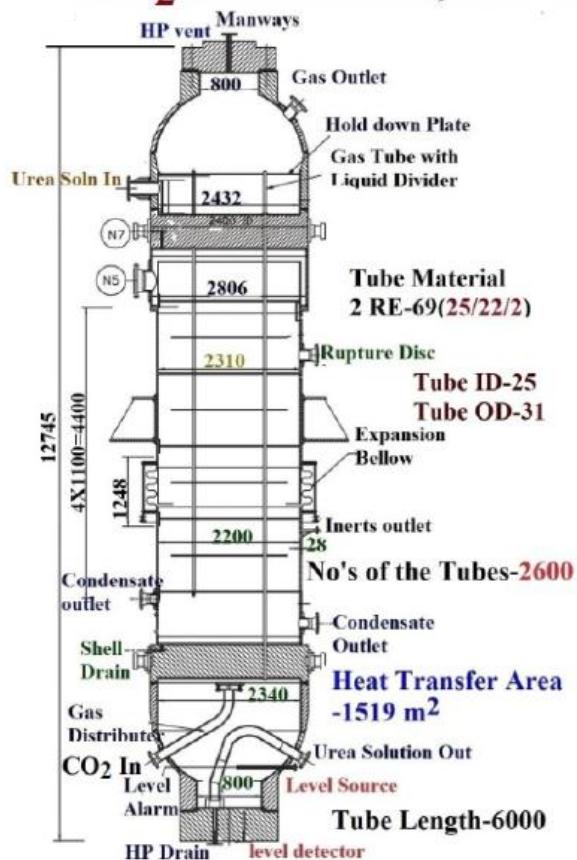


Figura 11.16. Valores del diseño del Stripper.

Además, con los valores recogidos en la bibliografía [26][27] se pueden realizar los balances de materia y energía del Stripper. Para el balance de materia se fuerza que el valor de los porcentajes en masa de los compuestos sea de una magnitud similar a los de la referencia [22] y que también se cumpla la termodinámica calculada con el HYSYS.

Para ello se encuentra que la descomposición de carbamato a CO₂ y amoniaco es de alrededor de un 62% y se menosprecia la formación de biuret. Para la separación en la salida del Stripper se considera que la separación de productos es de, ver *tabla 11.61*.

Tabla 11.61. Factores de separación de los compuestos (0 gas / 1 líquido).

Componente	Valor
Dióxido de carbono	0
Amoniaco	0,01
Urea	1
Agua	0,9
Carbamato	1
Biuret	1
Aire	0

Con estos valores se calcula que los balances en el Stripper resultan, ver *tabla 11.62.*

Tabla 11.62. Entradas y salidas Stripper.

Componente (tn/h)	Entrada de gas (CO ₂ entrada)	Entrada de líquido (desde el reactor)	Salida de gas (hacia el reactor)	Salida de líquido (hacia separador)
Dióxido de carbono	37,5	0	53,627	0
Amoniaco	0	21,479	33,622	0,340
Urea	0	53,323	0	53,324
Agua	0	27,118	2,712	24,406
Carbamato	0	46,153	0	17,535
Biuret	0	0,138	0	0,138
Aire	1,125	0	1,125	0
Temperatura (°C)	143,4	185	186,5	177
Presión (bar)	142	141	141	141

Para realizar los balances de energía se utiliza el HYSYS que realiza el cálculo con las propiedades que este calcula con el paquete termodinámico, mismo que en el caso del Pool Reactor. Teniendo en cuenta las temperaturas y presiones de entrada y salida del Stripper [28], *tabla 11.62.*, y el calor de reacción de la descomposición de carbamato (117 kJ/mol).

Se calcula que tanto el calor latente como el sensible y como el de reacción hacen que en el Stripper se aporte un caudal de calor de 17983,33 kW. Haciendo que el balance de energía resultante del HYSYS del vapor necesario a 215,9 °C y a 25 bar necesario para que al condesar produzca el intercambio desasado.

11.9.2. Scrubber SC-101

Para el diseño del Scrubber de alta presión de la referencia [22] se encuentra que los factores de separación para los componentes que participan en el scrubber son los que se encuentran en la *tabla 11.63* y que en el scrubber hay reacción de formación de carbamato de un 70%, además el scrubber viene equipado con intercambio de calor para asegurar que los componentes que entran en este no bajen demás la temperatura de salida del scrubber.

Tabla 11.63. Factores de separación de los compuestos (0 gas / 1 líquido).

Componente	Valor
Dióxido de carbono	0
Amoniaco	0,995
Urea	1
Agua	1
Carbamato	1

Biuret	1
Aire	0

Con los valores mencionados anteriormente se pueden hacer los cálculos de los balances de materia, teniendo en cuenta que se cumpla la termodinámica que calcula el HYSYS, con esto se calculan los valores de la *tabla 11.64.* y *11.65.*

Tabla 11.64. Entradas del Scrubber.

Componente (tn/h)	Entrada de gas (desde el reactor)	Entrada de líquido (amoníaco)	Entrada de líquido (recirculación)
Dióxido de carbono	0,536	0	0,35
Amoníaco	8,353	28,865	0,527
Urea	0	0	0,176
Agua	0	0	8,431
Carbamato	0	0	20,493
Biuret	0	0	0
Aire	1,125	0	0
Temperatura (°C)	177	95	90,23
Presión (bar)	141	142	141

Tabla 11.65. Salidas del Scrubber.

Componente (tn/h)	Salida de líquido (hacia el reactor)	Salida de gas (hacia absorción)
Dióxido de carbono	0	0,171
Amoníaco	37,248	0,187
Urea	0,176	0
Agua	8,431	0
Carbamato	21,203	0
Biuret	0	0
Aire	0	1,125
Temperatura (°C)	160,8	145
Presión (bar)	141	141

Con los valores del balance de materia se realiza el balance de energía para determinar el caudal de fluido calefactante necesario para el scrubber. Este como en el Stripper se realiza considerando los valores que se obtienen del HYSYS, donde este tiene en cuenta el calor sensible, el calor latente y el calor de reacción. El valor obtenido en el HYSYS para el caudal de calor necesario en el scrubber es de 2107 kW, y esto se hace con el vapor generado en

el reactor ya que la temperatura es de 152 °C, superior a las de entrada de los líquidos del scrubber, con el HYSYS se obtiene que el caudal de vapor necesario es de 3600 kg/h.

Para el diseño físico, se puede ver un diseño aproximado en la *figura 11.17*^[29], y se escogen las especificaciones de la referencia ^[30], se pueden encontrar los valores en la *tabla 11.66*.

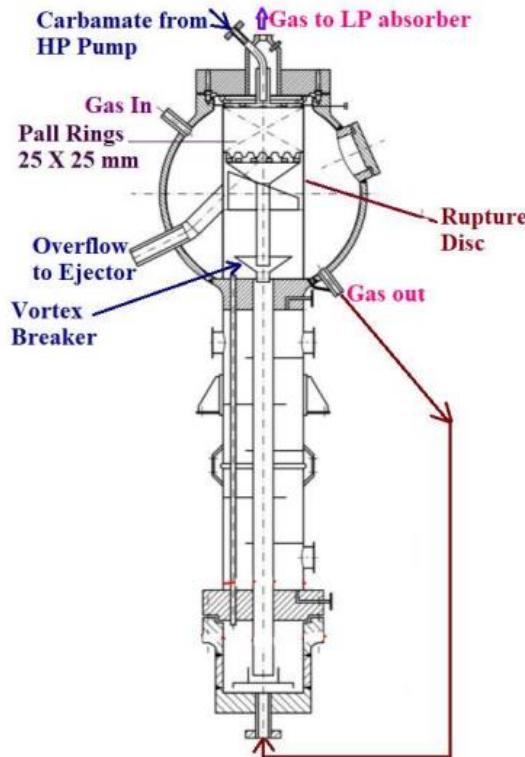


Figura 11.17. Diseño aproximado del Scrubber.

Tabla 11.66. Valores del diseño del Scrubber.

Variables	Valor
Diámetro esfera (m)	2,740
Longitud (m)	7
nº de tubos de intercambio	330
Material	Recubrimiento de Safurex y estructura de acero al carbono
Peso (kg)	40000

11.9.3. Absorbedor de baja presión A-501

Como se ha mencionado anteriormente para los cálculos, se utiliza el diseño de absorbedores o desorbedores del HYSYS, el diseño de este se realiza sabiendo el caudal de gas a tratar, ver *tabla 11.67*. y se busca utilizar un caudal de agua que minimice las emisiones de amoniaco

del absorbedor de baja presión, pero a su vez que también minimice las emisiones de amoniaco del absorbador atmosférico.

Tabla 11.67. Valores de entrada de gas al absorbador de BP.

Componente	Caudal (tn/h)
Dióxido de carbono	0,1714
Amoniaco	0,187
Urea	0
Agua	0
Carbamato	0
Biuret	0
Aire	1,125

Con estos valores se encuentra que con un caudal de 10 tn/h de agua se consigue absorber la mayoría de amoniaco, ver *tabla 11.68*. Donde HYSYS calcula los caudales de salida después de proponer un número de paltos de equilibrio equivalentes.

Tabla 11.68. Valores de las salidas del absorbador de BP.

Componente	Caudal de gas (tn/h)	Caudal de líquido (tn/h)
Dióxido de carbono	0,1686	0,0028
Amoniaco	0,0006	0,1865
Urea	0	0
Agua	0,018	9,982
Carbamato	0	0
Biuret	0	0
Aire	1,125	0

Con los balances de materia ya calculados, y sabiendo que el absorbador no necesita de un intercambio de calor, el resto de los valores de diseño del absorbador se calculan con el diseño predeterminado del HYSYS, habiendo determinado la presión de operación del absorbador determinando la presión en la cual opera y unas temperaturas orientativas para que pueda empezar con más facilidad el “solver” del HYSYS, de la referencia [24]. Ver *figura 11.18., 11.19., 11.20. y 11.21.*

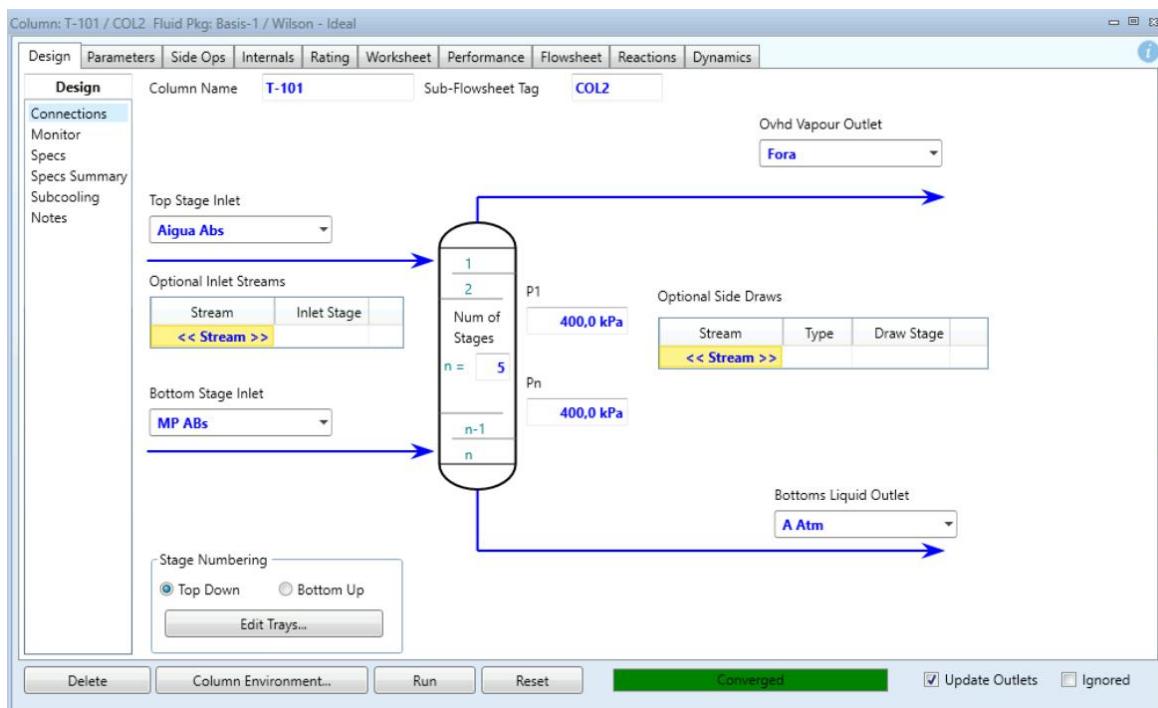


Figura 11.18. Introducción de datos para el cálculo del HYSYS.

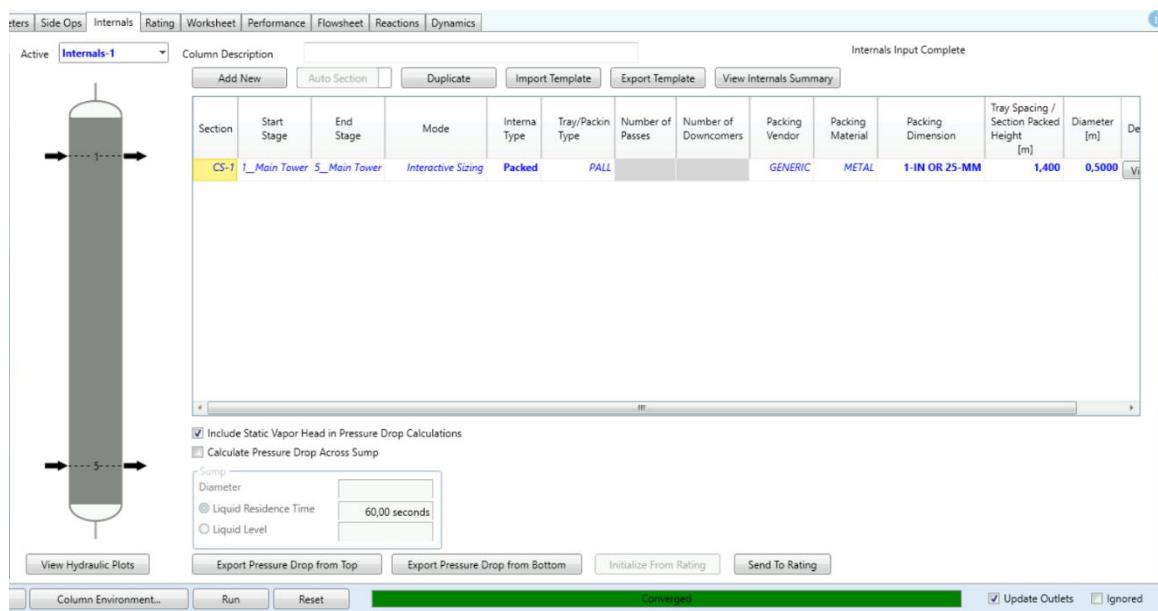


Figura 11.19. Especificaciones del diseño interno del absorbador.

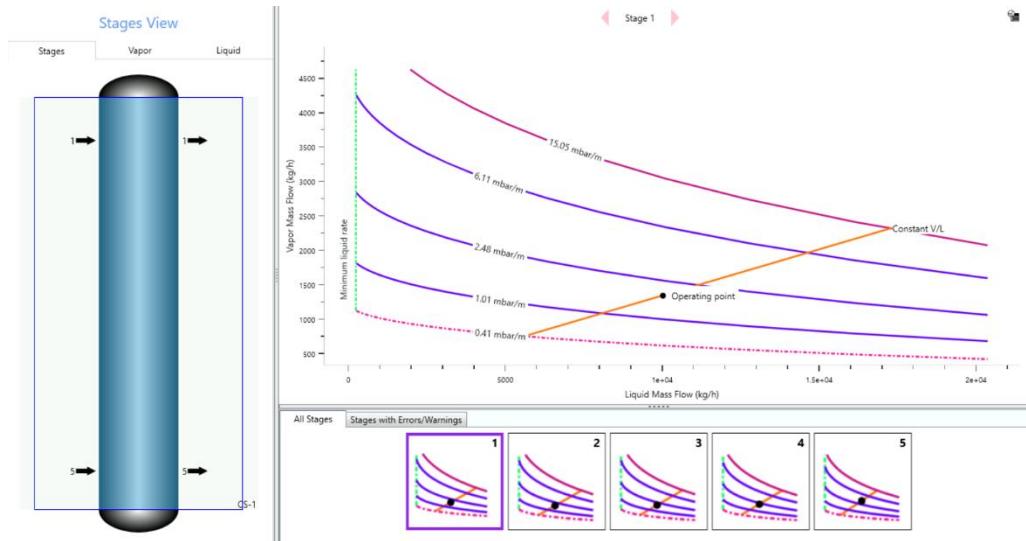


Figura 11.20. Comprobación de la efectividad del diseño y comportamiento hidráulico.

Packed Section Rating Results

Section Starting Stage	1_Main Tower
Section Ending Stage	5_Main Tower
Column Diameter [m]	0,5000
Packed Height Per Stage [m]	0,2800
Section Height [m]	1,400
Maximum % Capacity (Constant L/V) [%]	70,18
Maximum Capacity Factor [m/s]	3,828e-002
Section Pressure Drop [mbar]	3,752
Average Pressure Drop / Height [mbar/m]	2,680
Average Pressure Drop / Height (Frictional) [mbar/m]	2,267
Maximum Stage Liquid Holdup [m ³]	5,734e-003
Maximum Liquid Superficial Velocity [m ³ /h·m ²]	53,17
Maximum % Capacity (Constant L) [%]	59,20
Maximum F _s [sqrt(Pa)]	1,194
Maximum Approach To System Limit [%]	17,69

Figura 11.21. Resultados del diseño del absorbador.

Para dimensionar el absorbador de baja presión, primero se determina el número de etapas equivalentes de este y el caudal de agua necesario para que la absorción sea satisfactoria, con un método iterativo de prueba y error hasta encontrar que los valores de la salida son aceptables. Para esto, con el caudal de agua mencionado antes, para poder absorber en el absorbador atmosférico, y un número de etapas de 5 la absorción es suficiente para dejar de buscar una mejor combinación.

En la figura 11.19. es donde se determina la longitud, el diámetro y el tipo de paltos o empacamiento del absorbador y estos han de hacer que el comportamiento de los fluidos dentro de la columna (ver figura 11.20.) no den ningún tipo de problema, como puede ser problemas de “hold-up”, pérdidas de carga, etc. Internado con diferentes valores (a base de prueba y error) se encuentra que con un empacamiento tipo PALL metálico con un

dimensionamiento de 25 mm, una altura de 1,4 metros y un diámetro de 0,5 metros. El comportamiento de los fluidos en el absorbedor es correcto y no da ningún tipo de error o advertencia por encontrar-se en el límite de operabilidad (*figura 11.20.*). Finalmente, en la *figura 11.21.* hay un resumen de los resultados del HYSYS.

11.9.4. Absorbedor atmosférico A-502

Para el absorbedor atmosférico se sigue los mismos pasos que en el absorbedor de baja presión, sabiendo que el caudal de líquido viene dado por la salida del absorbedor de baja presión, y que el caudal de gas a tratar viene del condensador del flash y evaporadores y condensador de carbamato, ver *tabla 11.69.* Con el diseño realizado con HYSYS se obtiene que los caudales de salida son los de la *tabla 11.70.*

Tabla 11.69. Valores de las entradas del absorbedor atmosférico.

Componente	Caudal de gas CCBP (tn/h)	Caudal de gas condensador (tn/h)	Caudal de líquido (tn/h)
Dióxido de carbono	0,0817	0,0897	0,0028
Amoniaco	0,2258	0,0527	0,1865
Urea	0	0	0
Agua	0,0424	0,0365	9,982
Carbamato	0	0	0
Biuret	0	0	0
Aire	0	0	0

Tabla 11.70. Valores de las salidas del absorbedor atmosférico.

Componente	Caudal de gas (tn/h)	Caudal de líquido (tn/h)
Dióxido de carbono	0,1727	0,0015
Amoniaco	0,1437	0,3213
Urea	0	0
Agua	0,0392	10,0216
Carbamato	0	0
Biuret	0	0
Aire	0	0

Estos valores de los caudales se obtienen del diseño realizado con el HYSYS siguiendo el mismo procedimiento que con el anterior absorbedor, dando presiones de operación y temperaturas de referencia [24]. Ver los resultados como en el apartado anterior en la *figura 11.22., 11.23., 11.24. y 11.25.*

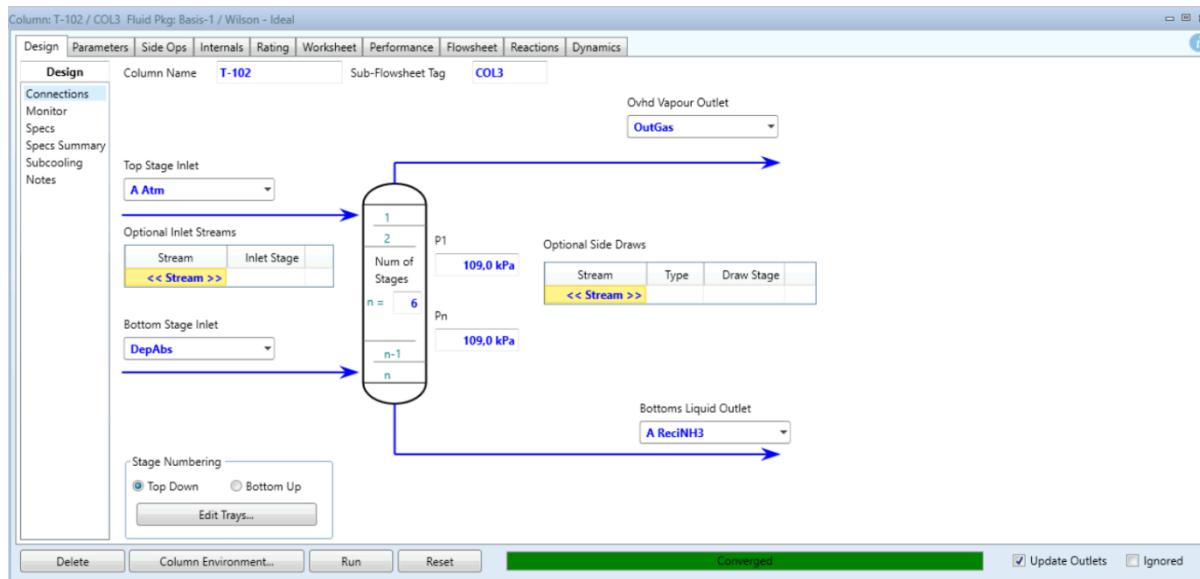


Figura 11.22. Introducción de datos para el cálculo del HYSYS.

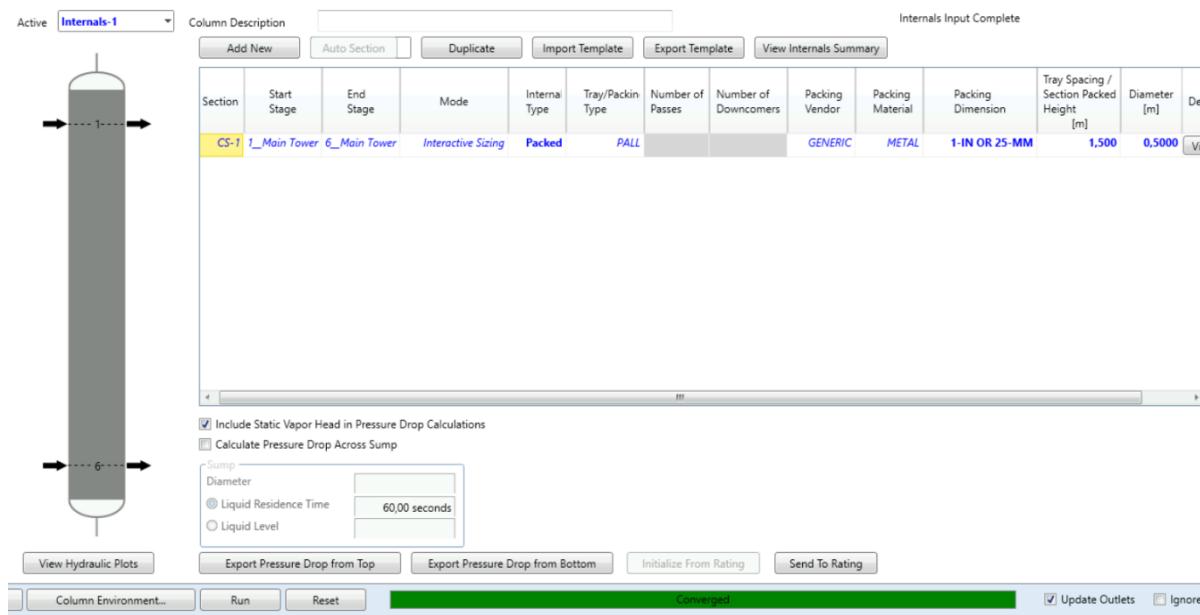


Figura 11.23. Especificaciones del diseño interno del absorbador.

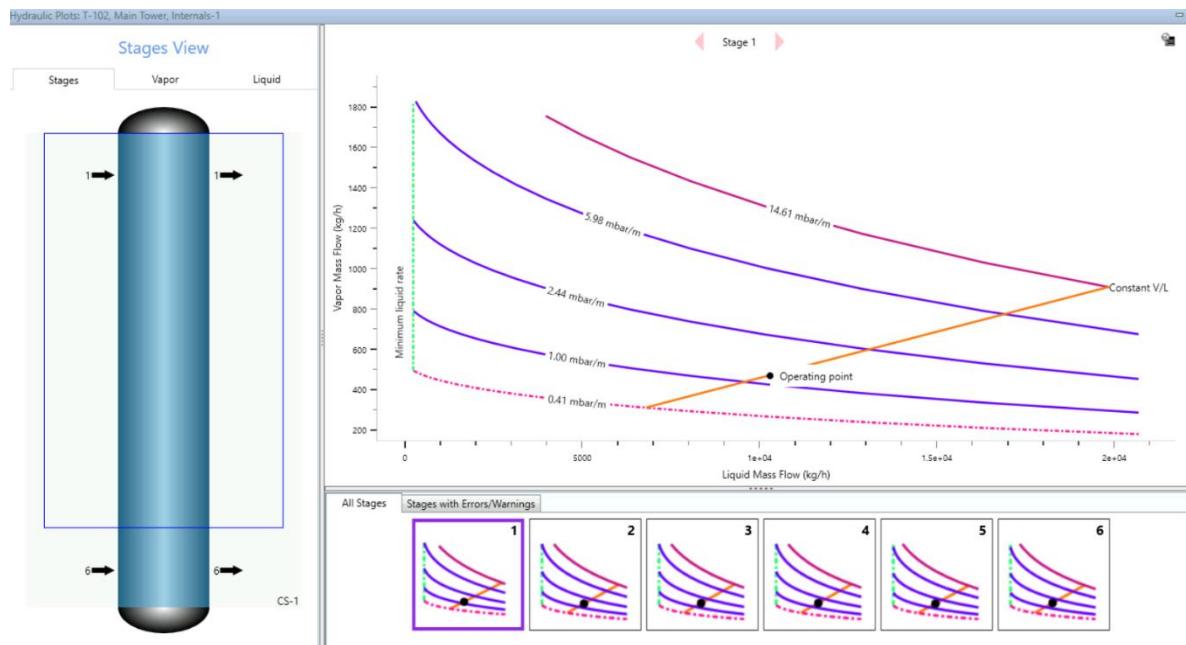


Figura 11.24. Comprobación de la efectividad del diseño y comportamiento hidráulico.

Packed Section Rating Results

Section Starting Stage	1_Main Tower
Section Ending Stage	6_Main Tower
Column Diameter [m]	0,5000
Packed Height Per Stage [m]	0,2500
Section Height [m]	1,500
Maximum % Capacity (Constant L/V) [%]	56,89
Maximum Capacity Factor [m/s]	2,696e-002
Section Pressure Drop [mbar]	2,408
Average Pressure Drop / Height [mbar/m]	1,605
Average Pressure Drop / Height (Frictional) [mbar/m]	1,522
Maximum Stage Liquid Holdup [m ³]	5,102e-003
Maximum Liquid Superficial Velocity [m ³ /h·m ²]	54,67
Maximum % Capacity (Constant L) [%]	42,13
Maximum F _s [sqrt(Pa)]	0,8365
Maximum Approach To System Limit [%]	12,26

Figura 11.25. Resultados del diseño del absorbador.

En la figura anteriores se pude sacar que el diseño del absorbador atmosférico tiene 6 etapas equivalentes de equilibrio, una altura de 1,5 metros, un diámetro de 0,5 metros y un empacamiento de PALL metálico de 25 mm. Para que el diseño sea efectivo y no de errores.

11.9.5. 1.er desorbedor DS-401

Para el diseño de tanto los dos desorbedores como el hidrolizador en el HYSYS se tiene que hacer conjunto debido a que el sistema presenta 2 recirculaciones (del hidrolizador al primer desorbedor y del segundo desorbedor a el primer desorbedor) que hacen que los balances de los tres equipos dependan del diseño de cada uno de ellos. Los corrientes de entrada y salida se encuentran en las *tablas 11.71.* y *11.72.* respectivamente.

Tabla 11.71. Valores de las entradas del 1er desorbedor.

Componente	Caudal de gas hidrolizador (tn/h)	Caudal de gas desorbedor (tn/h)	Caudal de líquido (tn/h)
Dióxido de carbono	1,788	0,086	0,01
Amoniaco	1,147	1,215	1,1365
Urea	0	0	2,657
Agua	2,528	2,817	55,547

Tabla 11.72. Valores de las salidas del 1er desorbedor.

Componente	Caudal de gas (tn/h)	Caudal de líquido (tn/h)
Dióxido de carbono	1,8835	0,002
Amoniaco	2,572	0,927
Urea	0,096	2,561
Agua	2,844	58,049

En la *figura 11.26.* se puede ver los parámetros resultantes de las diversas iteraciones para encontrar un diseño aceptable de los tres equipos, donde como en el resto de los casos se introducen las presiones de operación y las temperaturas estimadas [31] y se obtiene que el número de etapas equivalentes es de 10 y la etapa de la entrada del gas del hidrolizador.

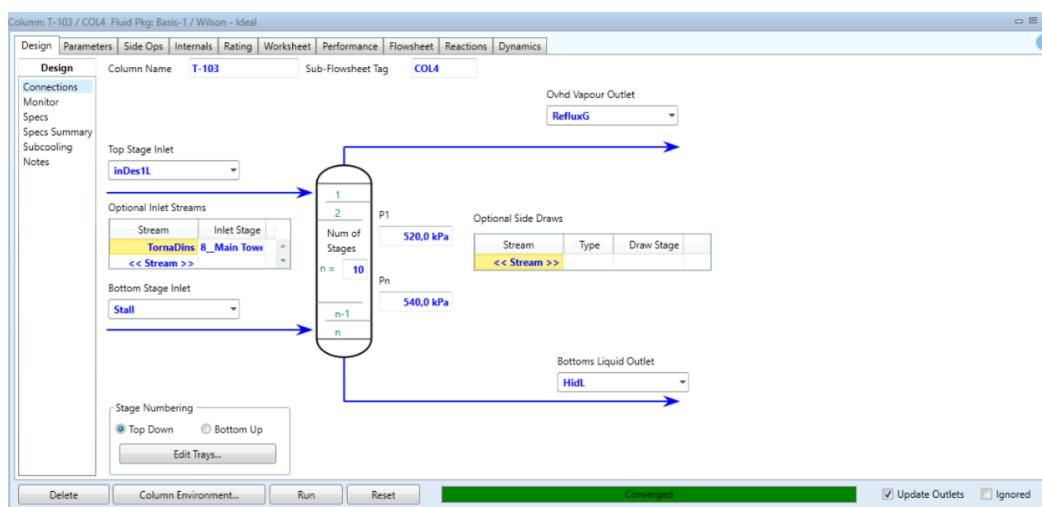


Figura 11.26. Introducción de datos para el cálculo del HYSYS.

Para el diseño interno del desorbedor, como en los otros dos casos, se realiza el diseño a base de ensayo y error probando diferentes tipos platos, diámetros, alturas entre platos, número de agujeros y diámetro de los agujeros, figura 11.27., 11.28. y 11.29. Para que el diseño hidráulico de la columna no tenga problemas, como puede ser de goteo, haciendo que haya problemas de goteo o altas caídas de presión, ver figura 11.30. Para ello se ha tenido que separar la columna en dos secciones donde la principal diferencia entre ellas es que los platos de la sección entre la entrada del gas del segundo desorbedor y el hidrolizador deben de tener más agujeros.

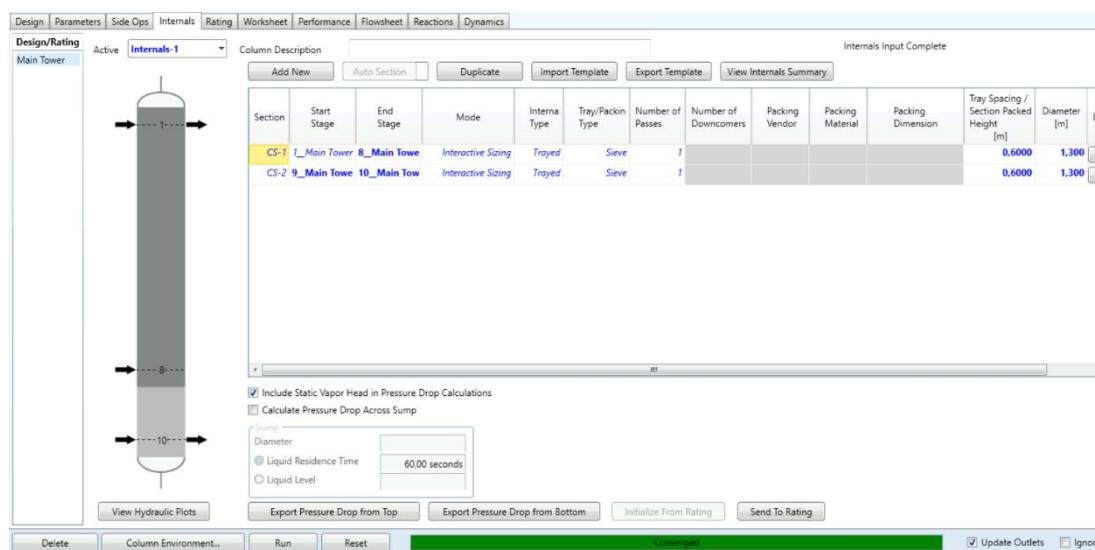


Figura 11.27. Especificaciones del diseño interno del desorbedor.

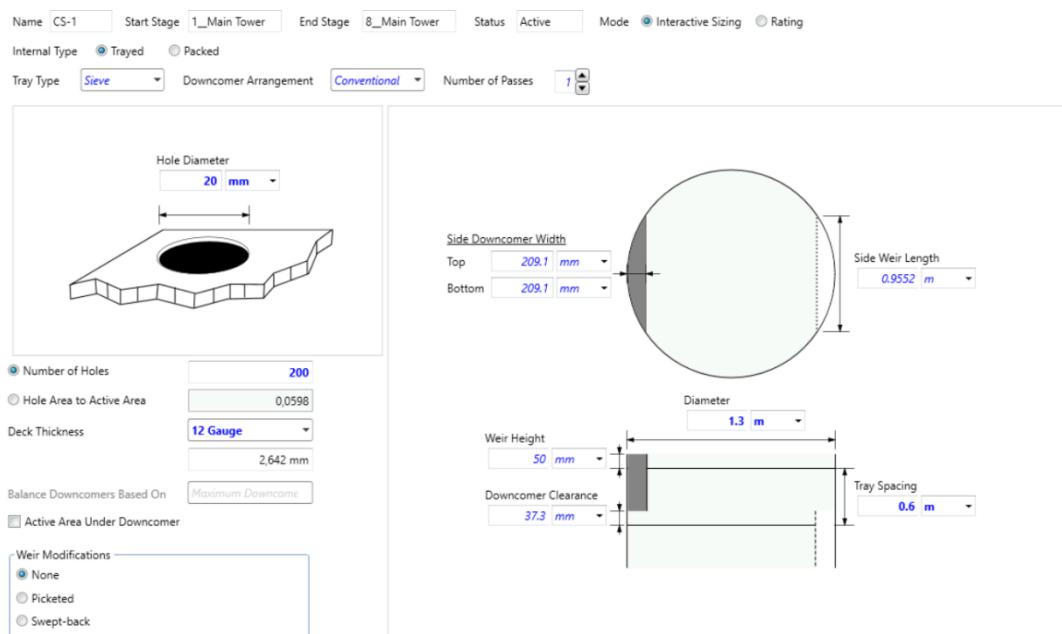


Figura 11.28. Características de los platos del primer conjunto.

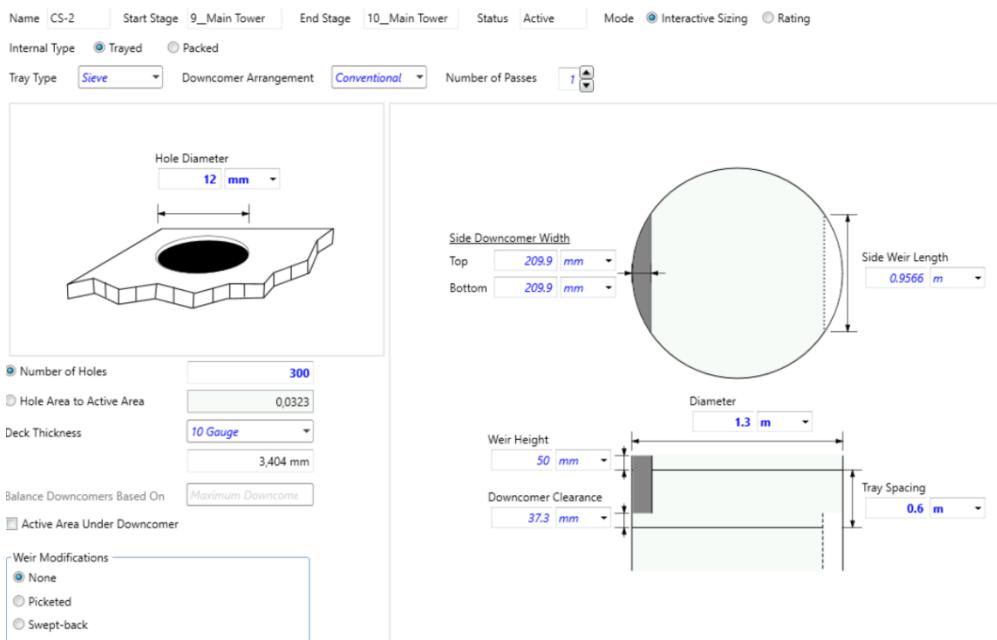


Figura 11.29. Características de los platos del segundo conjunto.

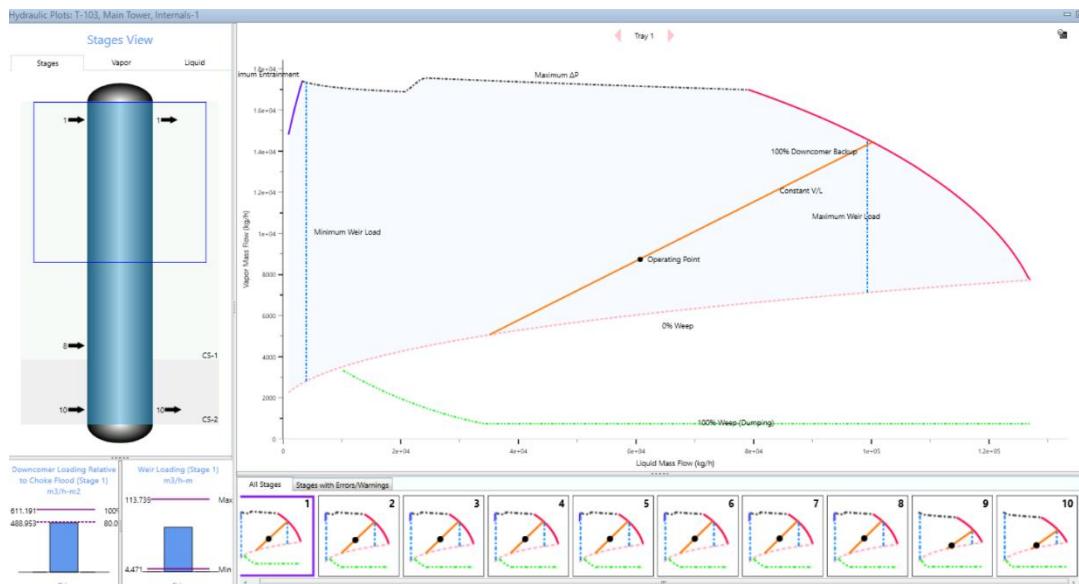


Figura 11.30. Comprobación de la efectividad del diseño y comportamiento hidráulico.

Del diseño del HYSYS se obtiene que la distancia entre paltos es de 0,6 metros, y un diámetro de 1,3 metros, además se escogen platos perforados, donde para las etapas de 1 a 8 tienen un diámetro de 20 mm y una cantidad de 200 agujeros. Y las etapas de 9 a 10 diámetro de 12 mm y 300 agujeros. El resto de los valores de condiciones y diseño se encuentran en las figuras 11.31. y 11.32.

Section Starting Stage	1_Main Tower
Section Ending Stage	8_Main Tower
Tray Type	Sieve
Number of Passes	1
Tray Spacing [m]	0,6000
Section Diameter [m]	1,300
Section Height [m]	4,800
Section Pressure Drop [mbar]	92,27
Section Head Loss [mm]	1033
Trays With Weeping	None
Section Residence Time [seconds]	13,27

Limiting Conditions			
Property	Value	Tray	Location
Maximum % Jet Flood (%)	49,56	8_Main Tow	
Maximum % Downcomer Backup (Aerated) (%)	57,44	8_Main Tow	
Maximum Downcomer Loading (m ³ /h-m ²)	489,0	7_Main Tow	Side
Maximum Weir Loading (m ³ /h-m)	70,70	7_Main Tow	Side
Maximum Aerated Height Over Weir (mm)	177,9	8_Main Tow	
Maximum % Approach To System Limit (%)	20,23	8_Main Tow	
Maximum Cs Based On Bubbling Area (m/s)	4,704e-002	8_Main Tow	
Maximum % Downcomer Choke Flood (%)	80,00	7_Main Tow	Side

Figura 11.31. Resultados del primer grupo de paltos del diseño del 1er desorbedor.

Section Starting Stage	9_Main Tower
Section Ending Stage	10_Main Tower
Tray Type	Sieve
Number of Passes	1
Tray Spacing [m]	0,6000
Section Diameter [m]	1,300
Section Height [m]	1,200
Section Pressure Drop [mbar]	21,68
Section Head Loss [mm]	243,9
Trays With Weeping	None
Section Residence Time [seconds]	3,425

Limiting Conditions			
Property	Value	Tray	Location
Maximum % Jet Flood (%)	31,27	10_Main Tow	
Maximum % Downcomer Backup (Aerated) (%)	58,91	10_Main Tow	
Maximum Downcomer Loading (m ³ /h-m ²)	489,0	10_Main Tow	Side
Maximum Weir Loading (m ³ /h-m)	70,98	10_Main Tow	Side
Maximum Aerated Height Over Weir (mm)	102,7	10_Main Tow	
Maximum % Approach To System Limit (%)	9,31	10_Main Tow	
Maximum Cs Based On Bubbling Area (m/s)	2,164e-002	10_Main Tow	
Maximum % Downcomer Choke Flood (%)	80,00	10_Main Tow	Side

Figura 11.32. Resultados del segundo grupo de paltos del diseño del 1er desorbedor.

11.9.6. Hidrolizador H-700

Para el diseño del hidrolizador se considera que la reacción de deshidrolización de la urea es completa ($\text{CH}_4\text{N}_2\text{O} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO}_2 + 2 \text{NH}_3$) y para estimar el vapor de agua necesario se busca que la separación sea satisfactoria para los desorbedores y el propio equipo, eso se hace internado con varios valores de caudal de vapor y número de paltos obteniendo que un caudal de 3 tn/h de vapor saturado a 35,5 bar y variando también el número de platos.

Después del cálculo del hidrolizador por el HYSYS se obtienen los siguientes resultados de entradas y salida, ver *tabla 11.73* y *11.74*.

Tabla 11.73. Valores de la entrada del hidrolizador.

Componente	Caudal de líquido (tn/h)
Dióxido de carbono	0,002
Amoniaco	0,927
Urea	2,561
Aqua	58,049

Tabla 11.74. Valores de las salidas del hidrolizador.

Componente	Caudal de gas (tn/h)	Caudal de líquido (tn/h)
Dióxido de carbono	1,788	0,086
Amoniaco	1,147	1,23
Urea	0	0
Aqua	2,528	57,755

Estos valores de los balances de materia se obtienen después de probar con varias iteraciones, tanto para encontrar el valor del caudal de vapor como el valor de numero de etapas de equilibrio (6). Además, de utilizar los valores de presión de operación y temperatura estimada de la referencia [31].

Los valores de diseño del plato resultantes para el hidrolizador calculados con el HYSYS para que el comportamiento del hidrolizador sea correcto son de un diámetro de 1,5 metros, con una altura entre paltos de 0,8 metros, con platos tipo campana. Ver *figura 11.33., 11.34., 11.35., 11.36., y 11.37.*, para ver los resultados calculados en el HYSYS.

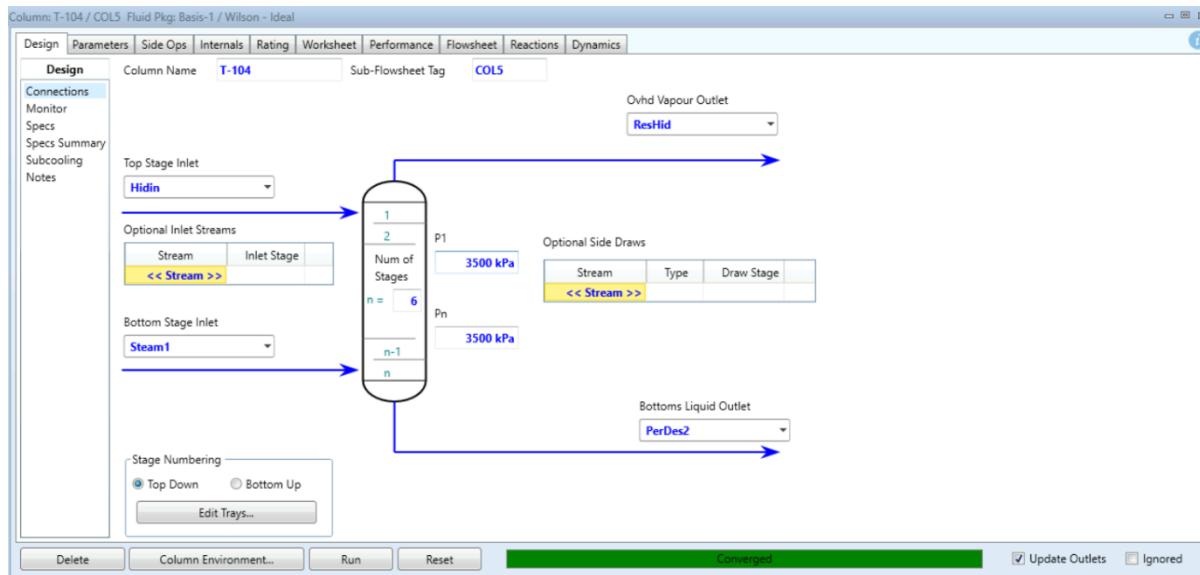


Figura 11.33. Introducción de datos para el cálculo del HYSYS.

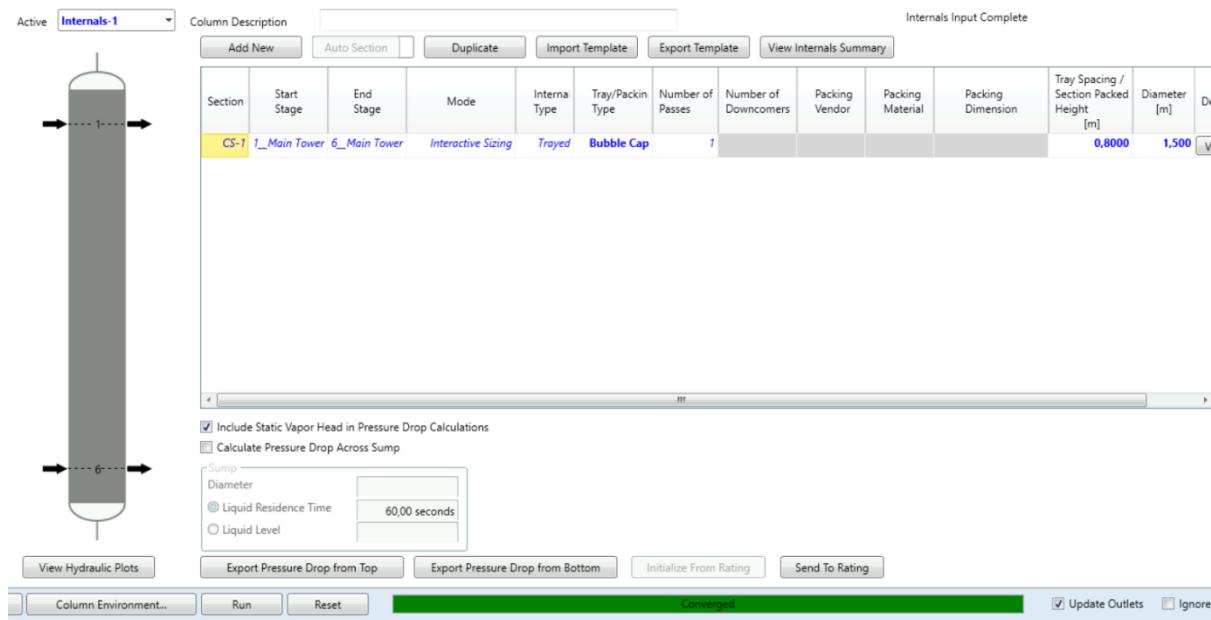


Figura 11.34. Especificaciones del diseño interno del hidrolizador.

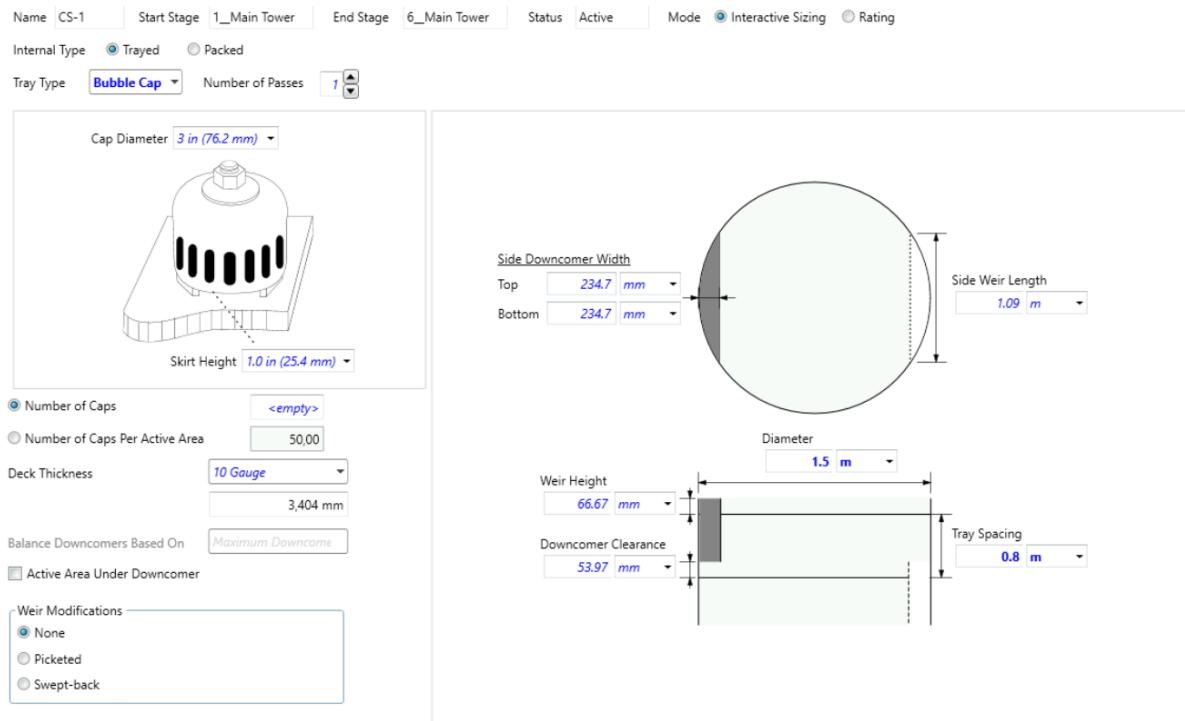


Figura 11.35. Características de los platos del hidrolizador.

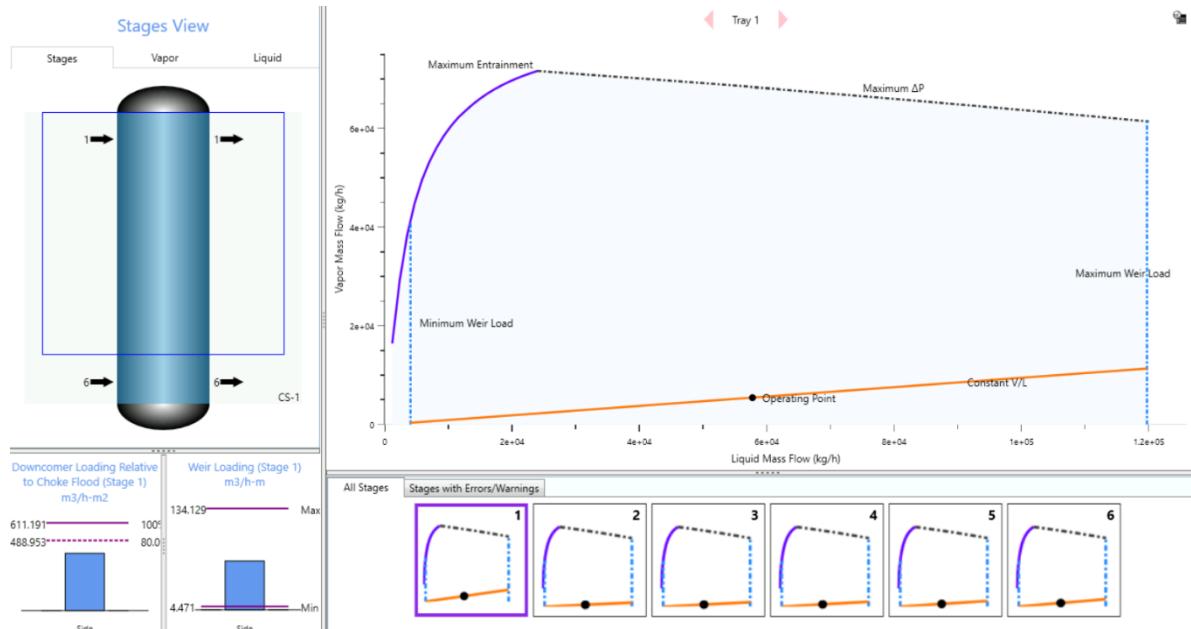


Figura 11.36. Comprobación de la efectividad del diseño y comportamiento hidráulico.

Name	CS-1	Active	
Section Starting Stage	1_Main Tower		
Section Ending Stage	6_Main Tower		
Tray Type	Bubble Cap		
Number of Passes	1		
Tray Spacing [m]	0,8000		
Section Diameter [m]	1,500		
Section Height [m]	4,800		
Section Pressure Drop [mbar]	53,27		
Section Head Loss [mm]	667,7		
Trays With Weeping	None		
Section Residence Time [seconds]	13,20		
Limiting Conditions			
Property	Value	Tray	Location
Maximum % Jet Flood (%)	19,50	1_Main Tow	
Maximum % Downcomer Backup (Aerated) (%)	47,47	6_Main Tow	
Maximum Downcomer Loading (m ³ /h-m ²)	413,9	6_Main Tow	Side
Maximum Weir Loading (m ³ /h-m)	67,11	6_Main Tow	Side
Maximum Aerated Height Over Weir (mm)	58,82	1_Main Tow	
Maximum % Approach To System Limit (%)	4,33	1_Main Tow	
Maximum Cs Based On Bubbling Area (m/s)	8,752e-003	1_Main Tow	
Maximum % Downcomer Choke Flood (%)	67,72	6_Main Tow	Side

Figura 11.37. Resultados del diseño del hidrolizador.

11.9.7. 2º desorbedor DS-402

Para el diseño del segundo desorbedor se realiza un diseño parecido al hidrolizador, donde los balances de materia de entrada y salida se encuentran en las *tablas 11.75. y 11.76.*, y después de varias iteraciones se determina que para los balances generales de los tres con un caudal de 4 tn/h de vapor de agua saturado a 6 bar y 10 etapas de equilibrio equivalentes el resultado es aceptable, ver *figura 11.38*.

Tabla 11.75. Valores de la entrada del 2º desorbedor.

Componente	Caudal de líquido (tn/h)
Dióxido de carbono	0,086
Amoniaco	1,23
Urea	0
Aqua	57,755

Tabla 11.76. Valores de las salidas del 2º desorbedor.

Componente	Caudal de gas (tn/h)	Caudal de líquido (tn/h)
Dióxido de carbono	0,086	0
Amoniaco	1,215	0,0140
Urea	0	0
Aqua	2,817	58,939

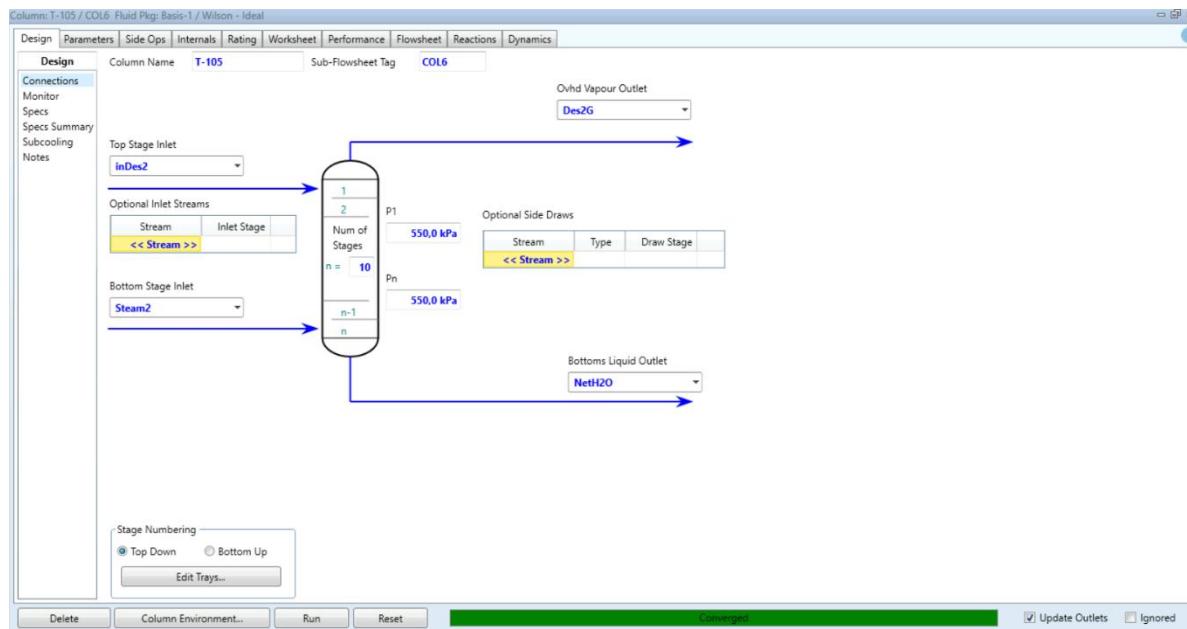


Figura 11.38. Introducción de datos para el cálculo del HYSYS.

Para lo que es el diseño interno del desorbedor, como en el resto de los casos con un método de ensayo y error se encuentra que, con la combinación de 1,3 metros de diámetro, 0,6 metros de altura entre paltos, platos perforados, con un diámetro de 12,7 mm y 200 agujeros por plato, el diseño hidráulico sale correctamente. Ver figura 11.39., 11.40., 11.41. y 11.42.

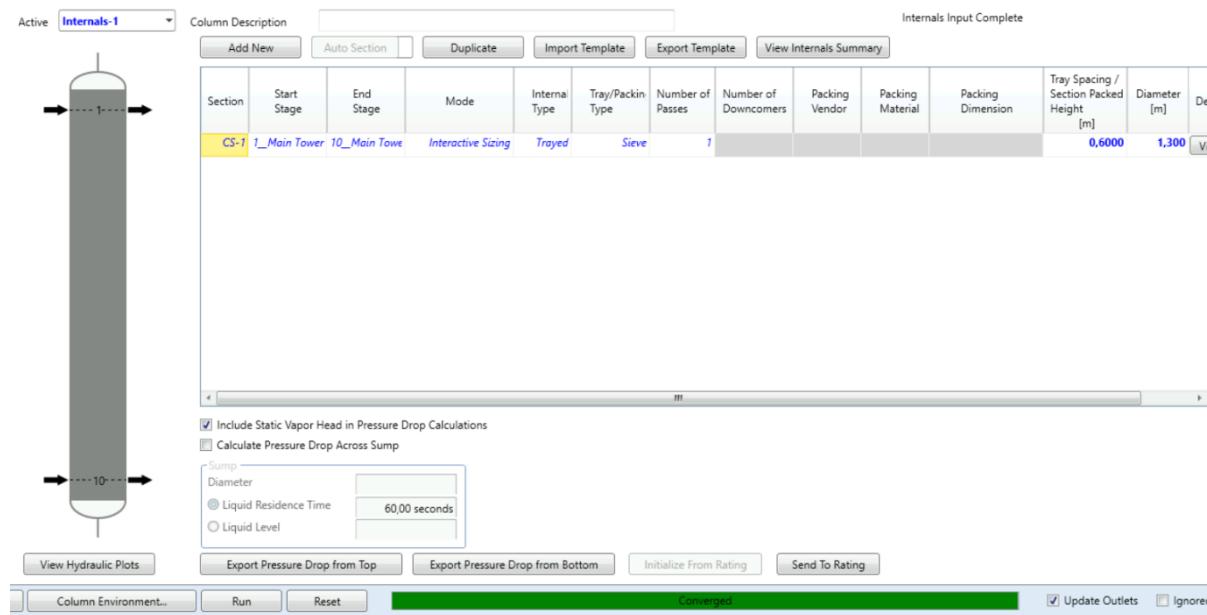


Figura 11.39. Especificaciones del diseño interno del 2º desorbedor.

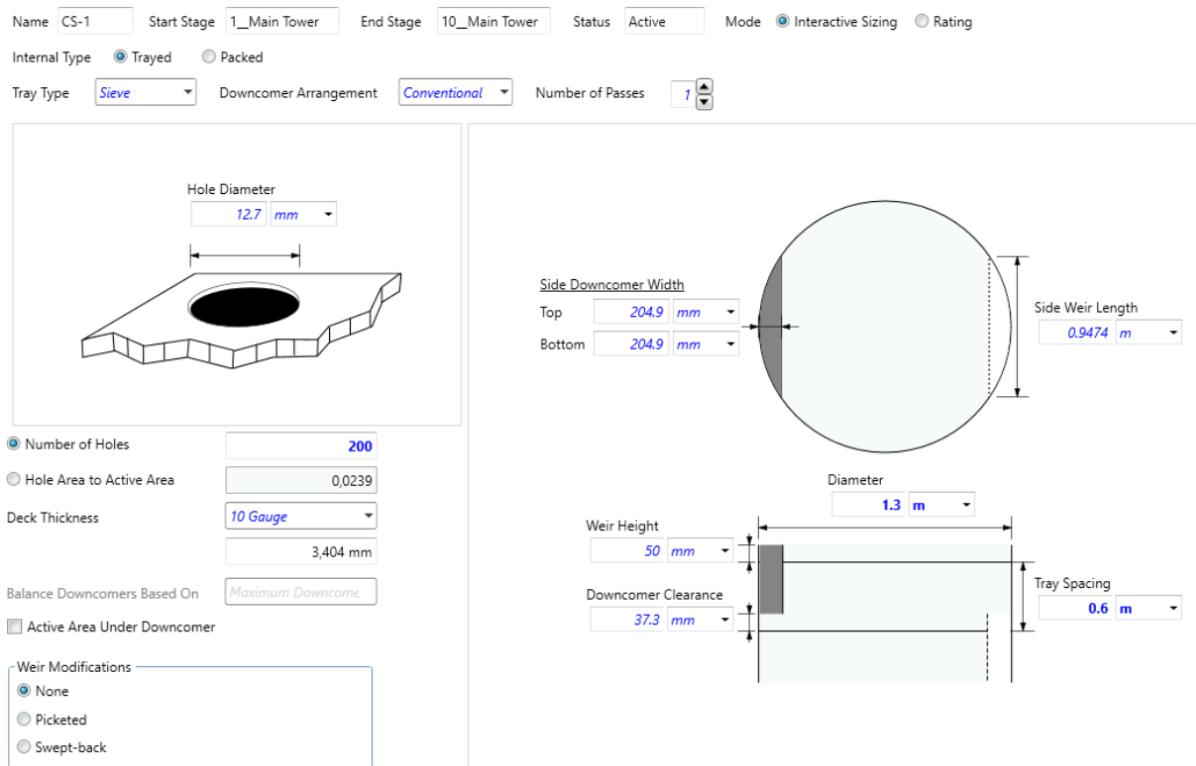


Figura 11.40. Características de los platos del 2º desorbedor.

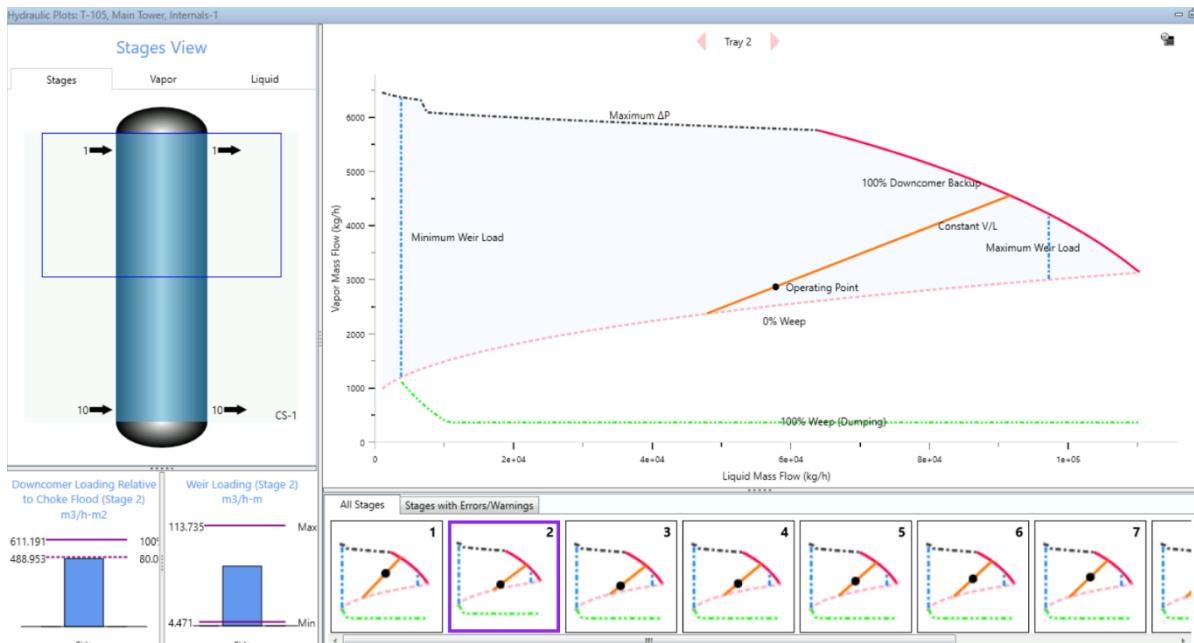


Figura 11.41. Comprobación de la efectividad del diseño y comportamiento hidráulico.

Section Starting Stage	1_Main Tower
Section Ending Stage	10_Main Tower
Tray Type	Sieve
Number of Passes	1
Tray Spacing [m]	0,6000
Section Diameter [m]	1,300
Section Height [m]	6,000
Section Pressure Drop [mbar]	126,3
Section Head Loss [mm]	1430
Trays With Weeping	None
Section Residence Time [seconds]	18,76

Limiting Conditions

Property	Value	Tray	Location
Maximum % Jet Flood (%)	30,35	10_Main Tow	
Maximum % Downcomer Backup (Aerated) (%)	67,62	10_Main Tow	
Maximum Downcomer Loading (m ³ /h-m ²)	489,0	10_Main Tow	Side
Maximum Weir Loading (m ³ /h-m)	69,24	10_Main Tow	Side
Maximum Aerated Height Over Weir (mm)	99,90	10_Main Tow	
Maximum % Approach To System Limit (%)	9,19	10_Main Tow	
Maximum Cs Based On Bubbling Area (m/s)	2,108e-002	1_Main Tow	
Maximum % Downcomer Choke Flood (%)	80,00	10_Main Tow	Side

Figura 11.42. Resultados del diseño del 2º desorbedor.

11.9.8. Scrubber ácido SC-501

Para el diseño del scrubber ácido solo se especifica el valor de los caudales necesarios de agua y ácido sulfúrico para que el balance del equipo se cumpla con los valores obtenidos bibliográficamente [32].

Donde sabiendo la concentración de sulfato de amonio líquido en la recirculación y purga del scrubber y sabiendo la cantidad de amoniaco que el scrubber no es capaz de absorber, ver tabla 11.77. Y Se calcula los caudales necesarios de agua (con 0,000237 kg de amoniaco/kg de agua) y ácido sulfúrico (98%).

Tabla 11.77. Parámetros de diseño scrubber ácido.

Parámetro	Valor
Concentración recirculación	20%
Capacidad de absorción	99,90 %

La entrada de gas a tratar es la suma de las dos salidas de los absorbedores del proceso de urea resultando en los valores de la tabla 11.78.

Tabla 11.78 Entrada al scrubber ácido.

Compuesto	Caudal (kg/h)
Amoniaco	144,31

CO ₂	341,30
Agua	57,24
Aire	1125,00

Y haciendo un “solver” se calcula:

Que cuando el caudal de agua es de 2179,41 kg/h agua y 0,52 kg de NH₃, amoniaco que entra es de 144,82 kg/h, entonces:

$$NH_3 \text{ a neutralizar} = 144,82 \cdot 0,999 = 144,678$$

$$H_2SO_4 \text{ puro} = 144,678 \text{ kg } NH_3 \cdot \frac{1 \text{ kmol}}{17,03 \text{ kg}} \cdot \frac{1 \text{ kmol AS}}{2 \text{ kmol } NH_3} \cdot \frac{98,08 \text{ kg AS}}{1 \text{ kmol AS}} = 416,61 \text{ kg } H_2SO_4/\text{h}$$

$$H_2SO_4 \text{ 98\%} = 416,61 \cdot \frac{1}{0,98} = 425,11 \text{ kg/h}$$

$$LAS = 416,61 \text{ kg AS} \cdot \frac{1 \text{ kmol}}{98,08 \text{ kg}} \cdot \frac{1 \text{ kmol LAS}}{1 \text{ kmol AS}} \cdot \frac{132,14 \text{ kg}}{1 \text{ kmol}} = 516,29 \text{ kg/h}$$

$$Agua_{total} = 57,24 + 2179,41 + 8,5 = 2245,15 \text{ kg/h}$$

$$\text{Concentración recirculación} = \frac{516,29}{51,29 + 2245,15} \cdot 100 = 20\%$$

Es decir, el caudal de ácido sulfúrico al 98% necesario para el scrubber ácido es de 425,11 kg/h, y el caudal de agua para el scrubber ácido es de 2179,93 kg /h. Entonces los balances de las salidas quedan, ver *tabla 11.79*.

Tabla 11.79. Salidas del scrubber ácido.

Compuesto	Caudal gas (kg/h)	Caudal líquido (kg/h)
Amoniaco	0,14	
CO ₂	341,30	
Agua	0	2245,15
Aire	1125,00	
Sulfato de Amonio		561,29

Para el diseño físico se determina que la mayoría de los parámetros de diseño (altura, diámetro, tipo de revestimiento, tipo de espray deseado) depende de la cantidad de purga del sistema que a su vez depende de la cantidad y propiedades del gas que se está tratando, y se deja a elección del proveedor.

11.9.9. Scrubber de polvo SC-600

Para el diseño del scrubber de polvo como en el scrubber ácido se realiza el balance fijando la concentración de urea y agua en la salida de líquido del equipo, considerad que toda la urea en polvo y amoniaco que entran con el aire son absorbidos.

Tabla 11.80. Entrada al scrubber de polvo.

Compuesto	Caudal (kg/h)
Amoniaco	4,10
Urea	2352,70
Agua	1407,10
Aire	414431,30

El valor de la concentración másica de urea de entre un 40 y 45% para que el evaporador pueda trabajar en condiciones aceptables y hecho que se cumple si el caudal de reposición de agua es de 2000 kg/h, con 0,094 kg/h de amoniaco proveniente del condensador post-evaporador de la granulación.

Tabla 11.81. Purga Scrubber de polvo.

Compuesto	Caudal (kg/h)
Amoniaco	13,5
Urea	2352,70
Agua	3407,10
Aire	0

Como en el apartado anterior el diseño físico depende de la cantidad porcentual de purga, para que el Scrubber pueda funcionar en unas condiciones óptimas y se deja a elección del proveedor.

11.10. Destiladores

11.10.1. Columna de rectificación D-201

Para diseñar la columna de rectificación después del Stripper, se sabe que este equipo cubre varias funciones, y que, como todos los destiladores, separa los diferentes componentes químicos según su volatilidad, y en el rehervidor de la columna, se produce una reacción de descomposición de carbamato en CO₂ y NH₃, del 99% ^[22] incluyendo la descomposición por la pérdida de presión en la válvula.

Para hacer el diseño, se utiliza HYSYS donde antes de la columna hay la reacción de descomposición, después se determina el tipo de condensador a utilizar (de reflujo total en nuestro caso, es el que más se parece al diseño sin condensador), se determinar las presiones de operación y las temperaturas orientativas y se utiliza de la referencia^[22] los factores de separación del amoniaco y el agua, 0,1 y 0,88 respectivamente, para cerrar todos los grados de libertad y que HYSYS pueda calcular los balances. Ver *tabla 11.82*.

Tabla 11.82. Valores de las entradas y salida de la columna de destilación.

Componente	Caudal de entrada (tn/h)	Caudal de gas de salida (tn/h)	Caudal de líquido de salida (tn/h)
Dióxido de carbono	0	9,786	0
Amoniaco	0,340	7,122	0,791
Urea	53,324	0,080	53,244
Agua	24,406	2,929	9,982
Carbamato	17,535	0	0,175
Biuret	0,138	0	0,138
Aire	0	0	0

Para completar el diseño se baja el número de platos al mínimo para que siga cumpliendo con los balances, que resultan ser 5 y el palto de entrada, ver *figura 11.43*. Además, con HYSYS se calcula las necesidades energéticas del condensador y el rehervidor, 1276,11 kW y 8161,11 kW respectivamente y teniendo en cuenta la reacción de descomposición del carbamato.

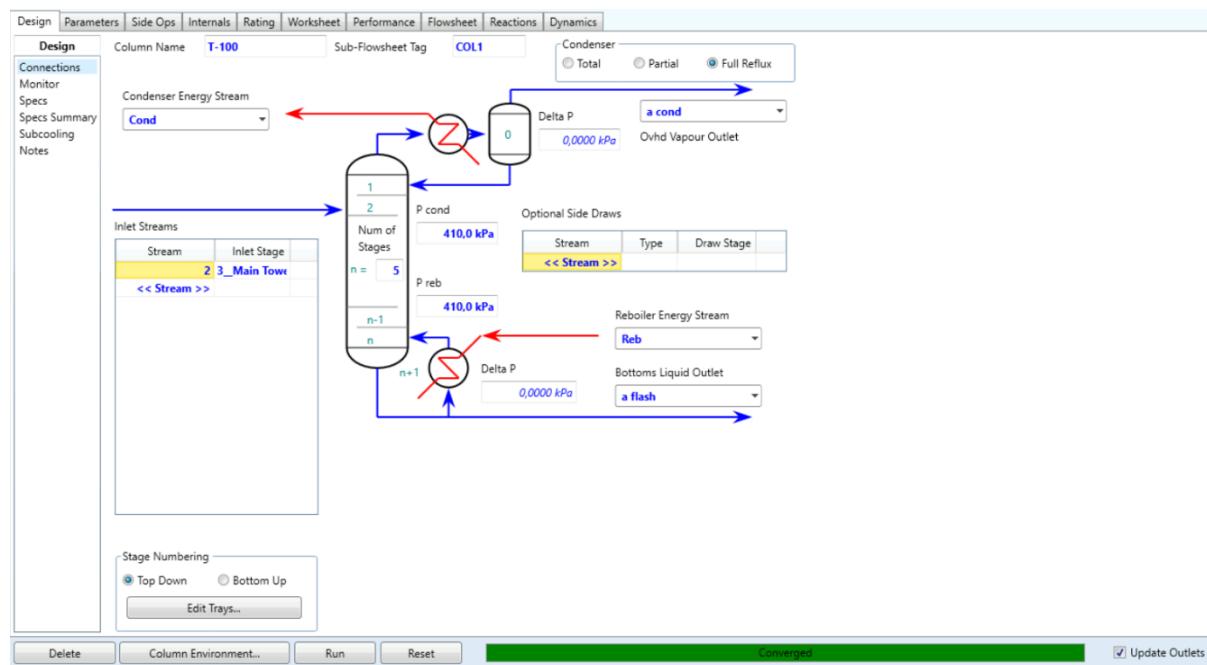


Figura 11.43. Introducción de datos para el cálculo del HYSYS y número de paltos.

Para hacer un cálculo aproximado del área de intercambio necesario tanto para el condensador como para el rehervidor se utiliza la ecuación 11.36. Calculando que el caudal de agua de 23 a 48 °C para el condensador es de 43489 kg/h y el caudal de vapor a 5 bar y 151,9 °C es de 13100 kg/h y suponiendo que el coeficiente de transferencia de calor es de 1000 y 600 W/m²K respectivamente. Se obtienen los resultados de la *tabla 11.83* y *11.84*.

Tabla 11.83. Valores calculados para el condensador.

Variable	Valor
T _{ent} / T _{sort} (°C)	105 / 95,73
T _{ent} / T _{sort} Vapor (°C)	23 / 48
ΔT _A (°C)	57
ΔT _B (°C)	72,73
LMTD (°C)	64,55
U (W/ m ² K) [21]	1000
Q (kW)	1276,11
A (m ²)	19,77

Tabla 11.84. Valores calculados para el rehervidor.

Variable	Valor
T _{ent} / T _{sort} (°C)	113 / 124,8
T _{ent} / T _{sort} Vapor (°C)	151,9 / 151,9
ΔT _A (°C)	27,1
ΔT _B (°C)	38,9
LMTD (°C)	64,55
U (W/ m ² K) [21]	600
Q (kW)	8161,11
A (m ²)	416,66

11.11. Granulador

Para el diseño del granulador solo se realiza los balances del equipo según la referencia [33] donde se toma en consideración que la cantidad de formaldehido a añadir a la urea es para que la concentración en el producto final sea de un 0,3% [34] y que los factores de separación en el granulador son de que se pierde un 3% de la urea en forma de polvo y el aire consigue arrastrar el 95% del agua [33]. Para el aire necesario para la granulación se considera la referencia [33], que dice que el aire caliente de fluidización necesario para la granulación tiene una ratio de 88 Nm³/h por kg/h de urea producida y considerando que se necesita un caudal parecido de aire para la atomización y la fluidización fría se hace el cálculo como:

$$V_{N\ aire} = 50587 \frac{kg\ urea}{h} \cdot 88 = 106398,7 \frac{Nm^3\ aire}{h}$$

$$m_{aire} = V_{N\ aire} \cdot \rho_{aire} = 106398,7 \cdot 1,293 = 138143,8 \frac{kg\ aire}{h}$$

$$m_{aire\ Total} = 138143,8 \frac{kg\ aire}{h} \cdot 3 = 414431,3 \frac{kg}{h}$$

Los balances de los corrientes de entrada y salida del granulador queden, ver *tabla 11.85* y *11.86*.

Tabla 11.85. Valores de las entradas del granulador.

Componente	Caudal de entrada (kg/h)	Recirculación de evapordor (kg/h)	Recirculación gránulos finos (kg/h)
Dióxido de carbono	0	0	0
Amoniaco	0,004	0	0
Urea	50587	2352,7	25483,7
Agua	915	541,4	24,8
Carbamato	0	0	0
Biuret	138	0	69
Aire	414431,3	0	0
Formaldehido	154,9	0	78

Tabla 11.86. Valores de las salidas del granulador.

Componente	Caudal de gránulos (kg/h)	Caudal de polvo (kg/h)
Dióxido de carbono	0	0
Amoniaco	0	0,004
Urea	76070,7	2352,7
Agua	74	1407
Carbamato	0	0
Biuret	207	0
Aire	0	414431,3
Formaldehido	233	0

Considerando que en el tamizador un 25% de los gránulos no son suficientemente grandes y que un 8,5 % son demasiado grandes, hecho que permite obtener que la recirculación de gránulos que actúan como núcleos de cristalización de la urea sea de aproximadamente un 50% de la entrada [33].

11.12. Cubeta de retención

En este apartado se explica y se dimensiona un elemento que forma parte de todos los tanques de almacenamiento, que es imprescindible para la seguridad de la planta que es la cubeta de retención.

Una cubeta de retención es una obra civil de hormigón, que se construye a una cierta distancia toda rodeando el almacén. Por la parte superior también está envuelta de una valla metálica, donde esta debe tener dos puertas de acceso juntamente con unas escaleras de hormigón para poder entrar y salir del interior de la cubeta de retención. El objetivo principal es retener en caso de fuga el volumen total del tanque que contiene ese depósito, ya que este puede ser un líquido inflamable y combustible o una sustancia química corrosiva, tóxica y/o cancerígena. Por tanto, se debe impedir que cause daños a otros equipos o bien que puedan provocar un problema de salud íntegra o física algún operario. Al mismo tiempo, se evita que este puede ir a una alcantarilla y provoque que se contamine el medio ambiente, ya que la cubeta de retención contiene un sistema de drenaje distintiva entre agua pluvial y el circuito que se dirige a una zona de tratamiento para que luego un camión se lo lleve a gestión externa.

Como los tanques de almacenamiento deben de tener un mínimo de 2 metros de distancia según la normativa ITC MIE APQ, entre tanque y tanque. La disposición que tiene el almacén será de 2 hiladas de 2 tanques (*figura 11.44.*). Al estar cerca, se instalará una sola cubeta de retención para todos ellos. Según la normativa anterior, la cubeta debe tener suficiente volumen para contener el 100% del líquido almacenado del tanque más grande, en este caso, el de amoniaco con un volumen de 120 m³ y la distancia entre la pared del cubeto y el tanque es de 1 m. La cubeta debe de tener un mínimo de 1 metro de altura, y estar hechos de hormigón como se ha comentado anteriormente. Así que, la cubeta de retención tendrá una forma cuadrada, y sus dimensiones se calculan de la siguiente manera:

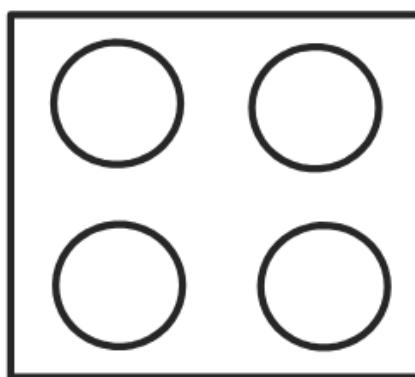


Figura 11.44. Disposición de los tanques de almacenamiento y la cubeta de retención.

En la figura 11.44. Se puede observar la disposición de los tanques de almacenamiento. Con una distancia de 1 m de la pared al tanque y de 2m entre tanque y tanque.

$$L = ds + dp + 2 \cdot De \quad \text{Ecuación 11.55.}$$

$$L = 2 + 2 \cdot 1 + 2 \cdot 5,01 = 14,02 \text{ m}$$

$$V_c = L^2 \cdot H_c \quad \text{Ecuación 11.56.}$$

$$V_c = 14,02^2 \cdot 1 = 200 \text{ m}^3$$

Siendo:

L: longitud del lado de la cubeta (m).

ds: distancia de seguridad (m).

dp: distancia respecto la pared (m).

De: diámetro externo del tanque de amoníaco (m).

Vc: volumen de la cubeta (m³).

Hc: altura de la cubeta (m).

11.13. Balances de energía

Para poder saber los servicios de planta necesarios y estimar como es energéticamente nuestra planta se hace un resumen de todos los balances de energía, ver *tabla 11.97*.

Tabla 11.97. Balances de energía por equipos.

	Equipo	Caudal de calor (kW)	Fluido de servicio	Caudal (kg/h)
CALOR	Stripper	17983,33	Vapor (25 bar)	35066,20
	Scrubber	2106,67	Vapor (5 bar)	3600,00
	Rehervidor	8161,11	Vapor (5 bar)	13100,00
	Pre-Evaporador	8130,56	Vapor (5 bar)	13000,00
	Evaporador	2797,22	Vapor (5 bar)	4000,00
	Calentador urea	1539,72	Vapor (5 bar)	2631,00
	Calentador aire	6888,89	Vapor (5 bar)	11770,00
	Evaporador granulación	2033,33	Vapor (5 bar)	3474,00

DIRECTO	Hidrolizador	-	Vapor (35.5 bar)	3000,00
	Desorbedor	-	Vapor (6 bar)	4000,00
FRÍO	Pool Reactor	32111,11	Agua para hervidor	54894,20
	Condensador destilación	1276,11	Agua refrigeración	43489,45
	Condensador de carbamato	8947,22	Agua refrigeración	304914,00
	Condensador	15525,00	Agua refrigeración	529077,00
	Tanque agua amoniacial	870,00	Agua refrigeración	29653,00
	Recirculación Agua Absorción	888,61	Agua refrigeración	30287,00
MIX	Intercambiador entrada 1	1193,06	-	-
	Intercambiador entrada 2	1047,50	-	-
	Intercambiador entrada 3	1060,28	-	-
	Recuperador hidrolizador	5444,44	-	-
	Recuperador desorbedor	4180,56	-	-

Si se observa la *tabla 11.97.* se puede calcular que del vapor que se genera en el reactor sobran solo 3319 kg/h, que es equivalente a 453,61 kW. Con este vapor sobrante se podría intentar hacer algún precalentamiento de agua o intentar utilizarla en algún otro lado y si no se tendría que volver a condensar de algún otro modo o con agua refrigerante para que vuelva a entrar al reactor y pueda volver a intercambiar la energía necesaria. También se observa que no los intercambiadores de aprovechamiento de calor se ahorrarán unos 12900 kW de calor y frío para llevar a cabo el proceso. Y que el agua de refrigeración total suma unos 950000 kg/h de agua de refrigeración necesaria 27507 kW.

11.14. Servicios de planta

En este apartado se calculan los servicios necesarios para la planta de producción UREALITY, como es el caso del agua de refrigeración que sale de las torres de refrigeración, el vapor de servicio, proveniente de las calderas de vapor, el agua descalcificada y desionizada necesaria para estos equipos, el gas natural consumido por las calderas y la electricidad para la estación transformadora.

11.14.1. Agua descalcificada y desionizada

A la planta de UREALITY se necesitan grandes caudales de agua para ciertos equipos de planta. En la *tabla 11.88* se muestran los equipos que necesitan agua desionizada con sus respectivos caudales.

Tabla 11.88. Caudal de agua desionizada.

Equipo	Caudal de agua (kg/h)
ST-101	39.396,33
SC-101	3.947,33
D-201	15.291,73
EV-201	2.885,02
EV-202	15.234,48
E-301	5.241,24
EV-301	3.761,52
P-121	4.902,94
E-001	2.235,47
E-002	1.962,73
E-003	1.986,68
DS-401	4.651,48
DS-402	4.965,22
TOTAL	106.462,17

Dando un caudal total necesario de agua desionizada es de 106.462,17 kg/h como se muestra en la *tabla 11.88*. Teniendo en cuenta que es un circuito cerrado, es decir, que todo este caudal no se está introduciendo constantemente y que siempre se tienen perdidas en el circuito, estimando estas en un 5% para estos equipos que son necesarios para las calderas. Se estiman estas pérdidas para poder calcular el caudal en estado estacionario.

$$\text{Consumo en E.E} = \frac{5}{100} \cdot 106.462,17 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{1\text{m}^3}{1000\text{kg}} = 5,32 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

De modo que se decide comprar el modelo “Sistema de ósmosis inversa MO6 de 8” de la empresa Ecosoft [35], que proporciona un caudal de permeado de hasta 6 m³/h, más que suficiente, sabiendo que el consumo será de unos 5,32 m³/h.

Por otro lado, la planta UREALITY también necesita agua descalcificada para muchos otros equipos. En la *tabla 11.89* se muestran los equipos que necesitan agua desionizada con sus respectivos caudales.

Tabla 11.89. Caudal de agua desionizada.

Equipo	Caudal de agua (kg/h)
ST-101	39.396,33
SC-101	3.947,33
D-201	15.291,73
EV-201	2.885,02
EV-202	15.234,48
E-301	5.241,24
EV-301	3.761,52
P-121	4.902,94
E-001	2.235,47
E-002	1.962,73
E-003	1.986,68
DS-401	4.651,48
DS-402	4.965,22
R-101	1.110.047,85
CD-201	43.923,44
CD-202	308.133,97
T-203	534.928,23
T-401	29.952,15
A-502	30.622,01
TOTAL	2.164.069,83

En la *tabla 11.89* se muestra el caudal de agua proporcionado de 2.164.069,83 kg/h. Para los mismos equipos que en el apartado anterior se estima el mismo porcentaje del 35%. En cambio, para los otros equipos, se estiman unas pérdidas del 5%, ya que son los necesarios para las torres de refrigeración, todo esto para obtener el valor del caudal en estado estacionario como se ha hecho antes.

$$\text{Consumo en E.E} = \frac{5}{100} \cdot 2.164.069,83 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{1\text{m}^3}{1000\text{kg}} = 104,4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Así pues, el caudal total de agua descalcificada es de 104,4 m³/h. Se decide comprar dos equipos del modelo “MODELO WS3H” de la empresa Hidro-Water^[36], que proporciona un caudal de hasta 56 m³/h cada uno, más que suficiente, sabiendo que el consumo será de unos 104,4 m³/h.

11.14.2. Calderas de vapor

La planta UREALITY necesita de un suministro de vapor de agua constante para algunos equipos de proceso, incluso, se necesita vapor a diferentes presiones según el equipo a operar.

Algunos de estos equipos que requieren de vapor de agua para su funcionamiento son el stripper, el scrubber, los evaporadores, intercambiadores de calor, etc.

En la *tabla 11.90* se muestran todos los equipos que requieren de caudal de vapor de agua para su funcionamiento.

Tabla 11.90. Caudal de vapor de agua por equipo.

Equipo	Caudal de vapor (kg/s)
ST-101	9,74
SC-101	1,00
D-201	3,64
EV-201	3,61
EV-202	1,11
E-301	0,73
EV-301	0,97
E-801	3,27
H-401	0,83
DS-402	1,11

La *tabla 11.90* muestra el caudal de vapor requerido para el proceso, teniendo en cuenta que el vapor que utilizan la mayoría de los equipos es proveniente del que se ha formado en el reactor, se encuentra que las necesidades de vapor para las calderas son, los vapores directos de los 2 desorbedores y el vapor del Stripper. Como se ha mencionado antes, algunos equipos necesitan vapor a diferentes presiones, por lo que la temperatura máxima, la presión de operación y el calor latente de la caldera será diferente. El vapor necesario en el ST-101, requiere de una presión de 25 bar, el DS-401 con una presión de 6 bar y el DS-402 con una presión de 35,5 bar.

A continuación, con la *ecuación 11.5.* se calcula la potencia útil de la caldera a partir de los valores de las entalpías de vaporización del agua^[37] para las diferentes presiones de operación y el caudal de agua.

$$Q_{\text{útil}} = m \cdot \lambda \quad \text{Ecuación 11.57.}$$

Siendo:

- $Q_{\text{útil}}$: la potencia útil de la caldera (kW)
- m : el caudal masico de agua (kg/s)
- λ : el calor latente de vaporización (kJ/kg)

Con la ecuación 11.57 se calcula que la potencia útil del stripper es de 17983,33 kW mientras que para formar el vapor del hidrolizador y el segundo desorbedor se necesitan 2007,5 y 2616,7 kW respectivamente. Con estos valores se calcula la potencia consumida con el rendimiento de la caldera con la ecuación 11.58. y a partir de esta potencia se calculan el número de calderas necesarias.

$$Q_{consumida} = \frac{Q_{útil}}{\eta} \quad \text{Ecuación 11.58.}$$

Siendo:

- $Q_{consumida}$: la potencia que consume la caldera (kW)
- $Q_{útil}$: la potencia útil de la caldera (kW)
- η :el rendimiento de la caldera (0,91)

$$Q_{consumida} = \frac{17.983,33 \text{ kW}}{0,91} = 19.761,90 \text{ kW}$$

$$Q_{consumida} = \frac{2.007,50 \text{ kW}}{0,91} = 2.206,04 \text{ kW}$$

$$Q_{consumida} = \frac{2.616,67 \text{ kW}}{0,91} = 2.875,46 \text{ kW}$$

Por lo tanto, se decide comprar dos calderas del modelo “Modelo HTP” de la empresa VCY Industrial^[38] para las dos primeras potencias calculadas, la primera caldera escogida es de 20.145 kW para la primera potencia calculada (correspondiente a la presión de 25 bar) y la segunda de 2.325 kW para la segunda potencia calculada (correspondiente a la presión de 35,5 bar), ya que proporciona una potencia de hasta 28.000 kW y altas presiones de operación que son necesarias para su operación.

También se compran otras dos calderas del modelo “Modelo H” de la empresa ATTSU^[39] debida a que esta empresa permite potencias de calderas mayores, pero a menor presión de vapor, ya que, para estas dos últimas potencias calculadas no necesitan tanta presión de operación. Siendo una caldera de 2.930 kW para la tercera potencia calculada (correspondiente a una presión de 6 bar).

11.14.3. Torres de refrigeración

La planta UREALITY también necesita de un suministro de agua de refrigeración para algunos equipos de proceso. Algunos de estos equipos que necesitan agua de refrigeración para su correcta operación son el reactor y varios condensadores. En la tabla 11.91 se muestran todos los equipos que necesitan agua de refrigeración para su funcionamiento.

Tabla 11.91. Caudal de agua de refrigeración por equipo.

Equipo	Caudal de agua (kg/s)
R-101	15,3
D-201	12,8
CD-201	84,7
CD-202	147,0
T-301	8,24
E-802	21,04

Como se ve en la tabla 11.91, se muestra el caudal de agua necesario, considerando que el agua del reactor se vaporiza i se consume en otros equipos del proceso, se encuentra que el agua dedicada a la refrigeración en las torres de refrigeración es de 273,78 kg/s, aproximado considerando que puede necesitarse algo más para enfriar los gránulos el condensador de los gránulos y el vapor excedente del reactor se consideran 300 kg/s.

Una vez calculado el caudal de agua de refrigeración necesario se puede calcular con la ecuación 11.36 la potencia necesaria de las torres de refrigeración:

$$Q_{\text{util}} = 300 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 4.18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^{\circ}\text{C}} \cdot (48 - 23)^{\circ}\text{C} = 31350 \text{ kW}$$

Una vez calculada la potencia útil se calcula la potencia consumida con la ecuación 11.58. que se ha usado antes, y a partir de esta potencia se calculan el número de torres de refrigeración necesarias, suponiendo un rendimiento de 0,95.

$$Q_{\text{consumida}} = \frac{31350}{0.95} \text{ kW} = 33000 \text{ kW}$$

Con este valor se mira en la referencia^[40] donde se encuentra que con 4 torres del modelo EWB 5750 se pueden disipar un total de 36772 kW, cumpliendo los requisitos de refrigeración de la planta.

11.14.4. Gas natural

En la planta, el gas natural es esencial para poder generar el vapor de las calderas, i así alimentar el vapor para los equipos de proceso anteriormente mencionados.

Para ello se necesita la energía en kWh/año que se muestra en la *tabla 11.92*.

Tabla 11.92. Energía útil al año por equipo.

Equipo	Energía útil (kWh/año)
ST-101	142.285.680
H-401	15.883.200
DS-402	20.703.600

Obtenido un valor de 178.872.480 kWh/año y así calcular la energía consumida al año con el rendimiento de las calderas a partir de la ecuación 11.58. Para después poder calcular el caudal de gas natural en Nm³/año a partir del valor del poder calorífico inferior (PCI) ^[41] de este con la ecuación 11.59.

$$gas_{consumida} = \frac{E_{consumida}}{PCI}$$

Ecuación 11.59.

Siendo:

gas_{consumido} el consumo de gas natural (Nm³/año)

E_{consumida} la energía consumida al año (kWh/año)

PCI Poder calorífico inferior del gas natural (kWh/Nm³)

$$gas_{consumida} = \frac{178872480}{10.83} = 16516387 \frac{Nm^3}{año}$$

Dando así un consumo de gas natural de 16.516.387 Nm³/año para alimentar las calderas de la planta.

11.14.5. Electricidad

La electricidad es un servicio esencial en la planta, ya que esta suministra la energía para cualquier equipo de la planta que se necesita para su correcto funcionamiento.

En la tabla 11.93 se muestra la energía eléctrica consumida anualmente de equipos como bombas, compresores y la torre de refrigeración.

Tabla 11.93. Potencia eléctrica por equipo.

Equipo	Potencia eléctrica (kW)
P-121	26
K-001	1.294
K-002	1.340
K-003	1.276
K-004	610,2
P-001	69,94

P-002	181,3
P-201	165,3
P-401	9,92
P-402	76,95
P-203	3,19
T.ref	33
TOTAL	5.085,80

A partir del valor de la potencia total de estos equipos se aplica la ecuación 11.60., la cual da el valor de potencia aparente con el factor de potencia (PF) [42].

$$S = \frac{P}{PF} \quad \text{Ecuación 11.60.}$$

Siendo:

S: la potencia aparente (kVA)

P: la potencia activa (kW)

PF: el factor de potencia

$$S = \frac{5.085,80 \text{ kW}}{0,7} = 7.265,43 \text{ kVA}$$

Por lo tanto, se decide comprar tres estaciones transformadoras para suprir esta demanda energética con el modelo “NAUVA” de la empresa CAHORS^[43], con una potencia aparente de 2.500 kVA, ya que proporciona una potencia aparente máxima de 3.150 kVA.

11.15. Diseño de tuberías

Para poder llevar a cabo el proceso de producción de urea, es necesario realizar el diseño de las distintas tuberías que forman parte de la planta. Lo primero de todo antes de poder diseñar las tuberías, se debe definir los siguientes parámetros para cada tubería:

- Caudal volumétrico de la corriente que circulará por la tubería.
- Fluido que circula por la tubería.
- Presión y temperatura de trabajo.

Posteriormente se elige el material adecuado para las tuberías, en este caso, el material escogido es el acero inoxidable 316L. El motivo por lo que se ha escogido este material se encuentra en el **Capítulo 4. Tuberías, válvulas y accesorios**.

Una vez escogido el material y definidos los parámetros de las corrientes que circularán por las tuberías, se procederá a suponer una velocidad de circulación del fluido que se encuentre dentro del rango típico de velocidades, donde se puede observar en la *tabla 11.94.*, para que de esta manera poder menospreciar las pérdidas de carga que habría en cada tubería. Dichas velocidades típicas dependen de si el fluido se encuentra en estado gas o líquido y del tipo de conducción de la que se trate, como por ejemplo la entrada de una bomba.

Tabla 11.99. Velocidades típicas de circulación de fluidos por tuberías.

Fluido	Tipo de Flujo	Velocidad	
		ft/s	m/s
Líquidos poco viscosos	Flujo por gravedad	0.5 – 1	0.15 – 0.30
	Entrada de bomba	1 – 3	0.3 – 0.9
	Salida de bomba	4 – 10	1.2 – 3
	Línea de Conducción	4 – 8	1.2 – 2.4
Líquidos viscosos	Entrada de bomba	0.2 – 0.5	0.06 – 0.15
	Salida de bomba	0.5 – 2	0.15 – 0.6
Vapor de Agua		30 – 50	9 – 15
Aire o gas		30 – 100	9 – 30

Para las corrientes de gases se ha escogido las velocidades un rango dentro de 9-30 m/s. Para corrientes líquidas en el caso de una entrada de bomba se ha escogido el rango dentro de 0,3-0,9 m/s, en cuanto a la salida de una bomba el rango dentro de 1,2-3 m/s, y para finalizar para el resto de las tuberías se ha escogido dentro del rango de 1,2-2,4 m/s.

Una vez se han supuesto las velocidades para cada tipo de corriente, se procede ahora si al cálculo del diámetro interno con la ecuación 11.61. utilizando el valor del caudal volumétrico que circula por la tubería y la velocidad típica supuesta anteriormente.

$$\nu = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} \cdot Di^2} \rightarrow Di = \sqrt{\frac{Q \cdot 4}{\pi \cdot \nu}}$$

Ecuación 11.61.

Siendo:

ν : velocidad típica supuesta de circulación por la tubería (m/s).

Q: caudal volumétrico (m^3/s).

A: área de sección de la tubería (m^2).

Di: diámetro interno de la tubería (m).

El diámetro interno calculado será el necesario para conseguir la velocidad típica supuesta. Sin embargo, se debe determinar la medida real del diámetro. Para esto, se procede a utilizar la *tabla 11.95.*, donde se encuentran los diferentes valores de diámetro externos para tuberías de acero inoxidable reales, y el grueso de las paredes dependiendo del Schedule escogido. Para ello, es necesario definir el Schedule de la tubería.

Se empezará por elegir un Schedule 5S y se elegirá un diámetro externo (OD pulgadas) mayor pero que se asemeje al diámetro interno calculado, posteriormente se determinará el valor del grueso de las paredes de la tubería (Tamaño Nominal del Tubo) para el Schedule 5S, y se calculará la máxima presión admitida por la tubería con la *ecuación 11.62.* [44], código de tuberías a presión ASME B31.3.

$$P = \frac{2 \cdot t \cdot S \cdot E}{D - 2 \cdot t \cdot Y} \quad \text{Ecuación 11.62.}$$

Siendo:

P: máxima presión admisible (psi).

t: grueso de las paredes de la tubería (in).

S: tensión de tracción permitida por el material de la tubería a la temperatura de diseño (psi).

E: factor de calidad de la tubería de acuerdo con el código ASME B31.3.

D: diámetro externo de la tubería (in).

Y: coeficiente del grueso de la pared de acuerdo con el código ASME B31.3.

Tabla 11.95. Grosor de pared de tuberías según el diámetro nominal para acero INOX 316L.

Tamaño Nominal del Tubo (NPS)		Diámetro Exterior (pulgada)	Tubos Cédula / Pipe Schedule																	
NPS	DN	OD	SCH 5s	SCH 10s	SCH 10	SCH 20	SCH 30	SCH 40s	SCH STD	SCH 40	SCH 60	SCH 80s	SCH XS	SCH 80	SCH 100	SCH 120	SCH 140	SCH 160	SCH XXS	
1/8	6	0.405		1.240				0.068	0.068	0.068		0.095	0.095	0.095						
1/4	8	0.540		1.650				0.088	0.088	0.088		0.119	0.119	0.119						
3/8	10	0.675		1.650				0.091	0.091	0.091		0.126	0.126	0.126						
1/2	15	0.840	0.065	2.110				0.109	0.109	0.109		0.147	0.147	0.147				0.188	0.294	
3/4	20	1.050	0.065	2.110				0.113	0.113	0.113		0.154	0.154	0.154				0.219	0.308	
1	25	1.315	0.065	2.770				0.133	0.133	0.133		0.179	0.179	0.179				0.250	0.358	
1 1/4	32	1.660	0.065	2.770				0.140	0.140	0.140		0.191	0.191	0.191				0.250	0.382	
1 1/2	40	1.900	0.065	2.770				0.145	0.145	0.145		0.200	0.200	0.200				0.281	0.400	
2	50	2.375	0.065	2.770				0.154	0.154	0.154		0.218	0.218	0.218				0.344	0.436	
2 1/2	65	2.875	0.083	3.050				0.203	0.203	0.203		0.276	0.276	0.276				0.375	0.552	
3	80	3.500	0.083	3.050				0.216	0.216	0.216		0.300	0.300	0.300				0.438	0.600	
3 1/2	90	4.000	0.083	3.050				0.226	0.226	0.226		0.318	0.318	0.318						
4	100	4.500	0.083	3.050				0.237	0.237	0.237		0.337	0.337	0.337		0.438		0.531	0.674	
5	125	5.563	0.109	3.400				0.258	0.258	0.258		0.375	0.375	0.375		0.500		0.625	0.750	
6	150	6.625	0.109	3.400				0.280	0.280	0.280		0.432	0.432	0.432		0.562		0.719	0.864	
8	200	8.625	0.109	3.760		0.250	0.277	0.322	0.322	0.322	0.406	0.500	0.500	0.500	0.594	0.719	0.812	0.906	0.875	
10	250	10.750	0.134	4.190		0.250	0.307	0.365	0.365	0.365	0.500	0.500	0.500	0.500	0.594	0.719	0.844	1.000	1.125	1.000
12	300	12.750	0.156	4.570		0.250	0.330	0.375	0.375	0.406	0.562	0.500	0.500	0.688	0.844	1.000	1.125	1.312	1.000	
14	350	14.000	0.156	4.780	0.250	0.312	0.375		0.375	0.438	0.594		0.500	0.750	0.938	1.094	1.250	1.406		
16	400	16.000	0.165	4.780	0.250	0.312	0.375		0.375	0.500	0.656		0.500	0.844	1.031	1.219	1.438	1.594		
18	450	18.000	0.165	4.780	0.250	0.312	0.438		0.375	0.562	0.750		0.500	0.938	1.156	1.375	1.562	1.781		
20	500	20.000	0.188	5.540	0.250	0.375	0.500		0.375	0.594	0.812		0.500	1.031	1.281	1.500	1.750	1.969		
22		22.000	0.188	5.540	0.250	0.375	0.500		0.375		0.875		0.500	1.125	1.375	1.625	1.875	2.125		
24	600	24.000	0.218	6.350	0.250	0.375	0.562		0.375	0.688	0.969		0.500	1.219	1.531	1.812	2.062	2.344		
26		26.000			0.312	0.500	0.000		0.375				0.500							
28	700	28.000			0.312	0.500	0.625		0.375				0.500							
30		30.000	0.250	7.920	0.312	0.500	0.625		0.375				0.500							
32	800	32.000			0.312	0.500	0.625		0.375	0.688			0.500							
34		34.000			0.312	0.500	0.625		0.375	0.688			0.500							
36	900	36.000			0.312	0.500	0.625		0.375	0.750			0.500							
38		38.000							0.375				0.500							
40	1000	40.000						0.375												
42		42.000				0.500			0.375	0.750			0.500							
44	1100	44.000							0.375				0.500							
46		46.000							0.375				0.500							
48	1200	48.000						0.375			0.500									

Primeramente, para obtener los valores de S para la ecuación 11.62. (tensión de tracción permitida por el material de la tubería a la temperatura de diseño) se ha utilizado la siguiente tabla 11.96.

Tabla 11.96. Tensión de tracción S permitida por el acero inoxidable 316L a diferentes temperaturas de diseño.

Type/Grade	F321	F316L	TP316L
-30 to 40°C [MPa]	138	115	97.9
≤ 65°C [MPa]	130	106	97.9
≤ 100°C [MPa]	123	96.3	97.9
≤ 125°C [MPa]	118	91.3	97.9
≤ 150°C [MPa]	114	87.4	97.9
≤ 200°C [MPa]	106	81.2	93.0
≤ 250°C [MPa]	99.7	76.0	87.2
≤ 300°C [MPa]	94.5	72.5	82.9
≤ 325°C [MPa]	92.3	71.2	81.6
≤ 350°C [MPa]	90.7	70.0	80.2
≤ 375°C [MPa]	89.4	68.8	78.4
≤ 400°C [MPa]	87.5	67.5	77.2
≤ 425°C [MPa]	86.9	66.3	75.9

Los valores utilizados son los de la columna TP316L ya que hacen referencia a Tubular Products (TP) del material SS316L. Dependiendo de la temperatura de diseño de la tubería se ha seleccionado un valor u otro para S . Para obtener la temperatura de diseño de la tubería se han aplicado las indicaciones del **Capítulo 4. Tuberías, válvulas y accesorios**.

Seguidamente, para obtener el valor de Y de la ecuación 11.62., se ha utilizado la *tabla 11.97.*, que ha sido obtenida del código ASME B31.3 ^[44].

Debido a que todas las tuberías se encontrarán a menos de 482°C y el acero inoxidable 316L es un acero austenítico, se tiene un coeficiente $Y=0.4$ para todos los casos. Como se ha mencionado antes, este coeficiente Y tendrá en cuenta la suma de las tolerancias mecánicas de la tubería, las tolerancias de corrosión y la erosión del material.

Tabla 11.97. Coeficientes del grueso de la pared Y de acuerdo con el código ASME B31.3.

Materiales	Temperatura, °C (°F)					
	≤ 482 (900 y menores)	510 (950)	538 (1.000)	566 (1.050)	593 (1.100)	≤ 621 (1.150 y mayores)
Aceros Ferríticos	0,4	0,5	0,7	0,7	0,7	0,7
Aceros Austeníticos	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,7
Otos metales ductiles	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4
Hierro Fundido	0,0

El factor de calidad de la tubería E, se ha obtenido de la *tabla 11.98.* de acuerdo con el código ASME B31.3 [44]. Las tuberías en UREALITY se tratan de tuberías tipo A312 que son tuberías austeníticas de acero inoxidable que han pasado el examen radiográfico al 100%. Por lo tanto, se tiene un valor de E=1.

Tabla 11.98. Factores de calidad E, para diferentes tipos de tuberías.

Spec no.	Class (or Type)	Description	E	Notes
A182	-	Forgings and Fittings	1.00	-
	-	Seamless Tube	1.00	-
A268	-	Electric Fusion Welded Tube, Double Butt Seam	0.85	-
	-	Electric Fusion Welded Tube, Single Butt Seam	0.80	-
	-	Seamless Tube	1.00	-
A269	-	Electric Fusion Welded Tube, Double Butt Seam	0.85	-
	-	Electric Fusion Welded Tube, Single Butt Seam	0.80	-
	-	Seamless Pipe	1.00	-
A312	-	Electric Fusion Welded Pipe, Double Butt Seam	0.85	-
	-	Electric Fusion Welded Pipe, Single Butt Seam	0.80	-

Una vez obtenidos E, S e Y, se obtiene la máxima presión admitida con la *ecuación 11.62.* y posteriormente se multiplica por 0,875, es decir, la máxima presión admitida será finalmente un 87,5% de la calculada con la *ecuación 11.62.* para de esta manera tener un margen de seguridad del 12,5%.

Posteriormente, se calculará el porcentaje de sobrepresión que admite la tubería con respecto a la presión de diseño que será 1,2 veces la presión de trabajo salvo en excepciones. Si el porcentaje de sobrepresión admitida es menor a un 20% se procederá a escoger un Schedule mayor (10S, 20S, 30S, 40S, 80S o XS) y se realizará el cálculo de presión máxima admitida de nuevo, hasta tener una sobrepresión admitida igual o mayor al 20%

Una vez se tiene definida la tubería, se calcula el diámetro interno real restándole al diámetro externo dos veces es grueso de las paredes de la tubería, y con el diámetro obtenido se calcula el área de sección real de la tubería. Finalmente, se calcula la velocidad real como se indica en la *ecuación 11.61.*, y se comprueba que sea similar a la velocidad supuesta y esté dentro de los rangos de velocidades típicas.

11.15.1 Ejemplo de cálculo de tubería

En este apartado se demuestra un ejemplo de cálculo de tubería de la planta de urea de UREALITY. Dichas ecuaciones de cálculo provienen del apartado *11.15. Diseño de tuberías*. En este caso se realiza el diseño de la tubería por la cual circula el corriente 1 del proceso. Dicha corriente se encuentra a 16°C, 20 bares y su caudal volumétrico es de 47,20 m³/h=0,013 m/s. En este caso, la corriente 1 se encuentra en estado líquido y se encuentra en una entrada a una bomba, por lo tanto, se supone como una velocidad igual a 0,55 m/s.

Una vez tenemos una velocidad escogida y los parámetros de operación del corriente escogido pasamos a calcular el diámetro interno de la tubería con la *ecuación 11.61*.

$$Di = \sqrt{\frac{0,013 \cdot 4}{\pi \cdot 0,8}} = 0,144 \text{m} = 144 \text{mm} = 5,56 \text{in}$$

Una vez calculado el diámetro interno se procederá a ir a la tabla 11.95. y en la columna de diámetro externo (pulgadas) deberá ser similar al diámetro interno obtenido anteriormente. En este caso el diámetro interno es de 5,56 in y el diámetro externo similar es el de 5,563 in. Por lo tanto, se escogerá el Schdule 5s y el grueso de las paredes sería de 0,109in.

Una vez se sabe el diámetro externo e interno se procede a calcular la presión máxima admitida por la tubería, con la *ecuación 11.62*. Para el cálculo de la tensión de tracción permitida del material, se observa en la *tabla 11.96.*, la temperatura del corriente 1 se encuentra en el rango de (-30-40)°C, la S=99,7 MPa=97,9=14199,19psi. Para el factor de la tubería el valor es de 1, ya que las tuberías son de tipo A312 que son las tuberías de acero inoxidable. Y, por último, para el valor del coeficiente del grueso de la pared y dada la temperatura de 16°C, valor será de 0,4.

$$P = \frac{2 \cdot 0,109 \cdot 14199,19 \cdot 1}{5,563 - 2 \cdot 0,109 \cdot 0,4} = 565,29 \text{ psi}$$

$$P = 565,29 \cdot 0,875 = 494,63 \text{ psi}$$

La operación anterior se debe a la disminución de un 12,5% de la presión máxima admitida por seguridad, por lo que la presión máxima final es de 494,63 psi.

La presión de la corriente 1 es de 20 bares, que equivale a 290,08 psi, por lo que, la presión de diseño es de 1,2 veces la presión de trabajo. Finalmente, la presión será de 348,10 psi. Una vez se obtiene la presión de diseño, se calculará la sobrepresión con respecto a la presión de diseño, cuyo resultado es de un 142% de sobrepresión admitida. Como este resultado es superior al 20%, la tubería de Schedule 5s será suficiente para evitar problemas de sobrepresión. Si no superase el 20 %, se tendría que volver atrás y escoger un Schedule superior y volver hacer los cálculos anteriores.

$$v = \frac{0,013}{\frac{\pi}{4} \cdot (0,141 - 2 \cdot 0,002)^2} = 0,88 \text{ m/s}$$

La velocidad final se encuentra dentro del rango típico de velocidades de entradas a bombas, se considera que el diseño se ha realizado correctamente.

11.15.2 Aislamiento de tuberías

En esta planta, se opera a altas temperaturas en los equipos, y es por ello que por la seguridad tanto de la planta, como de los trabajadores se debe de aislar la mayor parte de tuberías de UREALITY. Dadas las condiciones de operación de la planta de urea se ha necesitado 2 tipos de aislantes para las tuberías. El primer aislante escogido para las tuberías es el poliuretano, por su baja conductividad, tener una vida útil alta y su rango de trabajo se encuentra entre los -50-100°C. El proveedor para el suministro es la empresa Isoflex y su aislamiento puede trabajar hasta los -200°C, muy útil ya que, los tanques de almacenamiento de dióxido de carbono se encuentran en esos rangos de temperaturas bajas. El segundo aislante escogido es la lana de roca, ya que su rango de trabajo supera los 650°C, y el poliuretano no consigue sobrepasar los 100°C. Un inconveniente de la lana de roca es que a temperaturas bajas pierde mucha eficacia, es por ello por lo que, se utilizarán estos 2 tipos de aislantes. El proveedor de la lana de roca es Isover y sus características se pueden ver en el **Capítulo 4. Tuberías, válvulas y accesorios**. Para el resto de las tuberías que se encuentren entre los 10 y 40 °C, se ha seguido el *Reglamento de Instalaciones Térmicas de los Edificios (RITE)*, que indica que las tuberías que se encuentren en ese rango de temperatura estarán exentas de aislamiento.

$$d = \frac{D}{2} \left[\exp \left(\frac{\lambda}{\lambda_{ref}} \cdot \ln \frac{D+2 \cdot d_{ref}}{D} \right) - 1 \right] \text{ Ecuación 11.63.}$$

Siendo:

d: espesor mínimo del aislante (mm).

D: diámetro interior del material aislante, es igual al diámetro externo de la tubería (mm).

λ_{ref} : conductividad térmica de referencia a 10°C (W/m·K).

λ : conductividad térmica del material empleado, a la temperatura de la tubería aislada (W/m·K).

d_{ref} : espesor mínimo de referencia (mm).

Para obtener la conductividad térmica del material empleado a la temperatura de la tubería aislada se ha utilizado la *tabla 11.99*.

Tabla 11.99. Conductividades térmicas de la lana de roca de Isover.

Producto	Lana de Vidrio	Lana de Roca	Lana ULTIMATE	Conductividad Térmica (λ)										Reacción al fuego	Formato	Rango T° (°C)		
				T°	50	100	150	200	250	300	400	500	550	600	650			
AISLAMIENTO TERMICO Y CALORIFUGADO PARA TUBERIAS																		
TECH PIPE Section MT 4.0	+			λ	0,037	0,043	0,052	0,062	0,074	0,089	-	-	-	-	A1	Coquilla	-40-400	
TECH PIPE Section MT 4.1		+		λ	0,038	0,045	0,054	0,063	0,073	0,084	-	-	-	-	A1	Coquilla	hasta 640	
Li-TECH PIPE Section MT 4.0		+		λ	0,057	0,043	0,052	0,062	0,074	0,089	-	-	-	-	A1	Coquilla	hasta 660	
TECH Wired Mat MT 3.1	+			λ	0,040	0,047	0,057	0,067	-	0,094	0,134	0,173	0,200	-	-	A1	Manta	hasta 560
TECH Wired Mat MT 4.2	+			λ	0,041	0,047	-	0,065	-	0,090	0,124	0,167	0,217	-	-	A1	Manta	hasta 600
TECH Wired Mat MT 5.1	+			λ	0,039	0,045	0,052	0,061	-	0,081	0,106	0,137	-	0,175	0,195	A1	Manta	hasta 660
TECH Wired Mat MT 6.1	+			λ	0,040	0,045	0,051	0,058	-	0,076	0,098	0,124	-	0,156	0,174	A1	Manta	hasta 680

Para obtener el espesor mínimo de referencia d_{ref} se ha utilizado la *tabla 11.100*. En la cual se presenta en función de la temperatura del fluido que circula por la tubería y del diámetro externo, el mínimo de aislante que se tendría que colocar.

Tabla 11.100. Espesor del aislamiento de lana de roca indicado por el proveedor Isover.

Tuberías		°C Temperatura del fluido <=										
Diámetro nominal		100	150	200	250	300	350	400	450	500	550	600
Di ("")	Di (mm)	Espesor de aislamiento (mm)*										
1	34	40	50	60	80	100	120	120	140	160	200	200
1 1/2	48	50	60	80	80	100	120	140	160	180	200	220
2	60	50	60	80	100	100	120	140	160	190	210	220
2 1/2	73	60	80	100	100	110	130	140	170	190	210	230
3	89	60	80	100	110	110	130	150	180	200	220	240
4	114	80	80	110	110	120	140	160	180	210	240	250
6	168	80	80	110	120	130	150	170	190	230	260	280
8	219	80	100	120	130	130	160	180	200	240	270	290
10	273	100	100	120	130	140	170	190	210	250	290	310
12	324	100	100	120	130	140	170	200	220	260	300	320
14	356	120	120	130	140	140	180	200	230	260	300	320
16	407	120	120	130	140	150	180	200	230	270	310	330
18	457	120	120	130	140	150	180	210	240	280	320	340
20	508	120	120	130	140	150	190	210	240	280	320	350
22	559	120	130	140	150	150	190	220	250	290	330	350
24	609	130	140	140	150	150	190	220	250	290	330	360

* TECH Pipe Section MT 4.0* TECH Pipe Section MT 4.1* TECH Pipe Section MT 4.1 + TECH Wired Mat MT 3.1 (2 o 3 capas)*
 TECH Pipe Section MT 4.1 + TECH Wired Mat MT 4.2 (2 o 3 capas)* TECH Wired Mat MT 4.2* TECH Wired Mat MT 5.1*
 TECH Wired Mat MT 6.1*

Para cada tubería a la hora de aislar se sustituyen los valores obtenidos a partir de las tablas anteriores y es posible obtener el diámetro que deberá tener el aislante para mantener las tuberías a las condiciones de temperatura necesarias o para evitar accidentes debido a las altas o bajas temperaturas de los fluidos en algunas tuberías.

11.15.3. Ejemplo de cálculo de aislante de tubería

Para el ejemplo del cálculo del aislante de una tubería, se ha escogido la tubería que tiene el nombre de la línea **DN200-URP-S3-1004** del área 100, por la que circula la corriente 9 y se encuentra 185 °C. Esta corriente se encuentra en la salida del reactor. Dado que la temperatura es superior a los 100°C, el aislante que se utilizará para esta tubería será la lana de roca.

Para tuberías cuya temperatura es menor a 300°C, la conductividad térmica de referencia será de 0,038 (W/m·K). El diámetro externo es de 219,10 mm. Con todos los datos que contamos se irá a la *tabla 11.100.*, para hallar el espesor mínimo de referencia. Dado que la temperatura de operación es de 185°C, se utilizará en la tabla la temperatura de 200°C y juntamente con el diámetro de 219,10 mm. El valor de espesor mínimo es de 120mm.

Finalmente, se necesitará saber la conductividad térmica donde se irá a la *tabla 11.99.*, donde el material utilizado es el PS-MT 4.1 y la temperatura de referencia es de 200°C. Así que, la conductividad térmica en este caso es de 0,063 (W/m·K).

Ahora sí, se procede a calcular el espesor mínimo de aislante de lana de roca para la corriente 9.

$$d = \frac{219,10}{2} \left[\exp \left(\frac{0,063}{0,038} \cdot \ln \frac{219,10 + 2 \cdot 120}{219,10} \right) - 1 \right] = 137,39 \text{ mm}$$

Apéndice 11.A

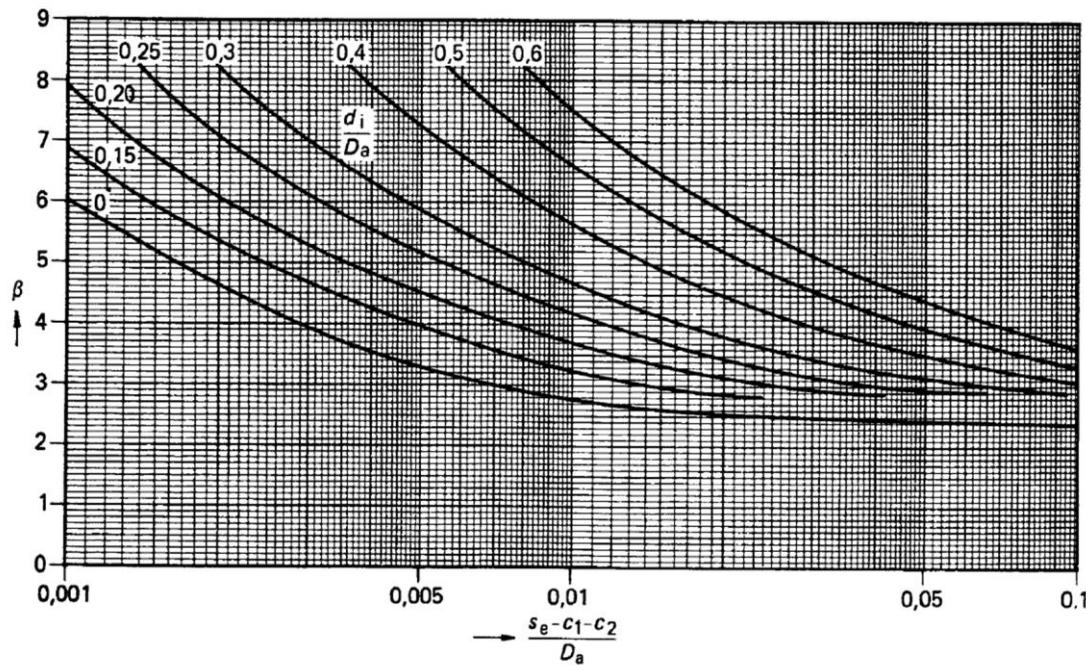


Fig. 7. Design factors β for domed ends (torispherical shape)

Apéndice 11.B

```

function ureapool
clc; clear all; close all;

% CO2=A NH3=B Carbamat=C Urea=D Agua=E

%=====Inputs=====
XLScruber=xlsread("Balancos Pool.xlsx",'019:023');
XLStripper=xlsread("Balancos Pool.xlsx",'034:036');

GA=XLStripper(2); LA=XLScruber(2); %Ton/h
GB=XLStripper(1); LB=XLScruber(1); %Ton/h
LC=XLScruber(3); %Ton/h
LD=XLScruber(5); %Ton/h
GE=XLStripper(3); LE=XLScruber(4); %Ton/h

%=====Propietats=====
PM=[44 17 78 60 18]'; %kg/kmol
Dens=[616.07 730 1100 1230 997.99]'; %kg/m3

Rec1=[-1 -2 1 0 0]';
Rec2=[0 0 -1 1 1]';

%=====Pretractament=====
G0=[(GA+LA) 0 0 0 0]'; %Ton/h
L0=[0 (GB+LB) LC LD (GE+LE)]'; %Ton/h

GN0=G0*1000./PM; %Cabal molar kmol/h
LN0=L0*1000./PM; %Cabal molar kmol/h

%=====Dades Bibliogràfiques===
NR=10; %Número reactors

R=8.314;
Tin=165+273; Tout=185+273;
Temp=linspace(Tin,Tout,NR);

k0=2.5*10^8;      %s-1
Ea=100*10^3;      %J/molK

for i=1:length(Temp)
    KeqUrea(i)=exp((-1.7352/(10^-3))/Temp(i)-
(4.75067/(10^2))*log(Temp(i))+(9.35767/(10^3))*Temp(i)+5.6601);

    k1(i)=k0*exp(-Ea/R/Temp(i)); %s-1
end
%====Reactor Condicons=====

VReact=10.3; %Volum Reactors
XCarb=0.99;
NR=10; %Número reactors
NentRec=5;

```

```

G0ent=GN0/NR
L0ent=LN0/NentRec
XReactor=XCarb;

X=[0.57 0.4 0.32 0.25 0.22 0.19 0.17 0.14 0.13 0.12 0.1];
XREAL=fminsearch(@EqReactS,X);

MINR=EqReactS(XREAL)
Nsort=ClonN(XREAL);

NCarb=LN0(3)+GN0(1)*XCarb; %mol/h

XConv=(Nsort(3)-NCarb)/-NCarb

Msort=Nsort.*PM %kg/h

BM=sum(Msort)-(sum(G0)+sum(L0))*1000

QLsort=Msort(2:end)./Dens(2:end);

VTotal=VReact*NR

TempsResi=60*VReact*10/sum(QLsort) %min

VReal=VTotal+VTotal*1/3

LBaffel=2.3
AproxLlarg=LBaffel*NR

ASeccio=VReal/LBaffel/NR
DiamReac=sqrt(ASeccio/pi/0.25)
ABaffel=VReact/LBaffel
AproxLD=AproxLlarg/DiamReac

Aholdup=ASeccio-ABaffel

Angle=fzero(@EqASEC,0)
Anglegrad=180*Angle/pi

difh=(DiamReac/2)*(1-cos(Angle/2))

function DifArea=EqASEC(alfa)
    Radi=DiamReac/2;
    ASeCir=(Radi^2)*(alfa-sin(alfa))/2;
    DifArea=ASeCir-Aholdup;
end
%=====Representació Reactor=====
p = nsidedpoly(1000, 'Center', [0 0], 'Radius', DiamReac/2);
plot(p)
hold on
plot([-DiamReac/2 DiamReac/2],[(DiamReac/2-difh) (DiamReac/2-difh)])
axis equal

```

```

function ZER=EqReactS(XCalc)
    for i=1:NR
        if i==1
            INTeq(:,i)=L0ent-(G0ent(1).*Rec1*XReactor/Rec1(1));
        elseif i<=NentRec
            INTeq(:,i)=L0ent+INTre(:,i-1)-
(G0ent(1).*Rec1*XReactor/Rec1(1));
        else
            INTeq(:,i)=INTre(:,i-1)-
(G0ent(1).*Rec1*XReactor/Rec1(1));
        end
        INTeq(1,i)=0;
        Scape(:,i)=G0ent-(G0ent(1).*Rec1*XReactor/Rec1(1));
        INTre(:,i)=INTeq(:,i)-(INTeq(3,i).*Rec2*XCalc(i)/Rec2(3));

        Scape(2:end,i)=0;

        NMoM=Scape+INTre;

        QR2(:,i)=NMoM(:,i).*PM./Dens;

        FracS(:,i)=NMoM(:,i)/(sum(NMoM(2:end,i)));
        Ct(i)=sum(NMoM(2:end,i))/sum(QR2(2:end,i));

        rate(i)=k1(i)*Ct(i)*(FracS(3,i)-
(FracS(4,i)*FracS(5,i))/(FracS(3,i)*KeqUrea(i)));

        Vcalc(i)=(INTre(3,i)-INTeq(3,i))/(-rate(i))/3600;

        zer(i)=(Vcalc(i)-VReact)^2;
    end

    ZER=sum(zer);
end

function CabalN=ClonN(Xdef)
    for i=1:NR
        if i==1
            INTeq(:,i)=L0ent-(G0ent(1).*Rec1*XReactor/Rec1(1));
        elseif i<=NentRec
            INTeq(:,i)=L0ent+INTre(:,i-1)-
(G0ent(1).*Rec1*XReactor/Rec1(1));
        else
            INTeq(:,i)=INTre(:,i-1)-
(G0ent(1).*Rec1*XReactor/Rec1(1));
        end
        INTeq(1,i)=0;
        Scape(:,i)=G0ent-(G0ent(1).*Rec1*XReactor/Rec1(1));
        INTre(:,i)=INTeq(:,i)-(INTeq(3,i).*Rec2*Xdef(i)/Rec2(3));

        Scape(2:end,i)=0;
    end

```

```
NC02=sum(Scape(1,:));
NC02(2:5,:)=0;
CabalN=NC02+INTre(:,end);
end
end
```

11.16. Bibliografía

- [1] (S/f). Upc.edu. <https://upcommons.upc.edu/bitstream/handle/2117/393153/DISE%C3%91O%20DE%20UN%20EQUIPO%20A%20PRESI%C3%93N%20SEG%C3%9AN%20AD-2000%20MERKBLATT.pdf?sequence=2&isAllowed=y>
- [3] Eugene F.Megysey "Pressure Vessel Handbook", 10th Edition, university of Tulsa 1997.
- [4] AISI 316L. (s/f). Woite-edelstahl.com. <https://woite-edelstahl.com/aisi316len.html>
- [5] Densidad masiva de acero inoxidable. (s/f). China-stainless-steels <https://es.china-stainless-steels.com/stainless-steel-plate/mass-density-of-stainless-steel.html>
- [6] Single-wall stainless steel tank 316l. (s/f). Liqson <https://www.liqson.com/en/rental/tanks/single-wall-stainless-steel-tank-316l>
- [7] (S/f). Symaga <https://www.symaga.com/wp-content/uploads/2020/11/Catalogo-Symaga-Silos-v5.pdf>
- [8] (S/f). Researchgate.net. https://www.researchgate.net/profile/Wayne-Monnery/publication/292668668_Design_two-phase_separators_within_the_right_limits/links/5e753a8d92851cf2719a38f0/Design-two-phase-separators-within-the-right-limits.pdf
- [9] Creating your plant. (s/f). STAMI UREA LAUNCH. Stamicarbon. <https://www.stamicarbon.com/sites/default/files/2023-10/2023-09-Stami%20Urea%20Launch%20Brochure.pdf>
- [11] Hamidipour, M., Mostoufi, N., & Sotudeh-Gharebagh, R. (2005). Modeling the synthesis section of an industrial urea plant. In Chemical Engineering Journal (Vol. 106, Issue 3, pp. 249–260). Elsevier BV. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2004.12.020>
- [12] Mikkelsen, R. L. (s/f). Biuret in Urea Fertilizers. Ureaknowhow.com. https://ureaknowhow.com/pdflib/759_2007%20Mikkelsen%20Biuret%20in%20Urea%20Fertilizers.pdf
- [13] Isla, M. A., Irazoqui, H. A., & Genoud, C. M. (1993). Simulation of a urea synthesis reactor. 1. Thermodynamic framework. In Industrial & Engineering Chemistry Research (Vol. 32, Issue 11, pp. 2662–2670). American Chemical Society (ACS). <https://doi.org/10.1021/ie00023a033>
- [14] Irazoqui, H. A., Isla, M. A., & Genoud, C. M. (1993). Simulation of a urea synthesis reactor. 2. Reactor model. In Industrial & Engineering Chemistry Research (Vol. 32, Issue 11, pp. 2671–2680). American Chemical Society (ACS). <https://doi.org/10.1021/ie00023a034>
- [15] Wikipedia contributors. (s/f). Urea. Wikipedia, The Free Encyclopedia. <https://es.wikipedia.org/w/index.php?title=Urea&oldid=159786886>

- [16] Zhang, X. P., Yao, P. J., Wu, D., & Yuan, Y. (2001). *Simulation of urea reactor of industrial process*. Witpress.com.
<https://www.witpress.com/Secure/elibrary/papers/MPF01/MPF01006FU.pdf>
- [17] (S/f). Ureaknowhow.com. https://ureaknowhow.com/wp-content/uploads/2020/08/datasheet-safurex-en-v2019-09-09_44_version_1.pdf
- [18] Stamicarbon Safurex Equipment by Roel Trijnes. (s/f). Scribd.
<https://es.scribd.com/document/618183417/Stamicarbon-Safurex-Equipment-by-Roel-Trijnes>
- [19] Urea Reactor. (s/f). Stamicarbon.com. <https://www.stamicarbon.com/advance-design-safurex-urea-reactor>
- [20] Conference name Stamicarbon Symposium 2022 – date 16th – 19th May 2022, Alex Scheerder and Bart Gevers
- [21] Solutions to WiindowPop-up and Java problems on engineers edge. (s/f). Engineersedge.com.
https://www.engineersedge.com/thermodynamics/overall_heat_transfer-table.htm
- [22] (S/f). Edu.my.
<https://utpedia.utp.edu.my/id/eprint/14457/1/Steady%20State%20Modeling%20of%20Urea%20Synthesis%20Loop.pdf>
- [23] Excessive amount of carbamate solution in recirculation sect. (s/f). UreaKnowHow.
<https://ureaknowhow.com/forums/topic/excessive-amount-of-carbamate-solution-in-recirculation-sect/>
- [24] Urea Unit Process Book. (s/f). <https://es.scribd.com/document/391229731/Urea-Unit-Process-Book>
- [25] HP strippers. (2019, septiembre 11). Christof Group. <https://www.christof-group.com/products/hp-strippers/>
- [26] (S/f-a). Researchgate.net.
https://www.researchgate.net/publication/363479538_Stripper_Efficiency_Calculation_for_Ammonia_CO_2_stripping_Process
- [27] (S/f-b). Researchgate.net.
https://www.researchgate.net/publication/363892178_Some_Fact_about_Urea_stripper
- [28] (S/f-b). Ufrj.br. <https://epqb.eq.ufri.br/download/process-insentification-applied-to-urea-production-process.pdf>
- [29] (S/f-c). Researchgate.net.
https://www.researchgate.net/publication/355173323_THE_EXPLOSION_HAZARD_IN_UREA_PROCESS
- [30] HP scrubbers. (2019, septiembre 11). Christof Group. <https://www.christof-group.com/products/hp-scrubbers/>

- [31] Rahimpour, M. R., & Mottaghi, H. R. (2009). Simultaneous Removal of Urea, Ammonia, and Carbon Dioxide from Industrial Wastewater Using a Thermal Hydrolyzer–Separator Loop. In *Industrial & Engineering Chemistry Research* (Vol. 48, Issue 22, pp. 10037–10046). American Chemical Society (ACS). <https://doi.org/10.1021/ie900751g>
- [32] NH₃ ammonia scrubber. (s/f). <https://www.apzem.in/product/nh3-ammonia-scrubber/>
- [33] Bertín, D. E. (2011). *Modelado y simulación de un granulador de lecho fluidizado para la producción de urea*. <https://repositoriodigital.uns.edu.ar/handle/123456789/2218>
- [34] (S/f). Researchgate.net. https://www.researchgate.net/publication/364314046_UREA_GRANULATION
- [35] (Scribbr, s.f.). Ecosoft Water Filters. <https://www.ecosoft.com/es>
- [36] (Scribbr, s.f.). Hidro-Water, Water treatment equipments. <https://hidro-water.com/>
- [37] Bernal, I. (2013, 1 de febrero). Tablas termodinámicas del agua yunus a. cengel. <https://es.slideshare.net/slideshow/tablas-termodinmicas-del-agua-yunus-a-cengel/16296336>
- [38] (Scribbr, s.f.). VYC Industrial. <https://vycindustrial.com/>
- [39] (Scribbr, s.f.). ATTSU, Fabricantes e Instaladores. <https://www.attsu.com/>
- [40] EWB - EWK. (2021, marzo 31). EWK. <https://www.ewk.eu/producto/ewb/>
- [41] (Scribbr, s.f.). ¿Qué es el PCI o Poder Calorífico Inferior? <https://www.todoluzygas.es/gas/diccionario/p/pci>
- [42] (Scribbr, s.f.). ¿Qué es el factor de potencia? <https://www.areatecnologia.com/electricidad/factor-de-potencia.html#%C2%BFQu%C3%A9%20es%20el%20Factor%20de%20Potencia>
- [43] (Scribbr, s.f.). Groupe Cahors. <https://www.groupe-cahors.com/es-espana>
- [44] Help for calculating the max. allowable pressure with the pressure piping code ASME B31.3. (s/f). Pumpfundamentals.com. <https://www.pumpfundamentals.com/help15.html>