



industriales
etsii

Escuela Técnica
Superior
de Ingeniería
Industrial

UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE CARTAGENA

Escuela Técnica Superior de Ingeniería Industrial

Ingeniería básica de una planta de producción de urea de 80000 Tn/año

TRABAJO FIN DE GRADO


GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA INDUSTRIAL

Autor: Miguel Jiménez Franco
Director: Carlos Godínez Seoane

Cartagena, 14/09/2017

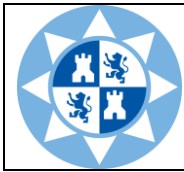


Universidad
Politécnica
de Cartagena

	Ingeniería básica de una planta de producción de urea de 80000 Tn/año	
	Universidad Politécnica de Cartagena	Revisión: 2

Índice

1-Memoria descriptiva	1
1.1-Objetivo del proyecto	1
1.2-Urea.....	1
1.2.1-Propiedades	1
1.2.2-Usos.....	2
1.3-Proceso industrial	3
1.3.1-Proceso Snamprogetti.....	3
1.3.2- Proceso Stamicarbon	3
1.3.3- Proceso Toyo.....	4
2-Modelización de la planta	5
2.1-Diagrama de flujo, unidades especiales.....	7
2.2-Balances de materia y energía globales.....	10
2.3-Composición de las corrientes principales.....	10
2.4-Listado de los equipos principales y sus capacidades.....	11
2.4.1-Cálculos mediante el programa de simulación	11
2.4.2-Cálculos sin el programa de simulación	14
2.4.3-Redes de intercambio de calor	28
3-Balance económico del proceso	31
3.1-Costes de los equipos.....	31
3.2-Costes de operación.....	34
3.2.1-Materias primas	34
3.2.2-Agua de refrigeración.....	35
3.2.3-Electricidad bombas y compresores	36
3.3-Análisis de rentabilidad.....	36
Referencias.....	41
Bibliografía	41
Anexos.....	42
Anexo I: Ficha internacional de seguridad	42
Anexo II: Diagrama de flujo de Snamprogetti	44
Anexo III: Diagrama de flujo de Stamicarbon.....	45
Anexo IV: Diagrama de flujo de Toyo.....	47
Anexo V: Diagrama de la simulación	48




Índice de figuras

Figura 1: Estructura de la urea.	1
Figura 2: BIPs	5
Figura 3: Constante cinética de la reacción inversa, k_{-1}	6
Figura 4: Esquema reactor	7
Figura 5: Esquema scrubber	8
Figura 6: Esquema stripper	9
Figura 7: Esquema condensador de carbamato de alta presión	9
Figura 8: Ventana del reactor cinético	11
Figura 9: Ventana del compresor	14
Figura 10: Gráfica coeficiente de capacidad de inundación.....	15
Figura 11: Sección de una columna de platos	16
Figura 12: Parámetros para estimación de intercambiadores de calor.....	19
Figura 13: Número de tubos en función del diámetro de carcasa.....	20
Figura 14: Esquema de los tubos de un intercambiador.....	22
Figura 15: Comparación de volúmenes de cristalizadores.....	28
Figura 16: Representación de red de intercambio de calor.....	29
Figura 17: Esquema del intercambiador ficticio.....	30
Figura 18: Pérdida de carga en bombas.....	35
Figura 19: Coste eléctrico.....	36

Índice de tablas

Tabla 1: Propiedades generales.	2
Tabla 2: Solubilidad de la urea en agua.....	2
Tabla 3: Parámetros cinéticos.	6
Tabla 4: Estimaciones iniciales Scrubber.....	21
Tabla 5: Estimaciones iniciales Stripper.	24
Tabla 6: Estimaciones iniciales condensador carbamato alta presión.....	25
Tabla 7: Volúmenes de cristalizadores.....	28
Tabla 8: Intercambiadores de calor.....	28
Tabla 9: Cascadas red intercambio de calor.....	30
Tabla 10: Coste de referencia de los equipos.	32
Tabla 11: Coste actual de los equipos.....	33
Tabla 12: Payback.....	39
Tabla 13: Análisis económico del proceso.	40

	Ingeniería básica de una planta de producción de urea de 80000 Tn/año	
	Universidad Politécnica de Cartagena	Revisión: 2 Página 1 de 48

1-Memoria descriptiva

1.1-Objetivo del proyecto

El objetivo principal del presente proyecto es el desarrollo de la Ingeniería Básica de una planta de producción de urea de 80000 Tn/año. Esta producción es representativa del tamaño medio de una planta de urea actual. Esta tarea se llevará a cabo haciendo uso de un simulador comercial. Como resultado del proyecto se elaborará una lista de los equipos principales junto con sus dimensiones, que permitirá realizar una estimación de los costes de los equipos y los costes de operación. Asimismo se llevará a cabo un análisis de la rentabilidad del proceso.

1.2-Urea

La urea, NH_2CONH_2 , puede ser considerada la amida del ácido carbámico, NH_2COOH , o la diamida del ácido carbónico, $\text{CO}(\text{OH})_2$. Comercialmente, se produce por la deshidratación del carbamato amónico, el cual se produce por una reacción de equilibrio entre el dióxido de carbono y el amoníaco. La primera reacción es rápida en comparación con la segunda, por lo que se alcanza el equilibrio. La segunda reacción será la que limite el proceso.

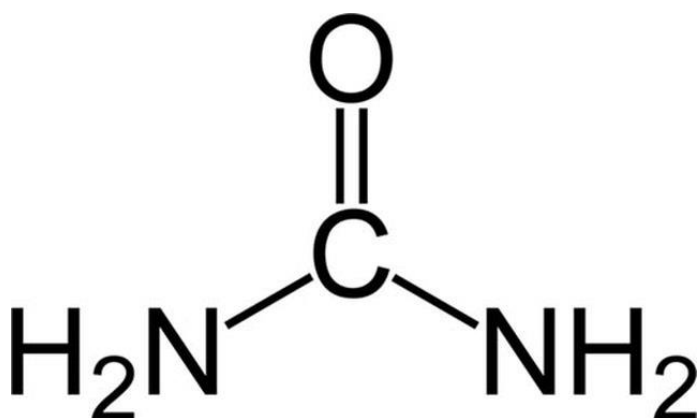
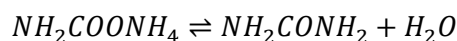
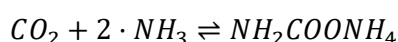
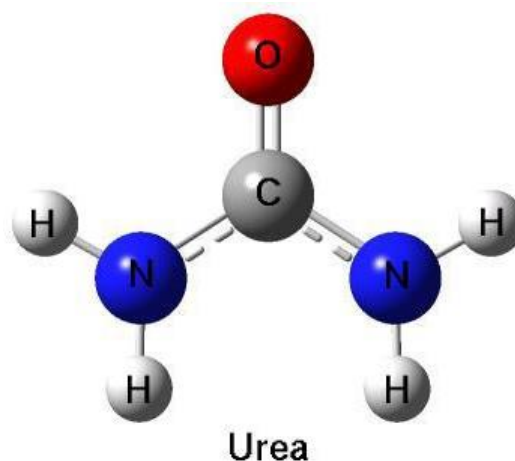


Figura 1: Estructura de la urea.



1.2.1-Propiedades

Los valores de las propiedades que se muestran a continuación han sido obtenidos de entre los diversos documentos presentes en la bibliografía.


	Ingeniería básica de una planta de producción de urea de 80000 Tn/año	
	Universidad Politécnica de Cartagena	Revisión: 2
		Página 2 de 48

Tabla 1: Propiedades generales.

Propiedad	Valor
Peso molecular (Kg/Kmol)	60,06
Punto de fusión (°C)	135
Densidad, d ₂₀₄ (g/cm ³)	1,323
Forma cristalina	tetragonal, agujas o prismas
Energía libre de formación a 25°C (J/mol)	-197,15
Calor de fusión (J/g)	251*
Calor de disolución en agua (J/g)	243*
Calor de cristalización, 70% urea acuosa (J/g)	460*
Calor específico (J/Kg·K) a:	
0°C	1,439
50°C	1,661
100°C	1,887
150°C	2,109

*Endotérmica

Tabla 2: Solubilidad de la urea en agua.

T (°C)	0	10	20	30	40	60	80	100
S (kg urea/kg agua)	0,67	0,85	1,05	1,35	1,65	2,5	4	7,3
S (% peso)	40,12	45,95	51,22	57,45	62,26	71,43	80	87,95
S (peso)	0,4012	0,4595	0,5122	0,5745	0,6226	0,7143	0,8	0,8795

En cuanto a la toxicidad de la urea, esta se considera un componente no tóxico. Se adjunta la hoja de datos de seguridad del Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo (INSHT), [Anexo I](#).


1.2.2-Usos

La urea sólida con un contenido del 0,8-2,0% de biuret en peso, es principalmente usada por su capacidad de proveer a la tierra con nitrógeno. Mezclada con aditivos, la urea es usada en fertilizantes sólidos de diversas formulaciones.

Soluciones acuosas de urea, de hasta un 0,3% de biuret en peso, son usadas como fertilización foliar. Las soluciones concentradas de urea y nitrato amónico presentan un gran contenido de nitrógeno y bajo punto de cristalización, esto permite su fácil transporte mediante el uso de tuberías, así como su aplicación como spray.

En la industria de los plásticos se encuentra presente en diversos tipos de adhesivos, plásticos, resinas, tintas, productos farmacéuticos y acabados para productos textiles, papel, metales y tabaco.

La urea también puede ser usada como suplemento alimenticio para rumiantes, ya que estos pueden metabolizar ciertos compuestos nitrogenados para producir sustitutos de proteínas.

	Ingeniería básica de una planta de producción de urea de 80000 Tn/año	
	Universidad Politécnica de Cartagena	
	Revisión: 2	Página 3 de 48

1.3-Proceso industrial

La mayoría de las nuevas plantas de producción de urea cuentan con la licencia de Snamprogetti, Stamicarbon o Toyo Engineering. Snamprogetti utiliza stripping térmico, mientras que Stamicarbon y Toyo utilizan stripping con CO₂.

1.3.1-Proceso Snamprogetti

El diagrama de flujo se puede encontrar en [Anexo II](#), el cual pertenece a la empresa Saipem [1]. Inicialmente Snamprogetti utilizaba NH₃ como agente de stripping, sin embargo se producía una sobrecarga de NH₃ en las secciones de recirculación aguas abajo. A día de hoy solo se proporciona calor al stripper para separar el NH₃ y el CO₂ que no han reaccionado. Dado el alto contenido de NH₃, sigue siendo necesario tener dos secciones de recirculación.

El lazo de reciclo de la sección de síntesis, lleva el gas proveniente del stripper a dos condensadores de carbamato en serie y a un separador de alta presión. Tras esto, el flujo se lleva al reactor, el cual opera a 15 MPa (150 bar) con una relación molar de 3,5/1 de NH₃/CO₂.

El offgas de entrada a los condensadores de carbamato también contiene el carbamato recuperado en las secciones de baja y media presión. La planta está optimizada, de forma que el vapor de agua requerido es mínimo.


1.3.2- Proceso Stamicarbon

El diagrama de flujo se puede encontrar en [Anexo III](#), al no lograr obtener un diagrama de calidad se ha realizado una representación, además se ha incluido una copia coloreando las corrientes de alta y baja presión.

Stamicarbon introdujo el primer proceso de stripping. Una de las mayores mejoras fue la reducción del vapor de agua necesario por tonelada de urea con respecto al diseño inicial de reciclo total. La reducción fue de 1,8 a 0,8-0,95 (dependiendo del diseño final).

La sección de síntesis consiste en un reactor, un stripper, un condensador de carbamato de alta presión y un scrubber de alta presión. Para obtener la máxima conversión en el interior del reactor, se requiere una presión de 14 MPa (140 bar) y una relación molar de 2,95/1 de NH₃/CO₂. La corriente líquida proveniente del reactor entra en el stripper, un intercambiador de carcasa-tubo de tipo película de cascada. Por fondo se alimenta el CO₂ a contracorriente, que arrastrará por cabeza al exceso de NH₃, produciendo una disminución de la presión parcial de este, lo que produce que el carbamato se descomponga parcialmente. La solución de urea obtenida por fondo, fluye a la sección de baja presión, 0,4 Mpa (4 bar). A su vez, el offgas se envía al condensador de carbamato de alta presión.

En la cabeza del reactor, los gases no condensados se envían al scrubber de alta presión. Este consiste en un intercambiador de carcasa-tubo en la parte inferior y una columna de empacamiento en la parte superior. En la parte inferior, la mayor parte del NH₃ y el CO₂ se condensa. En la parte superior, los gases que abandonan la parte inferior se ponen en contacto con carbamato, proveniente de la sección de baja presión. El offgas del scrubber se lleva a venteo, mientras que la solución de carbamato se lleva al condensador de carbamato.

	Ingeniería básica de una planta de producción de urea de 80000 Tn/año	
	Universidad Politécnica de Cartagena	
	Revisión: 2	Página 4 de 48

En este condensador, las corrientes antes mencionadas, así como la corriente de aporte de NH_3 se encuentran. Esta corriente condensa en su mayoría, sirviendo para producir vapor de baja presión. Tras esto la corriente bifásica se alimenta por fondos al reactor.

El reactor consiste en una columna de burbujeo donde ambos líquido y gas son alimentados por fondo. El reactor tiene platos agujereados para proporcionar un buen contacto entre las burbujas y las fases líquidas. En cabeza las fases líquida y gaseosa se separan.

La solución de urea proveniente del stripper entra a una columna de rectificado, en esta, los gases formados se llevan a un condensador de carbamato y a una bomba que los manda al scrubber. Tras esto la solución de urea se evapora y se granula.

1.3.3- Proceso Toyo

El diagrama de flujo se puede encontrar en [Anexo IV](#), el cual pertenece a la empresa toyo [2].

La sección de síntesis consiste en un reactor, un stripper, dos condensadores de carbamato y la presión de 17,5 MPa (175 bar). El reactor se opera a 190°C con una relación molar de 4/1 de NH_3/CO_2 . El NH_3 líquido se alimenta directamente en el reactor con una bomba centrífuga. El CO_2 gaseoso es alimentado desde el compresor en el fondo del stripper de tipo película de cascada.

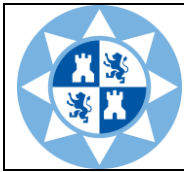
La corriente proveniente del reactor, consistente en una mezcla de urea, carbamato amónico no convertido, agua y amoníaco, se alimenta por cabeza al stripper. Este tiene dos funciones, la parte superior consiste en un conjunto de platos que separan el exceso de amoníaco en la alimentación. Tras esto, la corriente pasa por la parte inferior, la cual consiste en un intercambiador de película de cascada dónde el carbamato se descompone por efecto del CO_2 de stripping y el calor aportado.

La mezcla de gases obtenida en cabeza se alimenta a los condensadores de carbamato dónde es condensada y absorbida por la corriente proveniente del absorbedor.

Uno de los condensadores se usa para producir vapor de baja presión, 0,45-0,5 MPa (4,5-5 bar). Mientras que el otro se utiliza para calentar la corriente de urea proveniente del stripper. La corriente bifásica de los condensadores se envía al reactor.

La corriente que abandona el stripper contiene un 12% en peso de urea y se purifica en las secciones de media y baja presión. El NH_3 y CO_2 separados en los descomponedores es absorbido y retornado a la sección de síntesis.

La corriente de urea se alimenta a un concentrador a vacío el cual opera a 17,3 kPa (130 mmHg abs) y produce urea con un 88,7% en peso. Tras esto, pasa por dos etapas de evaporación si se producen prills o una única etapa si se produce granulado.



2-Modelización de la planta

Para la modelización de la planta de 80KTn/año de urea se ha seleccionado el modelo de proceso de [Stamicarbon](#), descrito en apartados anteriores. Sin embargo, en la simulación han surgido algunas diferencias con respecto a la realidad que han obligado a realizar algunos cambios.

Para la materia prima, es decir, amoníaco y dióxido de carbono, se ha considerado que se dispone de una planta de amoníaco, la cual produce ambos componentes a partir de metano. Con esto ambos componentes entrarían por límite de batería en las condiciones que se indicaran más adelante.

El Biuret, principal subproducto del proceso no se ha incluido al no poder obtener los parámetros cinéticos que permitan incluirlo. Las tablas y gráficas que aparecen en documentos de la bibliografía indican que tan solo un 0,4% del dióxido de carbono se convierte en Biuret. Tampoco se ha considerado la presencia de hidrógeno en la corriente de dióxido de carbono, proveniente de la planta de amoníaco, al ser despreciable. Por otro lado, ha sido imposible hacer converger al cristalizador de urea, por lo que aunque se muestra en el diagrama del proceso, el cálculo de su dimensionamiento se ha realizado de forma manual.

Dado que se dispone de los coeficientes de interacción binaria (BIPs) para el modelo de Wilson, este ha sido el utilizado.

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	–

Figura 2: BIPs

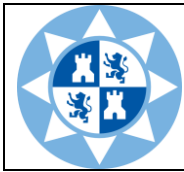
Tanto los BIPs como los parámetros cinéticos han sido obtenidos de Mohsen Hamidipour [3]. Sin embargo, no se proporcionan datos para la reacción inversa de la segunda reacción, con lo que se han utilizado datos de Irazoqui et al [4] para calcularlos.

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

$$K(T) = e^{\left(\frac{C_1}{T} + C_2 \cdot \ln T + C_3 \cdot T + C_4\right)}$$

10 ⁻³ ·C1	10·C2	10 ³ ·C3	C4
-1,7352	-4,7506	9,3576	5,6601

$$K = \frac{K_1}{K_{-1}} \rightarrow K_{-1} = \frac{K_1}{K}$$



$$k_1 = A \cdot e^{-\frac{EA}{RT}} = 9 \cdot 10^{11} \cdot e^{-\frac{94500 \frac{KJ}{Kmol}}{8,314 \frac{KJ}{Kmol \cdot K} \cdot T}}$$

Tabla 3: Parámetros cinéticos.

T (°C)	T (K)	Ln K	K	k1	k-1	1/T
100	373,15	1,688	5,411	0,053	0,010	0,00268
110	383,15	1,891	6,625	0,118	0,018	0,00261
120	393,15	2,087	8,064	0,250	0,031	0,00254
130	403,15	2,278	9,762	0,513	0,053	0,00248
140	413,15	2,465	11,759	1,014	0,086	0,00242
150	423,15	2,646	14,098	1,943	0,138	0,00236
160	433,15	2,823	16,831	3,613	0,215	0,00231
170	443,15	2,996	20,012	6,531	0,326	0,00226
180	453,15	3,166	23,706	11,503	0,485	0,00221
190	463,15	3,332	27,983	19,771	0,707	0,00216
200	473,15	3,494	32,925	33,212	1,009	0,00211

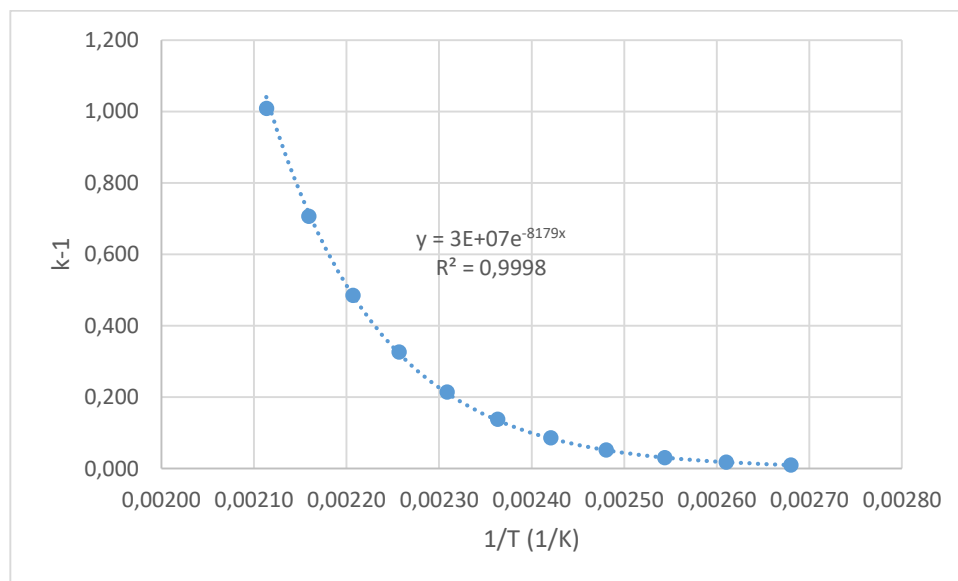


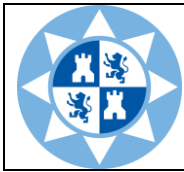
Figura 3: Constante cinética de la reacción inversa, k_{-1}

$$k_{-1} = A_{-1} \cdot e^{-\frac{EA_{-1}}{RT}}$$

Identificando parámetros con la curva:

$$\frac{EA_{-1}}{R} = 8179 \rightarrow EA_{-1} = 8179 K \cdot 8,314 \frac{KJ}{Kmol \cdot K} = 68000 \frac{KJ}{Kmol}$$

$$A_{-1} = 3 \cdot 10^7 h^{-1}$$



No obstante, al comparar estos valores con datos de reactores reales de M. Dente [5], el volumen necesario era mucho mayor al esperado, por lo que se ha realizado una interpolación de valores hasta conseguir ajustar el volumen del reactor a la realidad, obteniendo así un valor de:

$$A_{-1} = 7 \cdot 10^6 h^{-1}$$

2.1-Diagrama de flujo, unidades especiales

El diagrama de flujo completo se puede encontrar en el [Anexo V](#). En este apartado se mostrarán los equipos que requieren de varias unidades en el programa para poder adaptarse a la realidad. Los equipos que consisten en intercambiadores de calor con reacciones en su interior se han simulado como reactores o como columnas reactivas, ya que los intercambiadores no permiten incluir reacciones.

Reactor:

Se necesita de un reactor estequiométrico y uno cinético, así como una columna flash para poder simularlo. En la realidad, se trata de una columna de burbujeo en la que las corrientes líquida y gaseosa se alimentan por fondo, avanzando como un modelo flujo pistón hasta llegar a la cabeza, donde se separan los componentes líquidos que se vierten a un sumidero y los gaseosos que salen por cabeza. Para evitar el backmixing o retomezcla así como la coalescencia de las burbujas de la base gaseosa, se utilizan platos perforados, pudiendo considerarse cada sección entre platos como un reactor continuo tanque agitado. A continuación se incluyen un esquema del caso real y el esquema de la simulación:

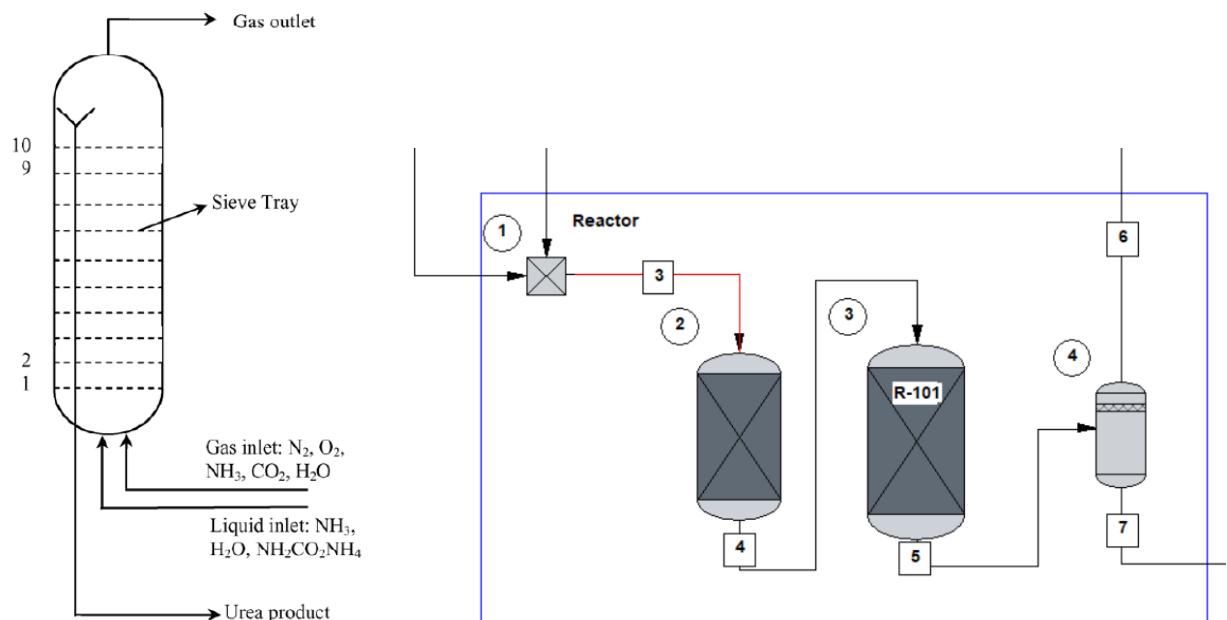


Figura 4: Esquema reactor

Scrubber:

Este equipo consiste en una columna, cuya parte inferior es un intercambiador de calor, mientras que la parte superior es una columna de platos o de relleno. El intercambiador de calor ha sido simulado como un reactor. En su interior, el amoníaco y el dióxido de carbono reaccionan parcialmente para dar carbamato amónico, esta reacción es exotérmica, por lo que se necesita de agua de enfriamiento para que no se eleve la temperatura excesivamente durante el proceso. A continuación se incluyen un esquema del caso real y el esquema de la simulación:

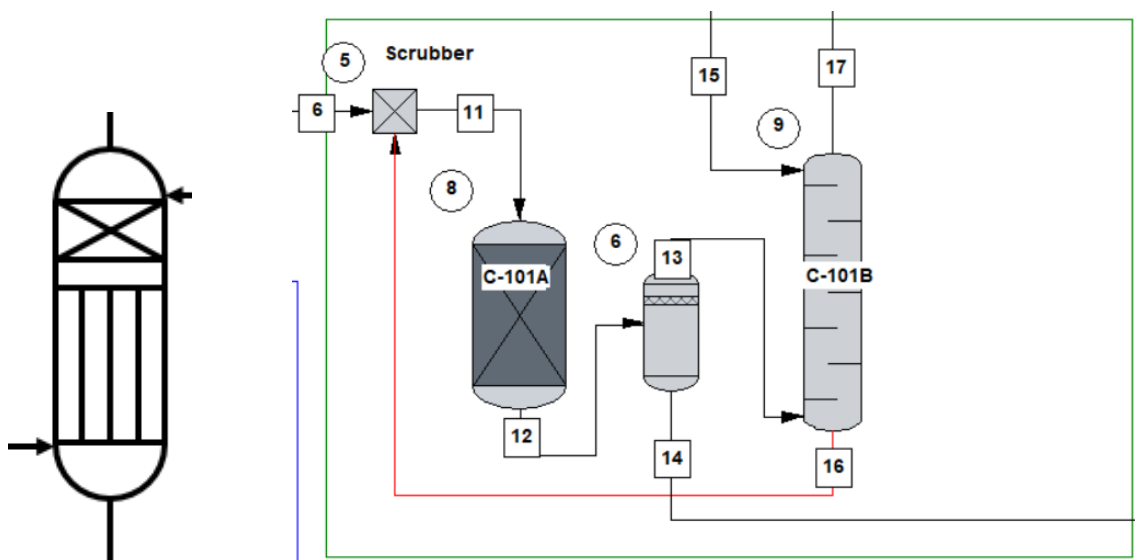


Figura 5: Esquema scrubber

Stripper:

Este equipo es un intercambiador de película de cascada, consiste en un intercambiador de calor de carcasa-tubo vertical, en el que se usa un gas de stripping, el CO_2 . En el interior de los tubos se cruzan la fase líquida proveniente del reactor con el gas de stripping, este vapor arrastra parte del amoníaco proveniente del reactor. Además, se proporciona calor en el lado de la carcasa usando vapor de agua, que hará descomponerse parcialmente al carbamato amónico en amoníaco y dióxido de carbono. Ha sido simulado como una columna con la opción de "destilación reactiva activada", para poder mantener una temperatura del líquido de salida de 180°C , ya que la reacción es endotérmica, se ha tenido que añadir un rehervidor con la condición de temperatura constante, que permitiera el intercambio de calor. A continuación se incluyen un esquema del caso real y el esquema de la simulación:

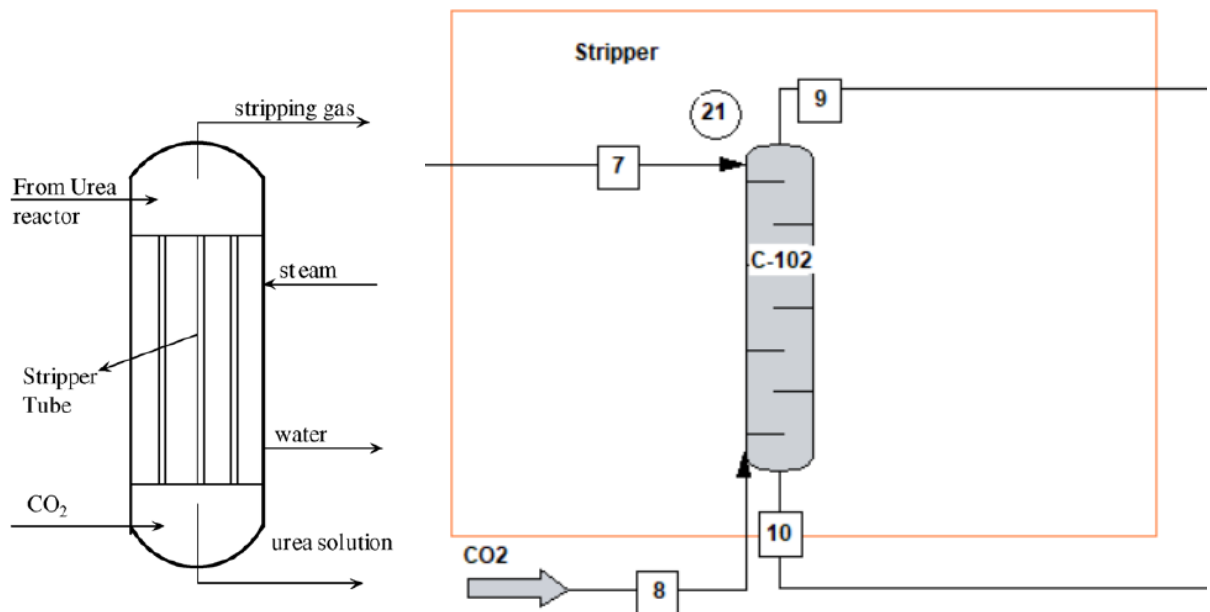


Figura 6: Esquema stripper

Condensador de carbamato de alta presión:

Este equipo es un intercambiador de carcasa-tubo en el cual parte del amoníaco y el dióxido de carbono reaccionan para dar carbamato amónico. Según la fuente que se consulte, la salida de este equipo es una única corriente bifásica o dos corrientes, una gaseosa y una líquida. Dado que ambas corrientes se alimentan al reactor, no supone diferencia alguna para la simulación del proceso.

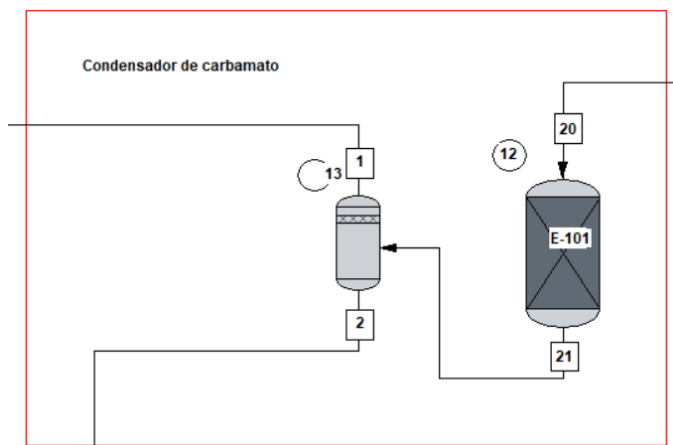
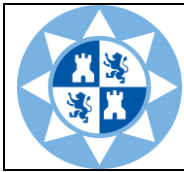


Figura 7: Esquema condensador de carbamato de alta presión



2.2-Balances de materia y energía globales

Overall Mass Balance	kmol/h		kg/h	
	Input	Output	Input	Output
NH3	326.325	0.758	5557.636	12.905
Carbon Dioxide	166.554	3.751	7330.024	165.096
Ammonium carbam	0.000	0.003	0.000	0.209
Urea	0.000	162.753	0.000	9774.312
Water	4690.791	4853.621	84504.596	87438.000
Nitrogen	7.139	7.139	199.981	199.983
Oxygen	1.406	1.406	44.996	44.996
Total	5192.214	5029.431	97637.232	97635.488

Overall Energy Balance	MJ/h	
	Input	Output
Feed Streams	-1.42812e+006	
Product Streams		-1.44738e+006
Total Heating	10717.9	
Total Cooling	-38399.2	
Power Added	8406.91	
Power Generated	0	
Total	-1.44739e+006	-1.44738e+006

2.3-Composición de las corrientes principales

A continuación se muestran los caudales másicos y composiciones de las principales corrientes del proceso, como son las alimentaciones de dióxido de carbono y amoníaco, entrada y salida del reactor, así como salida del rectificador, esta última es la corriente que se envía al cristizador.

Stream No.	8	18	3	5	24
Stream Name	CO2	NH3	Alim.Reactor	Prod.React	Urea
Temp C	100.0000*	20.0000*	159.0000	183.0000	148.3635
Pres bar	140.0000*	140.0000*	140.0000	140.0000	4.0000
Enth MJ/h	-65378.	-21884.	-1.8412E+005	-2.0411E+005	-1.1105E+005
Vapor mole frac.	1.0000	0.00000	0.25139	0.040853	0.00000
Total kmol/h	175.0984	326.3247	794.5174	721.9290	325.6008
Total kg/h	7575.0000	5557.6356	23187.1388	23186.9545	12708.0370
Total std L m3/h	9.1508	8.9799	24.0090	20.8937	10.2555
Total std V m3/h	3924.59	7314.13	17808.03	16181.06	7297.90
Flowrates in kg/h					
NH3	0.0000	5557.6356	6238.7019	2229.6280	0.4086
Carbon Dioxide	7330.0235	0.0000	7970.9858	2789.9231	0.0001
Ammonium carbam	0.0000	0.0000	5759.7420	2241.7538	0.0668
Urea	0.0000	0.0000	0.3959	9774.7074	9774.3114
Water	0.0000	0.0000	2960.7992	5894.4258	2933.2510
Nitrogen	199.9806	0.0000	210.0771	210.0789	0.0000
Oxygen	44.9956	0.0000	46.4357	46.4357	0.0000



2.4-Listado de los equipos principales y sus capacidades

La mayoría de las capacidades de los equipos se han obtenido a partir de la simulación. Sin embargo, para algunas de ellas, al tratarse de unidades especiales, se ha tenido que calcular su capacidad de forma individual, por lo que se detallarán los cálculos realizados.

2.4.1-Cálculos mediante el programa de simulación

Reactor R-101, de su propia ventana podemos obtener el volumen:

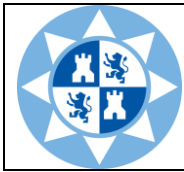
The screenshot shows the 'Kinetic Reactor (KREA)' window with the following settings:

- Number of reactions: 2
- Reactor pressure: 140 bar
- Pressure drop: (empty field) bar
- Kinetic rate expression: Standard - all reactions
- Reactor Model: PFR (Plug Flow)
- Reactor type: PFR (Plug Flow)
- Reactor volume is liquid volume only:
- Thermal Mode: Isothermal (specify temp) with temperature 183 C
- Specify calculation mode: Specify conversion, Calculate volume
- Reactor Volume: 12.1222 m³
- Key Component: 3 Ammonium carbar
- Conversion: 0.85

Figura 8: Ventana del reactor cinético

$$V = 12,12 \text{ m}^3$$

Comparando con los reactores reales anteriormente mencionados [5], podemos observar que un reactor que produce 300 toneladas por día, es decir, 12,5 toneladas por hora, requiere un volumen de 16 m³, mientras que nuestro reactor, que produce 9,8 toneladas por hora (caudal másico de urea a la salida del reactor) requiere un volumen de 12,12 m³.



Rectificador C-201, mediante *Sizing* → *Destillation* → *Trays* podemos obtener la siguiente ventana:

```

Section:      1
Flood correlation: Glistch
Tray   Vapor      Liquid      Space   NPass   Diameter   %flood   PresDrop
      kg/h        kg/h        m       m       m          bar
1     8820.53     0.00       0.61    1       0.91       58.68    0.0059
2     1513.78     14221.81   0.61    1       0.46       64.69    0.0105
3     1662.64     14370.68   0.61    1       0.46       74.99    0.0128
4     1630.92     14338.96   0.61    1       0.46       75.75    0.0129
5     1620.78     14328.82   0.61    1       0.46       76.01    0.0130
6     1616.99     14325.02   0.61    1       0.46       76.07    0.0130
7     1615.47     14323.50   0.61    1       0.46       76.08    0.0130
8     1614.85     14322.89   0.61    1       0.46       76.07    0.0130
9     1613.55     14321.59   0.61    1       0.46       76.11    0.0131
    
```

Como podemos ver, el primer plato es aquel con el mayor tráfico, esto hace que requiera un mayor diámetro, siendo el diámetro de referencia para la torre.

$$\text{Área} = \pi \cdot \frac{D^2}{4} = 0,65m^2$$

A partir del valor del área, sabiendo el número de platos que tenemos y el espaciado entre estos, podemos calcular el volumen de la columna:

$$\text{Vol} = \text{Área} \cdot \text{Espaciado} \cdot (N^o + 1) = 0,65 \cdot 0,61 \cdot 10 = 3,97 m^3$$

Rehervidor E-201, mediante *Sizing* → *Heat exchanger* → *Shell and tube* se obtiene la siguiente ventana:

```

SUMMARY REPORT
-----
General Data:
Exch Class/Type      R/AKL
Shell I.D.           0.47
Shell in Series/Parallel  1/1
Number of Tubes      92
Tube Length          2.44
Tube O.D./I.D.       0.0191/0.0157

Tube Pattern         TRI60
Tube Pitch           0.02
Number of Tube Passes  1
Number of Baffles    2
Baffle Spacing       1.14
Baffle Cut, % Diameter  41
Baffle Type          SSEG

Heat Transfer Data:
Effective Transfer Area  13.01
Area Required            12.62
COR LMTD                 50.05
U (Calc/Service)        1523.54/1478.32
Heat Calc                3570.66
Heat Spec                3464.68
Excess %                 3.06
Foul (S/T)              1.761E-004/1.761E-004
Del P(S/T)              0.02/-0.01
SS Film Coeff           7284.38
SS CS Vel               0.02
TW Resist               0.000037
TS Film Coeff           13059.56
TS Vel                  0.36

Thermodynamics:
K: Wilson
H: Latent Heat
D: Library
    
```

De este resumen del dimensionamiento del intercambiador obtenemos el área requerida de 12,62 m².



Intercambiador E-102:

SUMMARY REPORT

General Data:		Heat Transfer Data:	
Exch Class/Type	R/AEL	Effective Transfer Area	500.80
Shell I.D.	1.02	Area Required	8.43
Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD	58.74
Number of Tubes	1396	U (Calc/Service)	550.01/9.26
Tube Length	6.10	Heat Calc	58245.59
Tube O.D./I.D.	0.0191/0.0157	Heat Spec	980.83
		Excess %	5838.41
Tube Pattern	TRI60	Foul(S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Tube Pitch	0.02	Del P(S/T)	-0.01/0.07
Number of Tube Passes	1	SS Film Coeff	6450.89
Number of Baffles	8	SS CS Vel	0.40
Baffle Spacing	0.68	TW Resist	0.000036
Baffle Cut, % Diameter	41	TS Film Coeff	976.99
Baffle Type	SSEG	TS Vel	0.01

Thermodynamics:
K: Wilson
H: Latent Heat
D: Library

Intercambiador E-202:

SUMMARY REPORT

General Data:		Heat Transfer Data:	
Exch Class/Type	R/AEL	Effective Transfer Area	500.80
Shell I.D.	1.02	Area Required	143.39
Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD	190.44
Number of Tubes	1396	U (Calc/Service)	192.57/55.14
Tube Length	6.10	Heat Calc	66115.25
Tube O.D./I.D.	0.0191/0.0157	Heat Spec	18930.98
		Excess %	249.24
Tube Pattern	TRI60	Foul(S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Tube Pitch	0.02	Del P(S/T)	0.36/-0.01
Number of Tube Passes	1	SS Film Coeff	3655.46
Number of Baffles	8	SS CS Vel	0.25
Baffle Spacing	0.68	TW Resist	0.000036
Baffle Cut, % Diameter	32	TS Film Coeff	269.16
Baffle Type	SSEG	TS Vel	0.09

Thermodynamics:
K: Wilson
H: Latent Heat
D: Library

Compresor P-201, de su propia ventana podemos obtener la potencia necesaria:

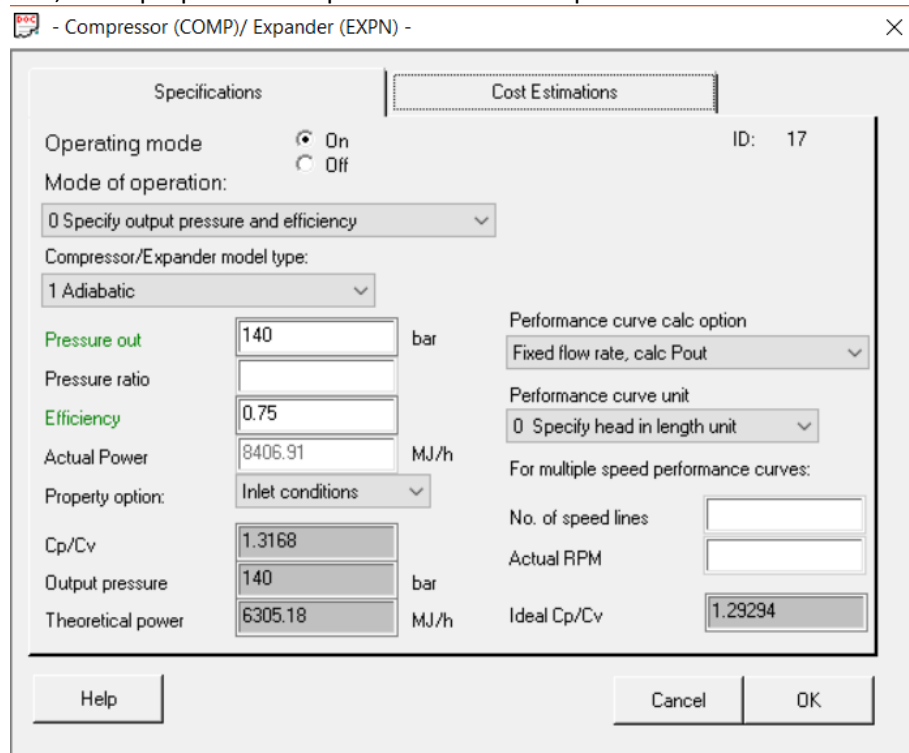


Figura 9: Ventana del compresor

$$W = 8406,91 \frac{MJ}{h} \cdot \frac{1000 \frac{KJ}{MJ}}{3600 \frac{s}{h}} = 2335,25 \text{ KW}$$

2.4.2-Cálculos sin el programa de simulación

Comenzaremos con las columnas.

Cualquier columna de platos puede ser calculada mediante el siguiente método, para poder comenzar, necesitaremos caudales y densidades tanto de vapor como de líquido en todos los platos.

Con estos datos y conocido el espaciamento entre platos, podremos realizar uso de la siguiente gráfica para obtener el coeficiente de capacidad, C_{sb} .

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \cdot \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$$



Distillation

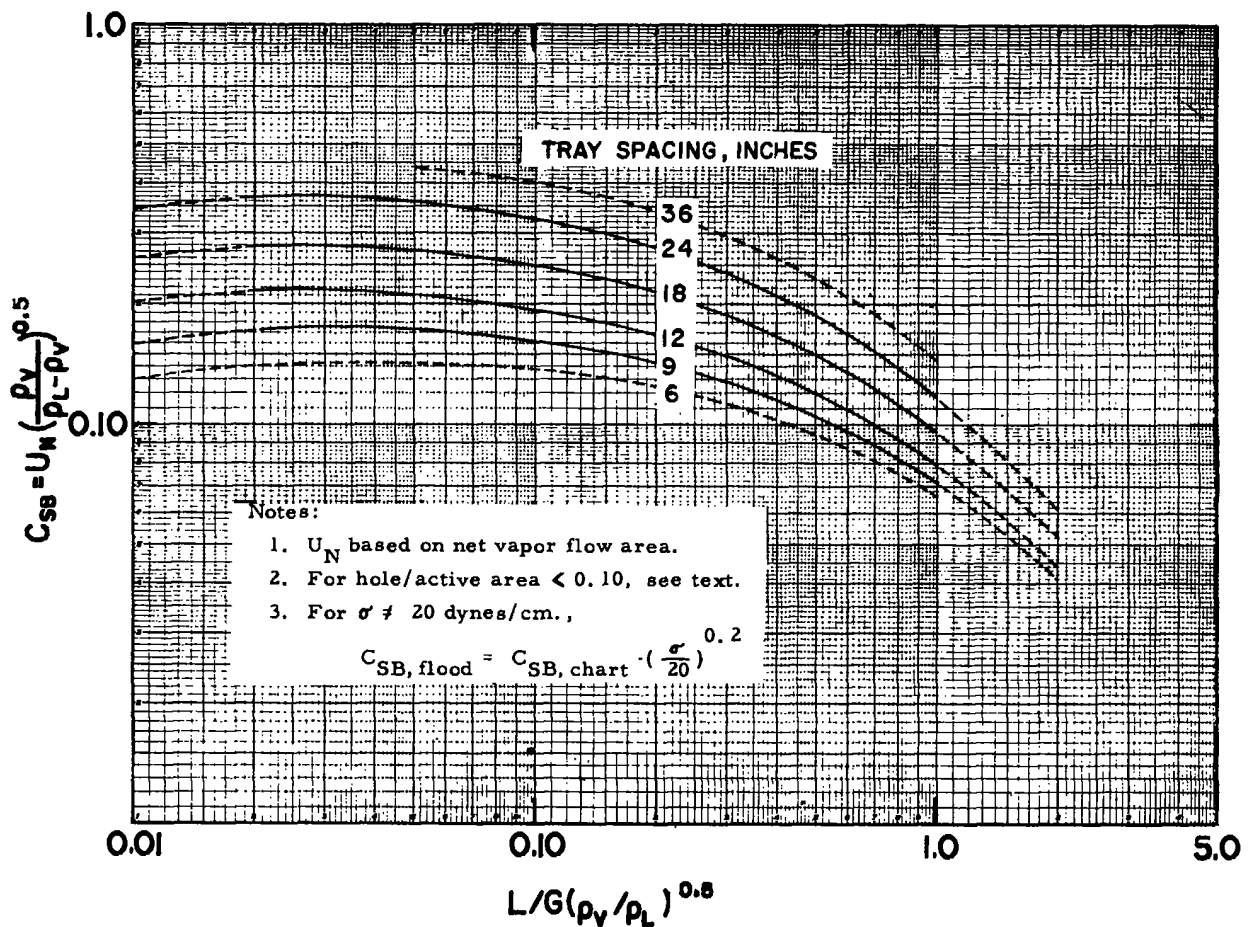


Figura 10: Gráfica coeficiente de capacidad de inundación

Con este coeficiente y el factor de espuma (S_f), podemos obtener la velocidad lineal de inundación (u_f) en ft/s.

$$S_f = \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0.2}$$

$$u_f = C_{sb} \cdot S_f \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

A continuación utilizaremos el factor de inundación (F_f), el cual toma valores de 0,8-0,85 para columnas atmosféricas y de 0,65 para columnas a vacío, para poder obtener el área neta de paso (A_n).

$$A_n = \frac{V}{u_f \cdot F_f}$$

Tras esto, utilizaremos el método de Glitsch para el cálculo de la capacidad de vertedero.



$$u_d = \min \left\{ \begin{array}{l} K_1 \cdot S_f \\ K_2 \cdot S_f \cdot \sqrt{\rho_L - \rho_G} \\ K_3 \cdot S_f \cdot \sqrt{t_s \cdot (\rho_L - \rho_G)} \end{array} \right.$$

Dónde: $\begin{cases} K_1 = 0,1698 \\ K_2 = 0,007 \\ K_3 = 0,008 \end{cases}$ y u_d se obtiene en m/s usando t_s en m.

Por lo tanto podemos obtener el área de vertedero (A_d) como:

$$A_d = \frac{L}{u_d}$$

Por último se obtiene el diámetro de la torre como:

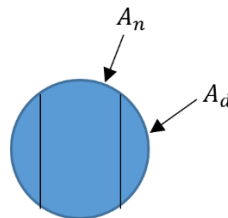


Figura 11: Sección de una columna de platos

$$A_t = \pi \cdot \frac{D^2}{4} = A_n + A_d$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot (A_n + A_d)}{\pi}}$$

Todo el proceso de cálculo de diámetro se realiza para todos los platos, tras esto se selecciona aquel cuyo valor de diámetro sea mayor, este será el diámetro de la columna.

Columna scrubber C-101B:

En nuestro caso solo tenemos que calcular una columna, ya que daba un error a la hora de tratar de dimensionarla, se trata de la sección superior del scrubber. En el programa, vamos a *report* → *distillation* → *tray properties* y obtenemos los siguientes datos:



LIQUID			Actual	Actual		Thermal	Surface
Stg	kg/h	Average mol wt	vol rate m3/h	density kg/m3	viscosity N-s/m2	conduct. W/m-K	tension N/m
1	10795	24.81	18.56	581.75	0.0001	0.172	0.001
2	14683	27.98	26.89	545.95	0.0001	0.129	0.000
3	15258	28.35	28.13	542.42	0.0001	0.125	0.000
4	15221	28.23	28.05	542.57	0.0001	0.126	0.000
5	14555	27.31	26.43	550.68	0.0001	0.137	0.000
Stg	Liq H MJ/h						
1	-1.0139e+005						
2	-1.3602e+005						
3	-1.411e+005						
4	-1.4044e+005						
5	-1.3261e+005						
VAPOR			Actual	Actual		Thermal	Compr.
Stg	kg/h	Average mol wt	vol rate m3/h	density kg/m3	viscosity N-s/m2	conduct. W/m-K	factor
1	423	32.43	2	169.2205	0.0000	0.035	0.941
2	2398	41.00	8	309.6590	0.0000	0.040	0.653
3	6285	42.45	17	373.3503	0.0000	0.045	0.561
4	6860	42.48	18	372.9591	0.0000	0.045	0.560
5	6823	41.99	20	343.4708	0.0000	0.043	0.588

Con estos datos se realizará el cálculo para el plato 4, que es el más restrictivo.

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \cdot \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} = 1,84$$

Con un espaciamento de 0,6093 m o 23,99 pulgadas obtenemos:

$$C_{sb} = 0,0673$$

$$s_f = \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0,2} = \left(\frac{0,2 \text{ dinas/cm}^2}{20}\right)^{0,2} = 0,3981$$

$$u_f = C_{sb} \cdot s_f \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} = 0,0673 \cdot 0,3981 \cdot \sqrt{\frac{542,27 - 372,95}{372,95}} = 0,0181 \frac{ft}{s} = 0,0055 \frac{m}{s}$$

$$A_n = \frac{V}{u_f \cdot F_f} = \frac{6860 \frac{Kg}{h} \cdot \frac{1}{372,95 \frac{Kg}{m^3} \cdot 3600 \frac{s}{h}}}{0,0055 \cdot 0,8} = 1,1595 m^2$$



$$u_d = \min \left\{ \begin{array}{l} K_1 \cdot S_f \\ K_2 \cdot S_f \cdot \sqrt{\rho_L - \rho_G} \\ K_3 \cdot S_f \cdot \sqrt{t_s \cdot (\rho_L - \rho_G)} \end{array} \right. = \min \left\{ \begin{array}{l} 0,1698 \cdot 0,3981 \\ 0,007 \cdot 0,3981 \cdot \sqrt{568,25 - 140,0153} \\ 0,008 \cdot 0,3981 \cdot \sqrt{0,6093 \cdot (568,25 - 140,0153)} \end{array} \right.$$

$$u_d = \min \left\{ \begin{array}{l} 0,0676 \\ 0,0363 \\ 0,0324 \end{array} \right. \rightarrow u_d = 0,0324 \text{ m/s}$$

$$A_d = \frac{L}{u_d} = \frac{15221 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot \frac{1}{542,57 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \cdot 3600 \frac{\text{s}}{\text{h}}}}{0,0324 \text{ m/s}} = 0,2407 \text{ m}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot (A_n + A_d)}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (1,1595 + 0,2407)}{\pi}} = 1,3352 \text{ m}$$

Intercambiadores de calor:

Para el cálculo de los intercambiadores de calor, simulados como reactores, se han realizado los siguientes cálculos:

$$Q = U \cdot A \cdot LMTD$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot LMTD}$$

Siendo Q la carga de intercambio de calor necesaria.

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)}$$

Teniendo en cuenta que:

$$\begin{aligned} \Delta T_1 &= T_{c1} - T_{f1} \\ \Delta T_2 &= T_{c2} - T_{f2} \end{aligned}$$

Dónde los subíndices 1 representan las entradas y los subíndices 2 las salidas, mientras que *c* se refiere a caliente y *f* a frío. En algunos de los equipos, la temperatura de entrada de la corriente caliente es inferior a la de salida, esto sucede al producirse una reacción exotérmica en el interior.

$$U = \frac{h_i \cdot h_o}{h_i + h_o}$$

Para el interior de los tubos:

$$\frac{h_i \cdot L}{k} = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^n \quad \begin{array}{l} n = 0,4 \text{ (heating)} \\ n = 0,3 \text{ (cooling)} \end{array}$$

Para el exterior de los tubos utilizaremos las ecuaciones de Daniel [6]:

$$\frac{h_0 \cdot D}{k} = C \cdot \left(\frac{D \cdot G}{\mu}\right)^{0,6} \cdot \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{0,33} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

Dónde C es una constante, D es el diámetro externo de los tubos en pies, G es la velocidad másica en lb/(h·ft²), μ la viscosidad en lb/(h·ft), c la capacidad calorífica en B.t.u/(lb·°F), k la conductividad térmica en Btu/(h·ft·°F) y μ_w la viscosidad a la temperatura de la pared del tubo en lb/(h·ft).

Dado que el fluido de proceso consiste en una mezcla de distintos componentes y que además se producen reacciones, el valor de h_i es una media de los valores calculados a la entrada y salida del intercambiador.

Por otro lado, para poder realizar el cálculo de h_0 , se ha realizado un proceso iterativo, utilizando como estimaciones iniciales valores comprendidos entre los mostrados en las siguientes tablas:

Parámetro	Valor recomendado	Opciones
Diámetro del tubo	3/4 y 1"	3/8, 1/2, 5/8, 3/4, 1, 1-1/4 y 1-1/2
Espesor del tubo	14 BWG	12, 14 BWG
Longitud del tubo	16 y 20'	8, 10, 12, 16, 20, 24, 30'
Distancia entre tubos	1,25 x OD	arreglo triangular
	max (1,25 x OD ó OD + 6 mm)	arreglo cuadrado
Espaciado deflectores	0,45 x DS	entre máx(DS/5 ó 2") y DS
Corte deflectores	25%	entre 15% y 45%

Figura 12: Parámetros para estimación de intercambiadores de calor.



F. Tubos de 1 pulg de diámetro exterior con un paso triangular de 1 ¼ de pulg

Diámetro interior del casco, en pulg	T.E.M.A. L o M				T.E.M.A. P o S				T.E.M.A. U		
	Número de pasos				Número de pasos				Número de pasos		
	1	2	4	6	1	2	4	6	2	4	6
8	27	26	8	12	18	14	8	12	14	12	6
10	42	40	34	24	33	28	16	18	28	24	24
12	64	66	52	44	51	48	42	44	52	40	40
13¼	81	74	62	56	73	68	52	44	64	56	52
15¼	106	106	88	92	93	90	78	76	90	80	78
17¼	147	134	124	114	126	122	112	102	122	112	102
19¼	183	176	150	152	159	152	132	136	152	140	136
21¼	226	220	204	186	202	192	182	172	196	180	176
23¼	268	262	236	228	249	238	216	212	242	224	216
25	316	302	274	272	291	278	250	240	286	264	246
27	375	360	336	324	345	330	298	288	340	320	300
29	430	416	390	380	400	388	356	348	400	380	352
31	495	482	452	448	459	450	414	400	456	436	414
33	579	554	520	504	526	514	484	464	526	504	486
35	645	622	586	576	596	584	548	536	596	572	548
37	729	712	662	648	672	668	626	608	668	636	614
39	808	792	744	732	756	736	704	692	748	728	700
42	947	918	874	868	890	878	834	808	890	856	830
45	1095	1068	1022	1000	1035	1008	966	948	1028	992	972
48	1241	1220	1176	1148	1181	1162	1118	1092	1180	1136	1100
54	1577	1572	1510	1480	1520	1492	1436	1416	1508	1468	1442
60	1964	1940	1882	1832	1884	1858	1800	1764	1886	1840	1794
66	2390	2362	2282	2260							
72	2861	2828	2746	2708							
78	3368	3324	3236	3216							
84	3920	3882	3784	3736							
90	4499	4456	4370	4328							
96	5144	5104	4986	4936							
108	6546	6494	6360	6300							
120	8117	8038	7870	7812							

Figura 13: Número de tubos en función del diámetro de carcasa.

$$N^{\circ} \text{ tubos} = \frac{A}{A_L}$$

Siendo A_L el área lateral del tubo. Tras esto, se comprueba que para las estimaciones iniciales, el número de tubos calculados es menor al máximo que cabe en la carcasa, en caso de no hacerlo, se deberá de volver a realizar el cálculo con nuevas estimaciones.

Intercambiador Scrubber C-101A:

En el caso del scrubber, al tratarse de un conjunto intercambiador de calor-columna, tenemos que el diámetro de la carcasa y la columna tiene que ser el mismo, al tratarse de una sola unidad en la realidad.

Tabla 4: Estimaciones iniciales Scrubber.

Parámetro	Unidades	Valor
Espesor	BWG	14
	Pulgadas	0,083
	m	0,0021
Diámetro interno	Pulgadas	1
	m	0,0254
Diámetro externo	m	0,0275
Longitud de tubo	Pies	8
	m	2,44
Diámetro carcasa	Pulgadas	52,57
	m	1,34

Comenzamos con el cálculo de la diferencia media logarítmica de las temperaturas (LMTD, log mean temperature difference).

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

$$\Delta T_1 = T_{c1} - T_{f1} = 81,07 - 20 = 61,07^\circ C$$

$$\Delta T_2 = T_{c2} - T_{f2} = 120 - 40 = 80^\circ C$$

$$LMTD = \frac{61,07 - 80}{\ln\left(\frac{61,07}{80}\right)} = 70,11^\circ C$$

Este valor sería el mismo si lo calculáramos en kelvin, ya que se trata de una media de temperaturas, $LMTD = 70,11 K$.

Para el interior de los tubos, tenemos que se produce reacción al tratarse del fluido de proceso, luego tomaremos la media de los valores a la entrada y a la salida. Los valores de las distintas propiedades han sido obtenidos del programa de simulación mediante *report* → *Stream properties*. Primero calculamos para la entrada:

$$\frac{h_i \cdot L}{k} = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^n \quad \begin{array}{l} n = 0,4 \text{ (heating)} \\ n = 0,3 \text{ (cooling)} \end{array}$$

$$u = \frac{\dot{V}}{A} = \frac{18,97 \frac{m^3}{h} \cdot \frac{h}{3600s}}{\frac{\pi \cdot 0,0254^2 m^2}{4}} = 10,40 \frac{m}{s}$$

$$Re = \frac{D_i \cdot u \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,0254m \cdot 10,40 \frac{m}{s} \cdot 1000 \frac{kg}{m^3}}{85,72 \cdot 10^{-6} \frac{Kg}{m \cdot s}} = 3081477,99$$



$$Pr = \frac{\mu \cdot \rho \cdot c_p}{k} = \frac{85,72 \cdot 10^{-6} \frac{Kg}{m \cdot s} \cdot 1000 \frac{kg}{m^3} \cdot 5,40 \frac{KJ}{Kg \cdot K}}{0,16 \frac{W}{m \cdot K}} = 2,91$$

$$h_i = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^n \cdot \frac{k}{L} = 0,023 \cdot 3081477,99^{0,8} \cdot 2,91^{0,4} \cdot \frac{0,16 \frac{W}{m \cdot K}}{2,44 m} = 356,75 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Si realizamos estos cálculos para la salida obtenemos:

$$h_i = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^n \cdot \frac{k}{L} = 305,83 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$\bar{h}_i = 331,29 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Continuamos con el exterior de los tubos, es decir, el lado de la carcasa. En este caso el fluido será agua y se utilizarán las propiedades para su temperatura media, 30°C.

$$\frac{h_o \cdot D}{k} = C \cdot \left(\frac{D \cdot G}{\mu}\right)^{0,6} \cdot \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{0,33} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

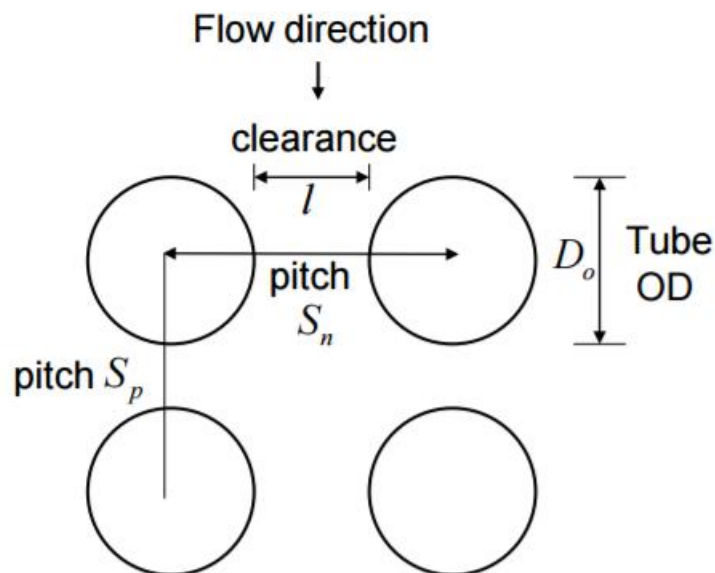


Figura 14: Esquema de los tubos de un intercambiador.

$$S_n = 1,55 \cdot D = 1,55 \cdot 0,0275m = 3,44 \cdot 10^{-2}m$$

$$l = S_n - D = 0,55 \cdot D = 6,88 \cdot 10^{-3}m$$

$$\text{Espaciado deflectores} = ED = 0,45 \cdot DS = 0,45 \cdot 1,34 = 0,60m$$



$$\text{Área de flujo} = \frac{DS \cdot l \cdot ED}{S_n} = \frac{1,34m \cdot 6,88 \cdot 10^{-3}m \cdot 0,6m}{3,44 \cdot 10^{-2}m} = 0,16 m^2$$

$$\dot{m} = \frac{Q}{c_p \cdot \Delta T} = \frac{4344,51 \cdot 10^6 \frac{KJ}{h}}{4,18 \frac{KJ}{Kg \cdot ^\circ C} \cdot (40 - 20)^\circ C} = 50967,82 \frac{Kg}{h}$$

$$G = \frac{\dot{m}}{\text{Área de flujo}} = \frac{50967,82 \frac{Kg}{h} \cdot 2,20 \frac{lbs}{Kg}}{0,16m^2 \cdot 10,76 \frac{ft^2}{m^2}} = 63338,91 \frac{lbs}{ft^2 \cdot h}$$

$$\mu(30^\circ C) = 7,08 \cdot 10^{-4} \frac{Kg}{m \cdot s} \cdot \frac{2,20 \frac{lbs}{Kg} \cdot 3600 \frac{s}{h}}{3,28 \frac{ft}{m}} = 1,71 \frac{lbs}{ft \cdot h}$$

$$D = 2,75 \cdot 10^{-2}m \cdot 3,28 \frac{ft}{m} = 0,09ft$$

$$c = 9,97 \cdot 10^{-1} \frac{B.t.u.}{lbs \cdot ^\circ F}$$

$$k = 0,36 \frac{B.t.u.}{ft \cdot h \cdot ^\circ F}$$

$$\mu_w = 0,86 \frac{lbs}{ft \cdot h}$$

$$C = cte = 0,22$$

$$\frac{D \cdot G}{\mu} = 3495,65$$

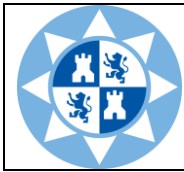
$$\frac{c \cdot \mu}{k} = 4,74$$

$$\frac{\mu}{\mu_w} = 1,75$$

$$\frac{h_0 \cdot D}{k} = C \cdot \left(\frac{D \cdot G}{\mu}\right)^{0,6} \cdot \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{0,33} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

$$h_0 = 0,22 \cdot (3495,65)^{0,6} \cdot (4,74)^{0,33} \cdot 1,75^{0,14} \cdot \frac{0,36 \frac{B.t.u.}{ft \cdot h \cdot ^\circ F}}{9,02 \cdot 10^{-2}ft} = 223,85 \frac{B.t.u.}{ft^2 \cdot h \cdot ^\circ F}$$

$$h_0 = 212,13 \frac{B.t.u.}{ft^2 \cdot h \cdot ^\circ F}$$



Usando un convertidor de unidades [7]:

$$h_o = 1203,84 \frac{w}{m^2 \cdot K}$$

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_i}} = \frac{h_o \cdot h_i}{h_o + h_i} = \frac{1203,84 \cdot 331,29}{1203,84 + 331,29} = 259,80 \frac{w}{m^2 \cdot K}$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot LMTD} = \frac{4344,51 \frac{MJ}{h} \cdot 10^6 \frac{J}{MJ} \cdot \frac{h}{3600 s}}{259,80 \frac{w}{m^2 \cdot K} \cdot 94,67 K} = 66,26 m^2$$

$$N^{\circ} \text{ tubos} = \frac{A}{A_L} = \frac{66,26 m^2}{\pi \cdot 0,0254 m \cdot 2,4384 m} = 340,5 \approx 341 \text{ tubos}$$

Dado que el número máximo de tubos para el tamaño de carcasa seleccionada es de 1577 y en este caso no existen longitudes de tubo menores a la seleccionada, se dan por válidas las estimaciones iniciales.

Stripper C-102:

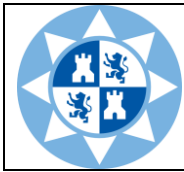
En el caso del stripper, al tratarse de un intercambiador de película de cascada, el coeficiente global de transferencia de calor no puede ser calculado. Para poder realizar el cálculo de la capacidad del intercambiador, se ha tomado un valor comprendido en el rango $900-1200 w/m^2 \cdot K$ [8]. Este rango es válido para intercambiadores de carcasa-tubo dónde el fluido caliente es vapor de agua y el fluido frío es un componente orgánico ligero. El valor seleccionado es de $900 w/m^2 \cdot K$, al ser el más desfavorable.

Tabla 5: Estimaciones iniciales Stripper.

Parámetro	Unidades	Valor
Espesor	BWG	14
	Pulgadas	0,0830
	m	0,0021
Diámetro interno	Pulgadas	1
	m	0,0254
Diámetro externo	m	0,0275
Longitud de tubo	Pies	20
	m	6,0960
Diámetro carcasa	Pulgadas	17,25
	m	0,4382

Teniendo en cuenta que en el interior del stripper se está descomponiendo el carbamato amónico en amoníaco y dióxido de carbono, reacción endotérmica:

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)}$$



$$\Delta T_1 = T_{c1} - T_{f1} = 200 - 173,07 = 26,93$$

$$\Delta T_2 = T_{c2} - T_{f2} = 200 - 159,18 = 40,82$$

$$LMTD = \frac{26,93 - 40,82}{\ln\left(\frac{26,93}{40,82}\right)} = 33,40K$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot LMTD} = \frac{5263,35 \frac{MJ}{h} \cdot 10^6 \frac{J}{MJ} \cdot \frac{h}{3600 s}}{900 \frac{W}{m^2 \cdot K} \cdot 31,14 K} = 48,64m^2$$

$$N^{\circ} \text{ tubos} = \frac{A}{A_L} = \frac{48,64 m^2}{\pi \cdot 0,0254m \cdot 2,4384m} = 99,99 \approx 100 \text{ tubos}$$

Dado que el número máximo de tubos para el tamaño de carcasa seleccionada es de 147, se dan por válidas las estimaciones iniciales.

Condensador de carbamato de alta presión, E-101:

En el interior del condensador de carbamato, parte de los componentes reaccionan para dar carbamato amónico, reacción exotérmica, con lo que se produce un aumento de la temperatura en el fluido caliente.

Tabla 6: Estimaciones iniciales condensador carbamato alta presión.

Parámetro	Unidades	Valor
Espesor	BWG	14
	Pulgadas	0,083
	m	0,0021
Diámetro interno	Pulgadas	1
	m	0,0254
Diámetro externo	m	0,0275
Longitud de tubo	Pies	10
	m	3,05
Diámetro carcasa	Pulgadas	8
	m	0,20

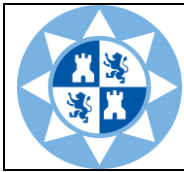
$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

$$\Delta T_1 = T_{c1} - T_{f1} = 127,69 - 20 = 107,69$$

$$\Delta T_2 = T_{c2} - T_{f2} = 159 - 40 = 119$$

$$LMTD = \frac{107,69 - 119}{\ln\left(\frac{107,69}{119}\right)} = 113,25K$$

Realizando los mismos cálculos que para el scrubber:



$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_0} + \frac{1}{h_i}} = \frac{h_0 \cdot h_i}{h_0 + h_i} = \frac{1690,13 \cdot 529,72}{1690,13 + 529,72} = 403,31 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot LMTD} = \frac{167,16 \frac{MJ}{h} \cdot 10^6 \frac{J}{MJ} \cdot \frac{h}{3600 s}}{403,31 \frac{W}{m^2 \cdot K} \cdot 113,25 K} = 1,01 m^2$$

$$N^{\circ} \text{ tubos} = \frac{A}{A_L} = \frac{1,01 m^2}{\pi \cdot 0,0254 m \cdot 3,05 m} = 4,18 \approx 5 \text{ tubos}$$

Dado que el número máximo de tubos para el tamaño de carcasa seleccionada es de 27, se dan por válidas las estimaciones iniciales.

Cristalizador X-201:

Al no conseguir que converja el cristalizador en el programa de simulación, se opta por realizar el dimensionamiento a mano. Para ello, utilizaremos las ecuaciones de balance global de materia (BG), balance de componente (para urea, BC) y balance de energía (BE), así como los datos de la solubilidad de la tabla 2.

$$\begin{cases} F = V + L + S \\ F \cdot X_f = V \cdot X_v + L \cdot X_L + S \cdot X_s \\ F \cdot H_f = V \cdot H_v + L \cdot H_L + S \cdot H_s \end{cases}$$

$$BG: \quad V = F - L - S = 12708,04 - L - S$$

$$BE: \quad F \cdot H_f = V \cdot H_v + L \cdot H_L + S \cdot H_s$$

$$H_v = \lambda_w + C_p \cdot T = 2400 \frac{KJ}{Kg} + 4,18 \frac{KJ}{Kg \cdot ^{\circ}C} \cdot 20^{\circ}C = 2483,6 \frac{KJ}{Kg}$$

$$H_L = C_p(L) \cdot T = 2,58 \frac{KJ}{Kg \cdot ^{\circ}C} \cdot 20^{\circ}C = 51,6 \frac{KJ}{Kg}$$

$$H_s = H_L - \lambda_{crist} = 50,77 - 243 = -191,40 \frac{KJ}{Kg}$$

$$H_f = C_p(f) \cdot T = 2,53 \frac{KJ}{Kg \cdot ^{\circ}C} \cdot 148,36^{\circ}C = 376,63 \frac{KJ}{Kg}$$

$$BE: \quad F \cdot H_f = V \cdot H_v + L \cdot H_L + S \cdot H_s$$



$$4,78 \cdot 10^6 = 2483,6 \cdot (12708,04 - L - S) + 51,6 \cdot L - 191,4 \cdot S$$

$$4,78 \cdot 10^6 = 2483,6 \cdot (12708,04 - L - S) + 51,6 \cdot L - 191,4 \cdot S$$

$$26,77 \cdot 10^6 = 2432 \cdot L + 2675 \cdot S$$

$$L = \frac{26,77 \cdot 10^6 - 2675 \cdot S}{2432} = 11009,66 - 1,1 \cdot S$$

$$BC: \quad F \cdot X_f = V \cdot 0 + L \cdot X_L + S \cdot 1$$

$$BC: \quad 9774,31 = L \cdot 0,51 + S$$

$$BC: \quad 9774,31 = (11009,66 - 1,1 \cdot S) \cdot 0,51 + S$$

$$9774,31 = 5639,15 + 0,44 \cdot S$$

$$S = 9470,80 \text{ Kg/h}$$

$$L = 11009,66 - 1,1 \cdot S = 592,56 \text{ Kg/h}$$

$$V = 12708,04 - L - S = 2644,68 \text{ Kg/h}$$

Una vez obtenido el flujo másico de urea sólida (S) podemos aplicar un conjunto de ecuaciones que nos permiten obtener el volumen del cristalizador, sin embargo, al aplicar estas ecuaciones el resultado obtenido es de 0,013 m³. Este resultado es demasiado pequeño en relación a las dimensiones de la planta. Debido a esto, se han utilizado las ecuaciones propuestas por Allan Myerson [9] y se han comparado con valores de equipos reales [10]. Los valores de la densidad de cristales en el magma (M_t) y el tiempo de residencia (τ) se han obtenido de estas fuentes y son válidos para un amplio rango.

$$q = \frac{S}{M_t} = \frac{9470,80 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}}{450 \frac{\text{Kg}_{\text{cristal}}}{\text{m}^3_{\text{magma}}}} = 21,05 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$V = q \cdot \tau = 21,05 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 3,4\text{h} = 71,56 \text{ m}^3$$

$$V_t = 2 \cdot V = 143,11\text{m}^3$$

El volumen real es el doble del calculado con estas ecuaciones, al considerarse el cristalizador dividido en dos secciones, superior e inferior. Aunque al utilizar estas ecuaciones estamos aceptando que cometeremos un cierto error de dimensionamiento. Sin embargo, si comparamos el resultado obtenido con cristalizadores reales, podemos ver que los resultados muestran una correlación lineal.

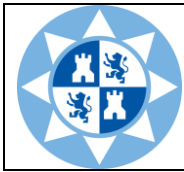


Tabla 7: Volúmenes de cristalizadores.

	Kg/h	m ³
Real	3125	23,47
Real	4530	34,74
Calculado	9470,80	71,56

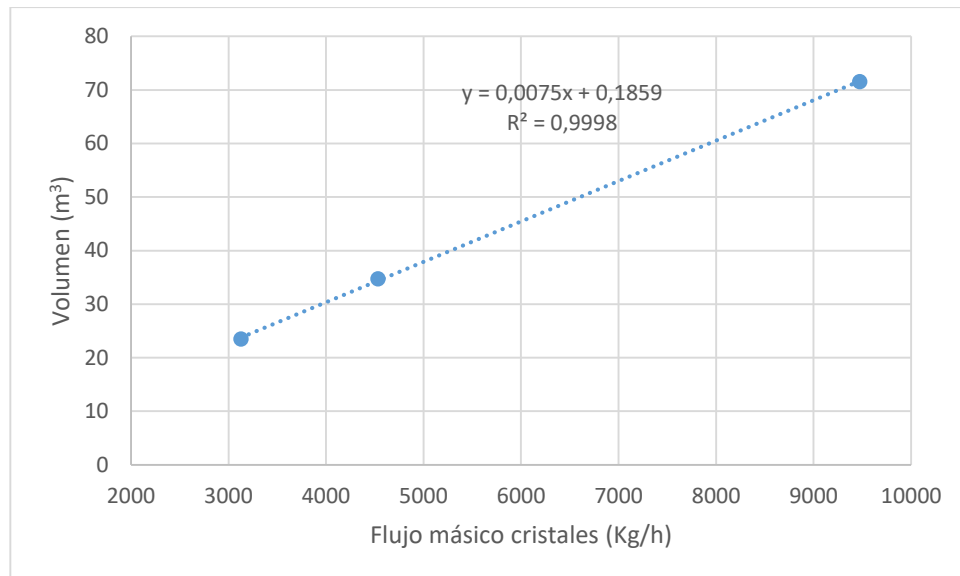


Figura 15: Comparación de volúmenes de cristalizadores.

2.4.3-Redes de intercambio de calor

Para un mejor aprovechamiento económico se ha realizado el cálculo de la red de intercambio de calor, esto permite el intercambio de calor entre las distintas corrientes de proceso, optimizando así el resultado.

Tenemos los siguientes equipos:

Tabla 8: Intercambiadores de calor.

Corriente	Equipo	Tipo	Te (°C)	Ts (°C)	Calor (MJ/h)
1	Scrubber	Caliente	81,07	120	-4344,51
2	Condensador Hp	Caliente	127,69	159	-167,16
3	Stripper	Fría	183	180	5263,35
4	E-102	Fría	20	56	980,62
5	E-201	Fría	147,58	148,36	3570
6	E-202	Caliente	793	71	-18930,98
7	Reactor	Caliente	159	183	-18990,61
Total caliente					-42433,26
Total fría					9813,97



Como podemos ver fácilmente, la necesidad de intercambio de calor de las corrientes calientes es mayor que las de las frías, por lo tanto intentaremos cruzar algunas de las calientes con las frías. Comenzamos intentando cruzar solo la corriente 6, perteneciente al intercambiador E-202 con las frías.

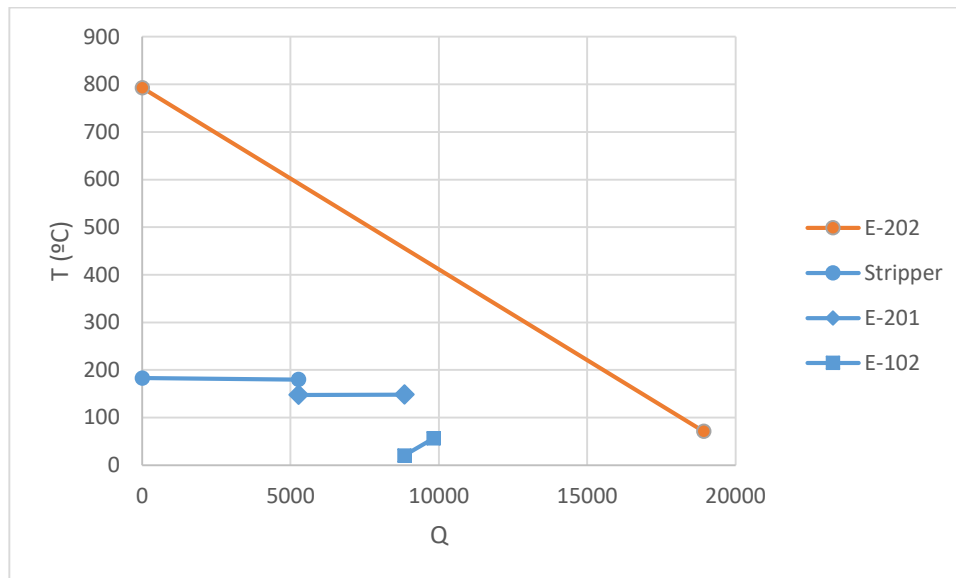


Figura 16: Representación de red de intercambio de calor.

Para el cálculo comenzaremos ordenando las temperaturas de entrada y salida de los intercambiadores, tras esto, calculamos los intervalos de temperatura existentes, así como el calor intercambiado en dicho intervalo.

$$Q_{intervalo} = \sum \left(\frac{\Delta T_{intervalo}}{\Delta T_{total}} \cdot Q_{total} \right)$$

$$Q = \frac{610}{722} \cdot -18930,98 = -15994$$

$$Q = \frac{3}{722} \cdot -18930,98 + \frac{3}{3} \cdot 5263,35 = 5185$$

Para el cálculo de las cascadas, se comienza en 0 para la primera cascada y para cada cálculo posterior se resta el valor de la cascada anterior menos el calor intercambiado en ese intervalo.

$$Cascada 1 = 0 - (-15994) = 15994$$

$$Cascada 1 = 15994 - 5185 = 10810$$

Una vez se llega al último punto, se usa este como inicial para la cascada 2, para la que se repite el proceso:

$$Cascada 2 = 9117 - (-15994) = 25111$$

$$Cascada 2 = 25111 - 5185 = 19927$$

Si en ningún punto la cascada 2 se vuelve negativa, es que al cálculo es correcto.

Tabla 9: Cascadas red intercambio de calor.

Intervalo	ΔT	Q (MJ/h)	Cascada 1	Cascada 2
793	-	-	0	9117
183	610	-15994	15994	25111
180	3	5185	10810	19927
148,3	31,7	-831	11641	20758
147	1,3	3536	8105	17222
71	76	-1993	10098	19215
56	15	0	10098	19215
20	36	981	9117	18234

Cómo en nuestro caso, no tenemos más corrientes de fluido frías este resultado es definitivo. Dado que todo el calor de la corriente del intercambiador E-202 no puede ser aprovechada y ya que el stripper es simulado como una columna, con lo que no podemos cruzar las corrientes, se ha decidido introducir un intercambiador ficticio que permita realizar el intercambio de calor con las corrientes frías antes de entrar la corriente al intercambiador E-202. Tras esto se ha vuelto a realizar el cálculo de la capacidad de dicho intercambiador.

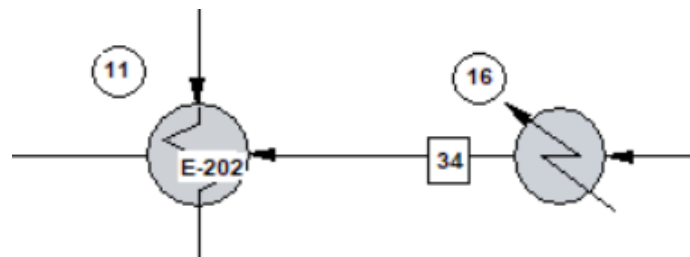


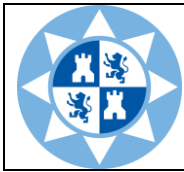
Figura 17: Esquema del intercambiador ficticio.

```

SUMMARY REPORT
-----
General Data:
Exch Class/Type          R/AEL  Heat Transfer Data:
Shell I.D.                1.02   Effective Transfer Area   500.80
Shell in Series/Parallel  1/1    Area Required             99.90
Number of Tubes          1396   COR LMTD                 116.73
Tube Length              6.10   U (Calc/Service)        217.17/43.32
Tube O.D./I.D.          0.0191/0.0157 Heat Calc                 45705.58
                          Heat Spec                 9117.01
                          Excess %                  401.32
Tube Pattern              TRI60  Foul (S/T)               1.761E-004/1.761E-004
Tube Pitch                0.02   Del P(S/T)               0.18/-0.04
Number of Tube Passes     1      SS Film Coeff            2336.29
Number of Baffles         8      SS CS Vel                0.12
Baffle Spacing            0.68  TW Resist                0.000035
Baffle Cut, % Diameter    32    TS Film Coeff            322.41
Baffle Type               SSEG  TS Vel                   0.02

Thermodynamics:
K: Wilson
H: Latent Heat
D: Library

```



3-Balance económico del proceso

En este apartado se evaluarán los principales costes y beneficios asociados al proceso, realizando un análisis de rentabilidad.

3.1-Costes de los equipos

El cálculo de los costes de los equipos se ha realizado mediante el método de Guthrie, a continuación se muestra el ejemplo para el volumen del reactor.

Dado que el coeficiente $C_{E,0}$ se calcula una vez transcurrido el año, se ha realizado el cálculo teniendo en cuenta el valor de 2016. Los valores de las constantes (K_1 , K_2 y K_3), así como el año de referencia (2001) han sido obtenidos del Turton [\[11\]](#).

$$\log(C_{E,0}) = K_1 + K_2 \cdot \log(Q) + K_3 \cdot (\log(Q))^2$$

$$\log(C_{E,0}) = 3,4974 + 0,4485 \cdot \log(12,12) + 0,1074 \cdot (\log(12,12))^2$$

$$C_{E,0} = 12865,78 \$$$

$$C_E = C_{E,0} \cdot F_m \cdot F_p = 12865,78 \cdot 2,1 \cdot 1,9 = 51334,47 \$$$

$$C_E(2016) = C_E \cdot \frac{C_{epci}(2016)}{C_{epci}(2001)} = 51334,47 \cdot \frac{556,8}{397} = 71997,56 \$$$


	Ingeniería básica de una planta de producción de urea de 80000 Tn/año	
	Universidad Politécnica de Cartagena	Revisión: 2
		Página 32 de 48

Tabla 10: Coste de referencia de los equipos.

Unidades Capacidad	Equipo	Código	Tipo	Capacidad	Material	Presión	K1	K2	K3	log(Ce _o)	Ce _o (2001) \$
Volumen m ³	Reactor	R-101	Columna de burbujeo	12,12	SS	140	3,4974	0,4485	0,1074	4,11	12865,78
Área m ²	Reactor	R-101	Platos reactor	0,64	SS	140	3,3322	0,4835	0,3434	3,25	1780,24
Área m ²	Scrubber	C-101A	Intercambiador scrubber	66,25	SS	140	4,8306	-0,8509	0,3187	4,34	21776,64
Volumen m ³	Scrubber	C-101B	Columna scrubber	4,27	SS	140	3,4974	0,4485	0,1074	3,82	6650,64
Área m ²	Scrubber	C-101B	Platos Columna scrubber	1,40	SS	140	3,3322	0,4835	0,3434	3,41	2571,68
Área m ²	Stripper	C-102	Intercambiador stripper	48,64	SS	140	4,8306	-0,8509	0,3187	4,30	20051,21
Volumen m ³	Rectificador	C-201	Columna	3,97	SS	4	3,4974	0,4485	0,1074	3,80	6372,35
Área m ²	Rectificador	C-201	Platos Columna	0,65	SS	4	3,3322	0,4835	0,3434	3,25	1794,14
Área m ²	Rehervidor	E-201	Rehervidor Kettle	12,62	SS	4	4,4646	-0,5277	0,3955	4,36	23070,03
Área m ²	Intercambiador	E-102	Intercambiador Carcasa tubo	8,43	SS	140	4,8306	-0,8509	0,3187	4,32	20700,90
Área m ²	Condensador carbamato HP	E-101	Intercambiador Carcasa tubo	1,02	SS	140	4,8306	-0,8509	0,3187	4,82	66795,82
Área m ²	Condensador carbamato LP	E-202	Intercambiador Carcasa tubo	99,90	SS	4	4,8306	-0,8509	0,3187	4,40	25317,21
Kw	Compresor	P-201	Compresor axial	2335,25	SS	140	2,2897	1,3604	-0,1027	5,71	509073,85
Volumen m ³	Cristalizador	X-201	Recipiente vertical	143,11	SS	1	3,4974	0,4485	0,1074	4,96	91895,97


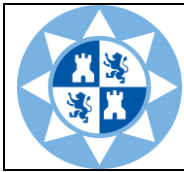
	Ingeniería básica de una planta de producción de urea de 80000 Tn/año	
	Universidad Politécnica de Cartagena	Revisión: 2
		Página 33 de 48

Tabla 11: Coste actual de los equipos.

Unidades Capacidad	Equipo	Código	Tipo	Capacidad	Ce _o (2001) \$	Fm	Fp	Ce \$ (2001)	Ce \$ (2016)
Volumen m ³	Reactor	R-101	Columna de burbujeo	12,12	12865,78	2,1	1,9	51334,47	71997,56
Área m ²	Reactor	R-101	Platos reactor	0,64	1780,24	2,1	1,9	7103,15	9962,30
Área m ²	Scrubber	C-101A	Intercambiador scrubber	66,25	21776,64	2,9	1,9	119989,31	168287,28
Volumen m ³	Scrubber	C-101B	Columna scrubber	4,27	6650,64	2,1	1,9	26536,07	37217,34
Área m ²	Scrubber	C-101B	Platos Columna scrubber	1,40	2571,68	2,1	1,9	10261,02	14391,27
Área m ²	Stripper	C-102	Intercambiador stripper	48,64	20051,21	2,9	1,9	110482,16	154953,32
Volumen m ³	Rectificador	C-201	Columna	3,97	6372,35	2,1	1	13381,93	18768,42
Área m ²	Rectificador	C-201	Platos Columna	0,65	1794,14	2,1	1	3767,68	5284,25
Área m ²	Rehervidor	E-201	Rehervidor Kettle	12,62	23070,03	2,9	1,9	127115,87	178282,41
Área m ²	Intercambiador	E-102	Intercambiador Carcasa tubo	8,43	20700,90	2,9	1,9	114061,94	159974,03
Área m ²	Condensador carbamato HP	E-101	Intercambiador Carcasa tubo	1,02	66795,82	2,9	1,9	368044,97	516190,03
Área m ²	Condensador carbamato LP	E-202	Intercambiador Carcasa tubo	99,90	25317,21	2,9	1	73419,91	102972,82
Kw	Compresor	P-201	Compresor axial	2335,25	509073,85	2,1	1,9	2031204,68	2848802,93
Volumen m ³	Cristalizador	X-201	Recipiente vertical	143,11	91895,97	2,1	1	192981,53	270660,24
								Coste total equipos \$ (2016):	4557744,17

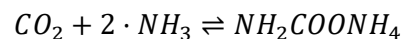


3.2-Costes de operación

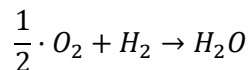
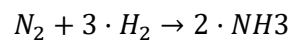
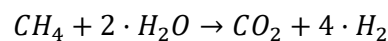
En este apartado se realizarán los cálculos de los costes por año asociados al proceso.

3.2.1-Materias primas

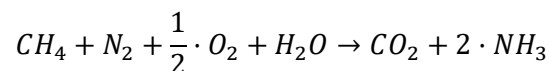
Dado que se ha considerado la existencia de una planta de amoníaco y dióxido de carbono que pertenezca al mismo propietario y que proporcione estos componentes desde el límite de batería, el coste de materias primas iría asociado a las materias primas para la producción de estos.



Luego se requiere un mol de CO_2 y dos moles de NH_3 por mol de urea.



Considerando estas reacciones, podemos obtener:



Dado que tanto el nitrógeno como el oxígeno se obtienen del aire y que se produce un mol de agua por mol de urea, el coste asociado a las materias primas se corresponde únicamente con el del metano (gas natural).

El precio del gas natural (GN) puede ser obtenido de diversas páginas web y es variable con el tiempo, se ha tomado el valor 0,0254 €/kW·h [\[12\]](#).

$$\text{Precio (peso)} = 0,0254 \frac{\text{€}}{\text{kW} \cdot \text{h}} \cdot 52210 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 0,368 \frac{\text{€}}{\text{Kg}}$$

Tomando una composición del 97% molar de metano en el gas natural:

$$\text{Coste } CH_4 = \frac{80 \text{ kTn urea} \cdot \frac{10^6 \text{ Kg}}{\text{año}} \cdot \frac{1 \text{ Kmole } CH_4}{\text{Kmole urea}} \cdot \frac{1 \text{ Kmole GN}}{0,97 \text{ Kmole } CH_4} \cdot 18,2 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmole}} \text{ GN} \cdot 0,368 \frac{\text{€}}{\text{Kg}}}{60,06 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmole}} \text{ urea} \cdot 10^6 \frac{\text{MM€}}{\text{€}}}$$

$$\text{Coste } CH_4 = 8,66 \text{ Millones € / año}$$

3.2.2-Agua de refrigeración

$$\dot{m}_W = \dot{m}_{DB} + \dot{m}_{vap} + \dot{m}_{wind}$$

$$\dot{m}_{vap} = \frac{Q}{\Delta H^{vap}} = \frac{32619293 \frac{KJ}{h}}{2257 \frac{KJ}{Kg}} = 14452,50 \frac{Kg}{h}$$

$$\dot{m}_{tower} = \frac{Q}{Cp \cdot (T_R - T_S)}$$

$$\dot{m}_{wind} = (0,1 - 0,3\%) \cdot \dot{m}_{tower} = 0,001 \cdot \dot{m}_{tower}$$

$$\dot{m}_{DB} = \frac{s_w \cdot \dot{m}_{vap} + \dot{m}_{wind} \cdot (s_w - s_{DB})}{s_w - s_{DB}} = \frac{\dot{m}_{vap}}{4} - \dot{m}_{wind}$$

$$\dot{m}_W = \dot{m}_{DB} + \dot{m}_{vap} + \dot{m}_{wind} = \left(\frac{\dot{m}_{vap}}{4} - \dot{m}_{wind} \right) + \dot{m}_{vap} + \dot{m}_{wind}$$

$$\dot{m}_W = \frac{5}{4} \cdot \dot{m}_{vap} = \frac{5}{4} \cdot 14452,50 \frac{Kg}{h} = 18065,63 \frac{Kg}{h}$$

$$q_w = \frac{\dot{m}_W}{\rho_w} = \frac{18065,63 \frac{Kg}{h}}{1000 \frac{Kg}{m^3}} = 18,07 \frac{m^3}{h}$$

$$Wp = \frac{\Delta P \cdot q_w}{\eta} = \frac{2,5bar \cdot 18,07 \frac{m^3}{h}}{0,75} = 60,22 KW$$

La pérdida de carga de la bomba del agua (ΔP) es función de varios factores:

Pérdidas en las tuberías	15	psi
Pérdidas en el usuario (cambiador)	5	psi
Valvula de control	10	psi
Carga estática a lo alto de la torre	8,7	psi
Total =	38,7	psi
	2,5	bar

Figura 18: Pérdida de carga en bombas.

$$W_F = 242,32 \cdot q_w = 242,32 \cdot 18,07 \frac{m^3}{h} = 4377,66 KW$$



$$\left(\begin{array}{c} \text{coste de la electricidad} \\ \text{consumida por} \\ \text{bombas y soplantes} \end{array} \right) = c_E (W_p + W_f)$$

$$W_p (\text{kW}) = \frac{\Delta P q_w}{\eta_p}$$

$$C_E = 0.092 \text{ €}/\text{kW}\cdot\text{h (Enero 2015)}$$

$$q_w = \text{caudal volumétrico de agua, m}^3/\text{h}$$

$$\eta_p = \text{eficiencia de la bomba (p.ej.: 0.75)}$$

Figura 19: Coste eléctrico.

$$\text{Coste agua refrigeración} = (C_w + C_{AD}) \cdot q_w + C_E \cdot (W_p + W_f)$$

$$\text{Coste agua refrigeración} = (1,5 + 0,178) \frac{\text{€}}{\text{m}^3} \cdot 18,07 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} + \frac{0,092\text{€}}{\text{KW} \cdot \text{h}} \cdot (60,22 \text{ KW} + 4377,66 \text{ KW})$$

$$\text{Coste agua refrigeración} = 438,60 \frac{\text{€}}{\text{h}} = 3,7 \frac{\text{millones €}}{\text{año}}$$

3.2.3-Electricidad bombas y compresores

$$\text{Coste electricidad} = C_E \cdot W_c = 0,092 \frac{\text{€}}{\text{KW} \cdot \text{h}} \cdot 2335,25 \text{ KW} = 214,84 \frac{\text{€}}{\text{h}} = 1,81 \frac{\text{millones €}}{\text{año}}$$

El total de los costes de operación sería el siguiente:

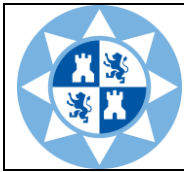
$$\text{Costes totales} = 8,66 \frac{\text{Millones €}}{\text{año}} + 3,7 \frac{\text{millones €}}{\text{año}} + 1,81 \frac{\text{millones €}}{\text{año}} = 14,18 \frac{\text{millones €}}{\text{año}}$$

3.3-Análisis de rentabilidad

Para resolver el análisis de rentabilidad, utilizaremos nuestros valores del coste de los equipos y los costes de operación. Además, emplearemos ciertos datos procedentes de bibliografías como son el coste de los terrenos y los ingresos por ventas.

Los datos para resolver el análisis de rentabilidad de nuestro proyecto serán:

- El coste de los terrenos es de 1,5 MM€.
- El coste de la planta llave en mano (equipos).
- Para pagar los terrenos y la planta se pedirá un préstamo a un interés del 5% a amortizar en 3 años.
- La duración prevista para la construcción de la planta es de dos años.
- El capital circulante necesario es de 5MM€.
- La planta entrará en funcionamiento al final del segundo año y tendrá una vida, a efectos económicos de 20 años.



- Se estiman los ingresos por ventas para el primer año y se considerará que crecerán a un ritmo del 4% los años siguientes.
- A efectos de amortización supóngase un valor residual de la instalación de 0% del capital inmovilizado. La amortización será uniforme.
- En el país donde se desarrollará la actividad los impuestos son de un 40% de los beneficios brutos.
- Rentabilidad aceptable para la unidad de negocio: IRR>15%.

Para los cálculos realizados a continuación, se indicará entre corchetes cuando se calcule el valor para un año concreto, en caso de ser iguales para múltiples años se usará un intervalo [2-3]. Se puede encontrar los valores para todos los años en la tabla 13.

$$\text{Ventas [3]} = \text{Producción} \cdot \text{Precio} = 80000 \frac{\text{Tn}}{\text{año}} \cdot 590 \frac{\text{€}}{\text{Tn}} \cdot \frac{\text{MM€}}{10^6 \text{€}} = 47,20 \text{ MM€}$$

$$\text{Ventas [4]} = \text{Ventas[3]} \cdot (1 + \text{crecimiento}) = 70,20 \cdot \left(1 + \frac{4}{100}\right) = 49,09 \text{ MM€}$$

$$\text{Costes de operación[3 - 20]} = 14,18 \frac{\text{MM€}}{\text{año}} \quad (\text{calculado en 3.2})$$

$$\text{Beneficios brutos [3]} = \text{Ventas [3]} - \text{Costes de operación[3]} = 33,02 \text{ MM€}$$

$$\text{Amortización [3 - 20]} = \frac{\text{Coste planta (equipos)}}{\text{años amortización}} = \frac{4557744,17 \$ \cdot \frac{\text{€}}{1,186\$}}{18 \text{ años}} \cdot \frac{\text{MM€}}{10^6 \text{€}} = 12,36 \text{ MM€}$$

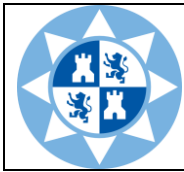
$$\text{Beneficios (antes de impuestos)} = \text{beneficiosbrutos} - \text{amortización} =$$

$$\text{Beneficios (antes de impuestos)[3]} = 32,80 \text{ MM€}$$

$$\text{Impuestos} = \text{Beneficios (antes de impuestos)} \cdot 0,4 = 32,80 \text{ MM€} \cdot 0,4 = 13,12 \text{ MM€}$$

$$\begin{aligned} \text{Beneficios(tras impuestos)} &= \text{Beneficios (antes de impuestos)} - \text{impuestos} \\ &= \text{Beneficios (antes de impuestos)} \cdot 0,6 = \end{aligned}$$

$$\text{Beneficios(tras impuestos)[3]} = 32,80 \cdot 0,6 = 19,68 \text{ MM€}$$



$$\begin{aligned} \text{Costes capital}[1 - 3] &= \text{Coste de planta con terrenos} \cdot \frac{(1 + \text{interes})^{\text{años}}}{(1 + \text{interes})^{\text{años}} - 1} \\ &= 4557744,17 \$ \cdot \frac{\text{€}}{1,186\$} \cdot \frac{(1 + 0,05)^3}{(1 + 0,05)^3 - 1} \cdot \frac{\text{MM€}}{10^6\text{€}} = 39,24 \text{ MM€} \end{aligned}$$

El capital circulante de 5MM€ se invierte en el año anterior a comenzar el funcionamiento de la planta y se recupera al final.

Flujos netos de caja = Beneficios(tras impuestos) – Costes de capital + capital circulante =

$$\text{Flujo neto [2]} = 0 - 39,24\text{MM€} - 5\text{MM€} = -44,24 \text{ MM€}$$

$$\text{Flujo neto [3]} = 19,68 - 39,24 + 0 = -19,56 \text{ MM€}$$

$$\text{Flujo neto [4]} = 20,82 \text{ MM€} - 0 + 0 = 20,82 \text{ MM€}$$

$$\text{Factor de actualización[3]} = \frac{1}{\left(1 + \frac{\text{IRR}}{100}\right)^{\text{N}^{\circ}(\text{año})}} = \frac{1}{\left(1 + \frac{15}{100}\right)^3} = 0,658$$

Flujos de caja actualizados = Flujos netos de caja · Factor de actualización =

$$\text{Flujo actualizado [3]} = -19,56 \text{ MM€} * 0,658 = -12,859 \text{ MM€}$$

$$\text{VAN} = \sum \text{Flujos de caja actualizados} = 29,716 \text{ MM€}$$

El Valor Actual Neto (VAN), permite calcular el valor presente de un determinado número de flujos de caja futuros, originados por una inversión. Al resultar un valor positivo, la inversión es rentable.

Payback se corresponde con el año en que la suma de los flujos de caja actualizados es mayor o igual a 0, su cálculo puede ser encontrado en la tabla 12. Cómo el año de payback es anterior al de finalización del proceso, la inversión es rentable.

$$\text{Payback} = \text{año 13}$$

TIR o tasa interna de rentabilidad es aquel valor máximo de interés para el cual el VAN sería 0, con Excel podemos calcularlo con la función *Datos → Análisis de hipótesis → buscar objetivo* definiríamos la celda del VAN con el valor cero y haríamos variar el interés.

$$\text{TIR} = 19,716 \%$$

Al ser un valor de interés superior al que se ha asumido para el proceso, la inversión es rentable.

Tabla 12: Payback

Año	Flujo de caja actualizado (MMeuros)	Payback
1	-34,121	-34,121
2	-33,451	-67,573
3	-12,859	-80,432
4	11,901	-68,530
5	10,935	-57,596
6	10,038	-47,558
7	9,208	-38,350
8	8,440	-29,910
9	7,731	-22,179
10	7,077	-15,102
11	6,474	-8,628
12	5,920	-2,708
13	5,409	2,701
14	4,941	7,642
15	4,511	12,153
16	4,116	16,269
17	3,755	20,024
18	3,423	23,447
19	3,120	26,567
20	3,148	29,716




Ingeniería básica de una planta de producción de urea de 80000 Tn/año

Universidad Politécnica de Cartagena

Revisión: 2
Página 40 de 48

Tabla 13: Análisis económico del proceso.

Año	Ventas (MMeuros)	Costes operación (MMeuros)	Beneficios brutos (MMeuros)	Amortización (MMeuros)	Beneficios antes impuestos (MMeuros)	Impuestos (40%) (MMeuros)	Beneficios despues impuestos (MMeuros)	Costes capital (MMeuros)	Capital circulante (MMeuros)	Flujos netos de caja (MMeuros)	Factor actualización (15%)	Flujo de caja actualizado (MMeuros)
1	0	0	0,00	0	0,00	0	0,00	39,24		-39,24	0,870	-34,121
2	0	0	0,00	0	0,00	0	0,00	39,24	-5	-44,24	0,756	-33,451
3	47,20	14,18	33,02	0,21	32,80	13,12	19,68	39,24		-19,56	0,658	-12,859
4	49,09	14,18	34,91	0,21	34,69	13,88	20,82			20,82	0,572	11,901
5	51,05	14,18	36,87	0,21	36,66	14,66	21,99			21,99	0,497	10,935
6	53,09	14,18	38,91	0,21	38,70	15,48	23,22			23,22	0,432	10,038
7	55,22	14,18	41,04	0,21	40,82	16,33	24,49			24,49	0,376	9,208
8	57,43	14,18	43,24	0,21	43,03	17,21	25,82			25,82	0,327	8,440
9	59,72	14,18	45,54	0,21	45,33	18,13	27,20			27,20	0,284	7,731
10	62,11	14,18	47,93	0,21	47,72	19,09	28,63			28,63	0,247	7,077
11	64,60	14,18	50,41	0,21	50,20	20,08	30,12			30,12	0,215	6,474
12	67,18	14,18	53,00	0,21	52,78	21,11	31,67			31,67	0,187	5,920
13	69,87	14,18	55,69	0,21	55,47	22,19	33,28			33,28	0,163	5,409
14	72,66	14,18	58,48	0,21	58,27	23,31	34,96			34,96	0,141	4,941
15	75,57	14,18	61,39	0,21	61,17	24,47	36,70			36,70	0,123	4,511
16	78,59	14,18	64,41	0,21	64,20	25,68	38,52			38,52	0,107	4,116
17	81,74	14,18	67,55	0,21	67,34	26,94	40,40			40,40	0,093	3,755
18	85,00	14,18	70,82	0,21	70,61	28,24	42,37			42,37	0,081	3,423
19	88,40	14,18	74,22	0,21	74,01	29,60	44,41			44,41	0,070	3,120
20	91,94	14,18	77,76	0,21	77,55	31,02	46,53		5	51,53	0,061	3,148
											VAN=	29,716

	Ingeniería básica de una planta de producción de urea de 80000 Tn/año	
	Universidad Politécnica de Cartagena	Revisión: 2 Página 41 de 48

Referencias

- [1] http://www.saipem.com/static/documents/spm_UREAri_L02_14_01_10.pdf
- [2] <http://www.toyo-eng.com/jp/en/products/chemical/urea/aces21/>
- [3] Mohsen Hamidipour, Navid Mostoufi, Rahmat Sotudeh-Gharebagh; Modeling the synthesis section of an industrial urea plant.
- [4] Horacio A. Irazoqui, Miguel A. Isla; Simulation of a Urea Synthesis Reactor; Instituto de Desarrollo Tecnológico para la Industria Química, 1993.
- [5] M. Dente, M. Rovaglio, G. Bozzamo, A. Sorago; Gas-Liquid Reactor in the synthesis of Urea, 1992.
- [6] Daniel A. Donohue; Heat transfer and Pressure Drop in Heat Exchangers; The Lummus company, New York.
- [7] http://www.unitconversion.org/unit_converter/heat-transfer-coefficient.html
- [8] J. M. Coulson, J. F. Richardson; Coulson and Richardson's Chemical Engineering: Chemical Engineering Design v. 6
- [9] Allan Myerson; Handbook of industrial crystallization, Pg 133 y 13
- [10] Wallace; Cooper chemical process equipment Pg 567
- [11] Richard Turton; Analysis, synthesis and design of chemical processes, Fourth edition.
- [12] http://appsso.eurostat.ec.europa.eu/nui/show.do?dataset=nrg_pc_203&lang=en

Bibliografía

Además de las fuentes citadas en la sección referencias se han considerado las siguientes.

- Ivo mavrivic, A. Ray Shirley Jr., G.R. "Buck" Coleman; Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology.
- B. CLAUDEL, E. BROUSSE and G. SHEHADEH; Novel thermodynamic and kinetic investigation of ammonium carbamate decomposition into urea and water; Laboratoire de Cinétique et Génie Chimiques, 1985.
- Xiangping Zhang, Suojiang Zhang, Pingjing Yao, Yi Yuan; Modeling and simulation of high-pressure urea synthesis loop; Institute of Process Engineering, Chinese Academy of Sciences, 2005.
- Piotrowski; Thermodynamic model of chemical and phase equilibrium in the urea synthesis process; Chemical Engineering Science. Vol. 53, 1998
- Carlos Godínez; Ingeniería de Procesos y Producto. Notas de clase de 4º Ingeniería Química Industrial. Universidad Politécnica de Cartagena (2016).
- Carlos Godínez; Operaciones de separación. Notas de clase de 2º Ingeniería Química Industrial. Universidad Politécnica de Cartagena (2015).
- Joaquín Zueco; Transmisión de calor. Notas de clase de 3º Ingeniería Química Industrial. Universidad Politécnica de Cartagena (2015).
- Ginés Delgado; Proyectos de ingeniería. Notas de clase de 4º Ingeniería Química Industrial. Universidad Politécnica de Cartagena (2016).

Anexos

Anexo I: Ficha internacional de seguridad

Fichas Internacionales de Seguridad Química

UREA FISQ: 1-199

ICSC: 0595

 <p style="text-align: center;"> MINISTERIO DE TRABAJO Y ASUNTOS SOCIALES ESPAÑA UREA FISQ: 1-199 Carbamida Carbonildiamida NH_2CONH_2/CH_4N_2O Masa molecular: 60.1 </p> <p> N° CAS 57-13-6 N° RTECS YR6250000 N° ICSC 0595 </p>			
TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/ SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	PRIMEROS AUXILIOS/ LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	No combustible.		En caso de incendio en el entorno: están permitidos todos los agentes extintores.
EXPLOSION			
EXPOSICION			
• INHALACION			
• PIEL			
• OJOS	Enrojecimiento.	Gafas de protección de seguridad.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después consultar a un médico.
• INGESTION			
DERRAMAS Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO	
Barrer la sustancia derramada e introducirla en un recipiente y eliminar el residuo con agua abundante.	Mantener en lugar frío, seco.		
VEASE AL DORSO INFORMACION IMPORTANTE			
ICSC: 0595		Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión de las Comunidades Europeas © CCE, IPCS, 1994	

Fichas Internacionales de Seguridad Química

UREA FISQ: 1-199

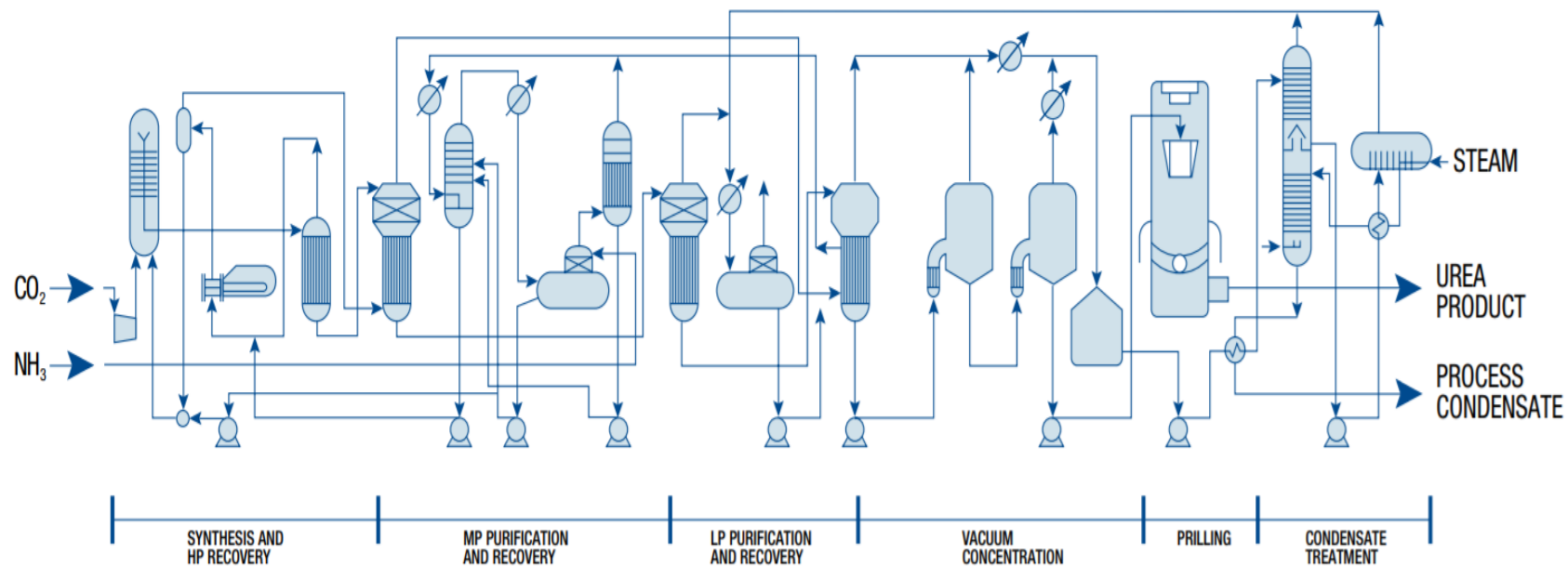
ICSC: 0595

D A T O S I M P	<p>ESTADO FISICO; ASPECTO Cristales blancos, con olor característico.</p> <p>PELIGROS FISICOS</p> <p>PELIGROS QUIMICOS La sustancia se descompone al calentar intensamente por encima del punto de fusión, produciendo gases tóxicos.</p> <p>LIMITES DE EXPOSICION TLV no establecido.</p>	<p>VIAS DE EXPOSICION La sustancia se puede absorber por inhalación del aerosol y por ingestión.</p> <p>RIESGO DE INHALACION La evaporación a 20°C es despreciable; sin embargo se puede alcanzar rápidamente una concentración molesta de partículas en el aire en caso de polvo.</p> <p>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION La sustancia irrita los ojos.</p> <p>EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA</p>
--	--	--

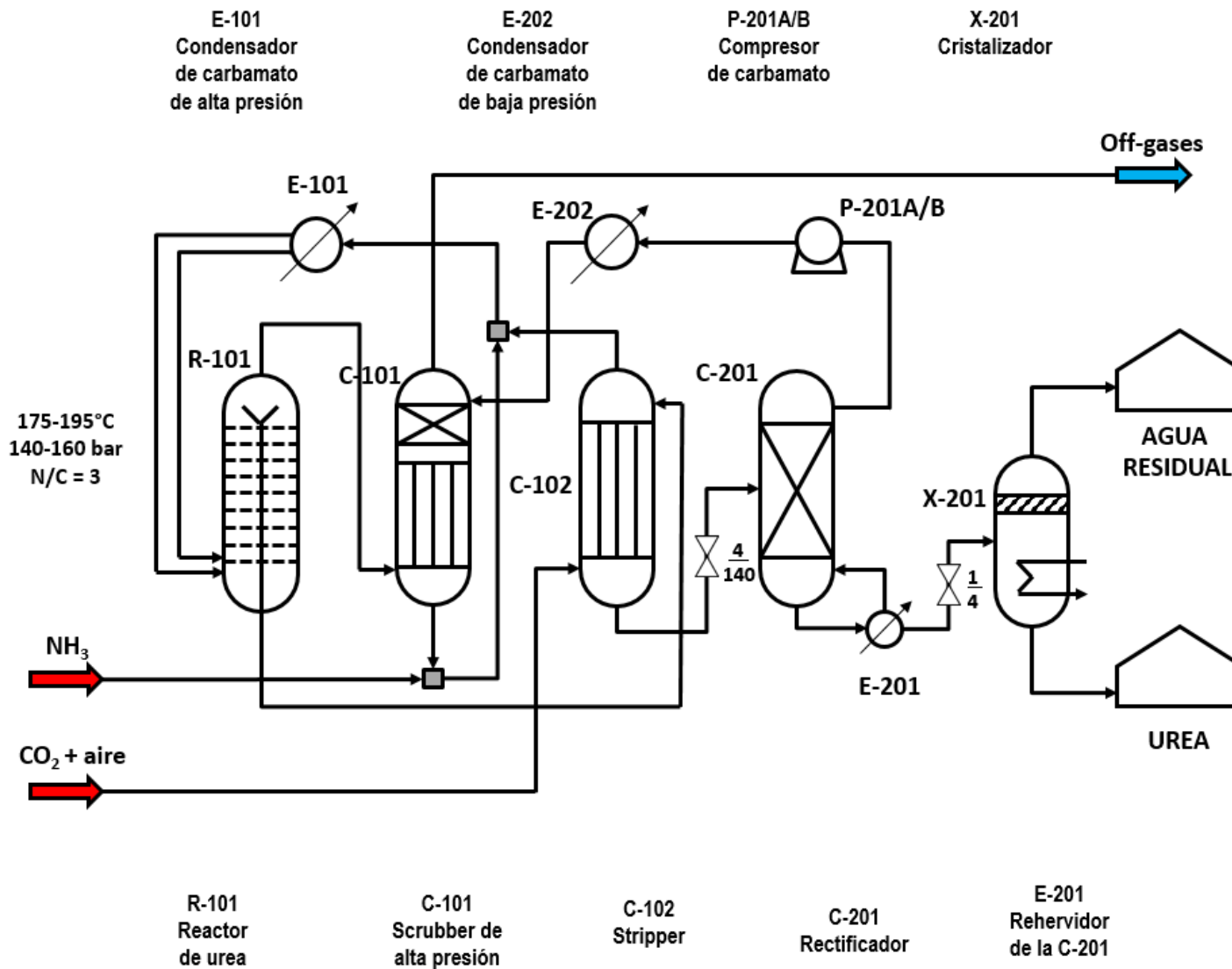
O R T A N T E S		
PROPIEDADES FÍSICAS	Punto de fusión: 132.7-135°C Densidad relativa (agua = 1): 1.32	Solubilidad en agua: miscible Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: -3.00 a -1.54
DATOS AMBIENTALES		
NOTAS		
Temperatura de descomposición desconocida en la bibliografía.		
INFORMACION ADICIONAL		
FISQ: 1-199 UREA		
ICSC: 0595	© CCE, IPCS, 1994	UREA FISQ: 1-199
NOTA LEGAL IMPORTANTE:	Ni la CCE ni la IPCS ni sus representantes son responsables del posible uso de esta información. Esta ficha contiene la opinión colectiva del Comité Internacional de Expertos del IPCS y es independiente de requisitos legales. La versión española incluye el etiquetado asignado por la clasificación europea, actualizado a la vigésima adaptación de la Directiva 67/548/CEE traspuesta a la legislación española por el Real Decreto 363/95 (BOE 5.6.95).	

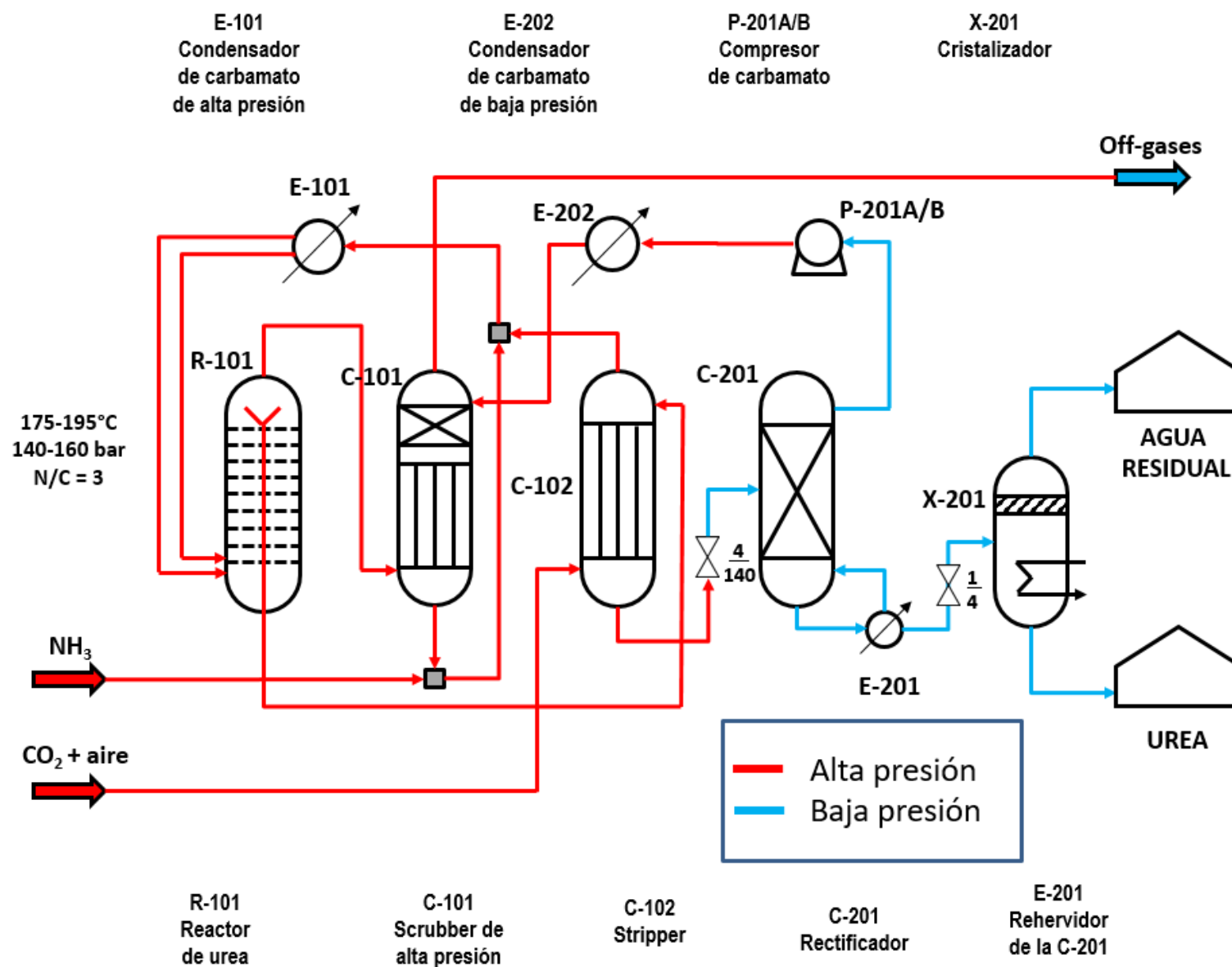
Anexo II: Diagrama de flujo de Snamprogetti

Process Flow Sheet

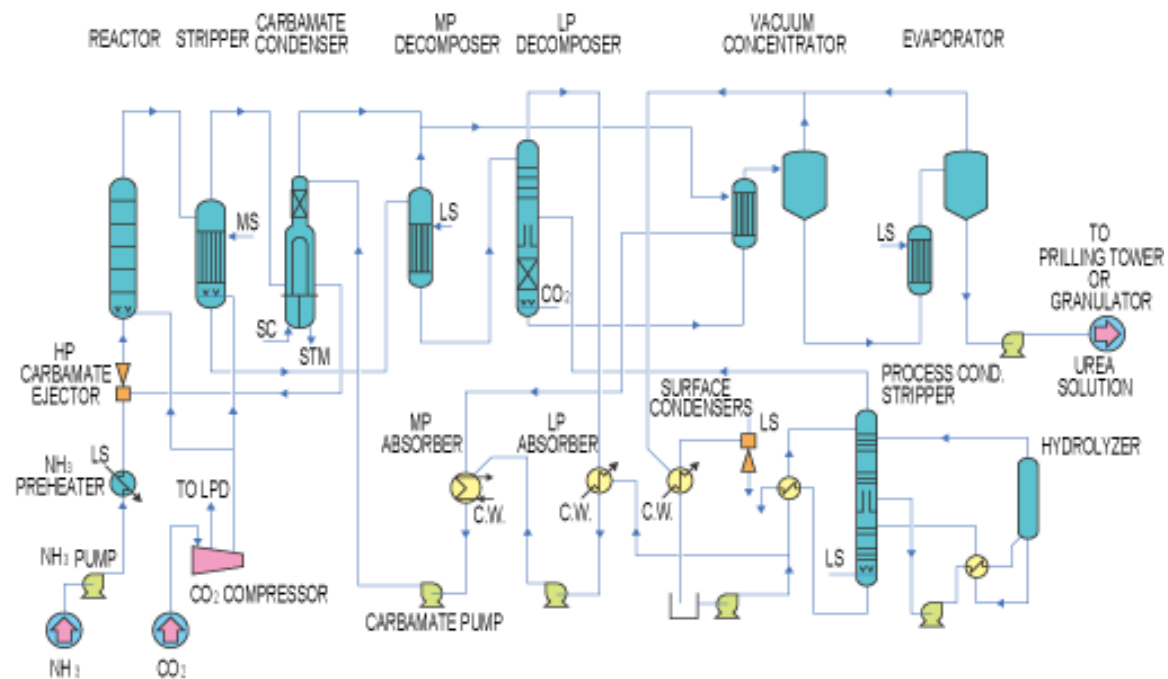


Anexo III: Diagrama de flujo de Stamicarbon





Anexo IV: Diagrama de flujo de Toyo



Anexo V: Diagrama de la simulación

