



Universidad Nacional de Mar del Plata
Facultad de Ingeniería
Departamento de Ingeniería Química

DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE UREA GRANULADA

Proyecto final para optar por el grado de
Ingeniería Química



AUTORES

Haag, Ludmila Rocío
Senus, Cecilia
Spadafore Merchan, Constanza
Tolcach, Julieta

MAIL DE CONTACTO

ludmila.haag97@gmail.com
senuscecilia@gmail.com
spadaforecoty@gmail.com
tolcachjulieta0810@gmail.com

DIRECTORES

Castañer, Julieta
García de la Mata, Manuel
Marcovich, Norma
Soulé, Ezequiel

Mar del Plata, 13 de diciembre 2025

AGRADECIMIENTOS

Agradecemos a nuestras familias por el apoyo constante a lo largo de toda la carrera y durante el desarrollo de este trabajo. Su acompañamiento, comprensión y presencia en los momentos más desafiantes fueron fundamentales para que pudiéramos llegar a esta instancia.

Extendemos también nuestro agradecimiento a la universidad pública y a todos los docentes que contribuyeron a nuestra formación. En especial, queremos reconocer a la cátedra de Trabajo Final de Ingeniería Química por la guía, el compromiso con el proceso académico y por impulsarnos a consolidar todo lo aprendido con responsabilidad y criterio.

Queremos dedicar un agradecimiento especial a los profesores que nos brindaron su tiempo en distintas consultas a lo largo del proyecto. Sus orientaciones, aclaraciones y comentarios fueron clave para resolver dudas específicas y avanzar con mayor solidez en cada etapa del trabajo

Finalmente, agradecemos a nuestros amigos, compañeros y a todas las personas que colaboraron directa o indirectamente en esta etapa. Cada aporte, intercambio o gesto de apoyo ayudó a que este proyecto pudiera concretarse.

Ceci, Coty, Juli y Lu.

RESUMEN EJECUTIVO GENERAL

El presente trabajo desarrolla el diseño integral de una planta de producción de urea granulada con capacidad de 1.300.000 *ton/año*, ubicada en el *Parque Industrial Ingeniero White*, en Bahía Blanca, el cual aborda su factibilidad técnica, económica, energética y ambiental. El proyecto se concibe en respuesta a la creciente demanda interna y regional de fertilizantes nitrogenados, motivada por la expansión sostenida de la producción agropecuaria y la necesidad estratégica de reducir la dependencia de importaciones. A partir de un estudio preliminar del mercado, las capacidades locales y la disponibilidad de gas natural como insumo estratégico, se determinó la factibilidad de implementar una planta orientada tanto al abastecimiento interno como a la exportación del excedente a Brasil.

A lo largo del trabajo se incorporó de manera transversal la dimensión ambiental, al reconocer su creciente relevancia a nivel mundial y su papel central en el desarrollo de nuevos proyectos industriales. La evaluación del proceso, la selección de la tecnología y el diseño de las operaciones unitarias se realizaron al considerar no solo criterios de eficiencia y seguridad, sino también principios de sostenibilidad, uso responsable de recursos y reducción de impactos.

En las etapas iniciales se analizan las principales tecnologías disponibles a nivel industrial, y mediante una evaluación comparativa se selecciona el proceso *Stamicarbon AVANCORE®*, que presenta el mejor equilibrio entre rendimiento global, eficiencia energética, simplicidad operacional, costos de operación, seguridad operativa y control de emisiones. A partir de ello, se definen las condiciones de operación, se establecen las corrientes del proceso y se desarrollan los balances de masa preliminares, que constituyen la base para la simulación y el dimensionamiento de equipos.

El proceso productivo se estructura en tres grandes bloques: síntesis, purificación y granulación. El diseño de la sección de síntesis se realiza mediante herramientas de simulación rigurosas, incorpora modelos termodinámicos acordes al sistema amoníaco-carbamato-urea y representa las etapas claves del proceso mediante reactores de equilibrio, tanques agitados continuos y unidades de intercambio térmico. Este enfoque permite determinar variables críticas, tales como número de etapas, requerimientos de energía, configuración óptima del reciclo y criterios de aislamiento térmico.

Se diseñó la sección de purificación al integrar las etapas de absorción, rectificación, condensación, evaporación al vacío y desorción-hidrólisis. Mediante herramientas de simulación y modelos computacionales, se dimensionaron los equipos clave, como absorbedores y evaporadores, al evaluar su desempeño frente a condiciones operativas desfavorables. Este sistema asegura tanto la recuperación de materias primas y la correcta disposición de efluentes, como la obtención de urea granulada con una pureza del 98% p/p, en cumplimiento con los estándares comerciales internacionales.

La etapa de granulación constituye la etapa final del proceso y resulta determinante para la calidad comercial de la urea. En este proyecto se selecciona la granulación por *prilling*, una tecnología ampliamente consolidada que permite obtener perlas esféricas con alta uniformidad, baja higroscopicidad y excelente comportamiento en almacenamiento y transporte. Se estudian en detalle los parámetros que gobiernan la formación de gotas como la temperatura de fusión, temperatura de solidificación, parámetros del aire y altura de la torre para una correcta solidificación. El diseño considera además el manejo de polvos, la recirculación de finos y la reducción de emisiones de amoníaco y partículas, para asegurar un producto de calidad grado fertilizante y cumplir con estándares ambientales internacionales.

En paralelo, se desarrolló la integración energética de la planta mediante análisis *Pinch*, lo que permitió definir el esquema óptimo de intercambio de calor y reducir la demanda de servicios auxiliares. La red seleccionada alcanza una recuperación térmica del 69,69%, con una reducción significativa en el consumo de vapor y agua de enfriamiento. Asimismo, se seleccionaron calderas, compresores, bombas, torres de enfriamiento, eyectores y equipos de transporte de sólidos, priorizando criterios de eficiencia,

disponibilidad comercial y seguridad operativa. Las redes de cañerías fueron diseñadas según normas ASME e IRAM, empleando materiales aptos para resistir condiciones corrosivas y de alta presión.

La inversión inicial se estimó en 305 millones de USD y los ingresos anuales en 624 millones de USD. Se determinó mediante los indicadores financieros que el proyecto es rentable, con una *Tasa Interna de Retorno (TIR)* de 42,38%. El análisis de sensibilidad identificó al precio del amoníaco y al precio de venta de la urea como las variables de mayor impacto, que permitieron definir estrategias de mitigación de riesgos y abastecimiento.

Finalmente, se diseñó e implementó un *Sistema de Gestión Ambiental* basado en ISO 14001:2015, orientado a controlar los aspectos ambientales significativos del proceso, gestionar emisiones gaseosas y efluentes líquidos, optimizar el uso de recursos y consolidar una cultura organizacional comprometida con la sostenibilidad. Se establecieron metas ambientales, procedimientos, un sistema documental digital y un plan de formación continua para el personal.

Los resultados demuestran que la instalación de la planta es técnica y económicamente viable, competitiva a nivel regional y alineada con los lineamientos de producción sustentable.

Índice

AGRADECIMIENTOS.....	1
RESUMEN EJECUTIVO GENERAL.....	2
CAPÍTULO 1: ESTUDIO PRELIMINAR.....	10
Resumen ejecutivo.....	10
Introducción.....	11
Objetivo del proyecto.....	11
Urea granulada.....	11
Estado de la industria.....	11
Ubicación de la planta.....	11
Descripción del producto, subproducto y materias primas.....	12
Materia prima.....	12
Amoníaco.....	12
Dióxido de carbono.....	14
Producto de interés - Urea.....	15
Subproductos.....	16
Proceso de obtención de urea granulada a partir de gas natural.....	17
Etapas del proceso.....	20
Pre tratamiento.....	20
Tratamiento.....	21
Post tratamiento.....	21
Concentración.....	21
Evaporación.....	21
Granulación.....	21
Datos macro.....	22
Análisis de mercado de la materia prima.....	23
Estudio de mercado global del gas natural.....	23
Estudio de mercado local del gas natural.....	25
Análisis de mercado de la urea.....	27
Estudio de la oferta de la Urea granulada en el mercado global y local.....	27
Estudio de la demanda de la Urea granulada en el mercado global y local.....	30
Premisas.....	32
Justificación preliminar del proyecto.....	33
Conclusión.....	33
Referencias.....	34
CAPÍTULO 2: ESTRUCTURA DE LA PLANTA Y BALANCES DE MASA.....	38
Resumen ejecutivo.....	38
Definición de la tecnología de proceso.....	39
Reacción química.....	40
Etapa 1: Síntesis de carbamato de amonio.....	40
Etapa 2: Conversión de carbamato en urea y agua.....	40
Condiciones de operación.....	41
Temperatura.....	42
Temperatura y largo del reactor.....	44
Tiempo.....	46
Relación molar.....	48
Presión.....	50

Etapas de tratamiento.....	51
Tratamiento materia prima.....	51
Tratamiento productos y subproductos.....	52
Diagrama de bloques de la planta.....	52
Reciclos materiales.....	52
Diagrama del proceso.....	52
Composiciones y caudales de las corrientes de proceso.....	53
Capacidad de la planta.....	53
Balances de masa.....	54
Conclusión.....	61
Referencias.....	62
CAPÍTULO 3: DISEÑO DEL SISTEMA DE REACCIÓN.....	66
Resumen ejecutivo.....	66
Introducción.....	67
Componentes.....	67
Modelo termodinámico.....	68
Reacciones químicas.....	70
Reacción 1: Formación de carbamato de amonio.....	70
Reacción 2: Formación de urea.....	71
Alimentación y reciclos.....	71
Dimensionamiento y configuración de equipos.....	72
Reactor de síntesis de urea.....	72
Análisis de volumen y número de etapas del reactor.....	73
Análisis de la multiplicidad de estados estacionarios.....	75
Reactor de equilibrio.....	75
Reactores TAC.....	75
Análisis del efecto de la temperatura.....	76
Análisis de la presión de operación.....	78
Perfiles de flujo.....	78
Perfil de temperatura.....	80
Condensador de carbamato.....	81
Stripper.....	83
Aislación.....	84
Reactor de urea.....	86
Condensador de carbamato.....	87
Stripper.....	87
Diagrama de flujo.....	88
Conclusión.....	90
Referencias.....	91
CAPÍTULO 4: DISEÑO DEL SISTEMA DE PURIFICACIÓN.....	94
Resumen ejecutivo.....	94
Introducción.....	95
Depurador de alta presión (SC - 01).....	95
Etapa de concentración.....	97
Absorbedor.....	98
Absorbedor de baja presión (A - 01).....	98
Absorbedor atmosférico (A - 02).....	99
Columna rectificadora (D - 01).....	100

Condensador.....	101
Condensador de carbamato LP (C - 02).....	101
Condensador de tanque flash (C - 03).....	102
Condensador de reflujo (C - 04).....	102
Separador flash (S - 01).....	103
Etapa de evaporación.....	104
Evaporador.....	104
Pre-evaporador (EV - 01).....	104
Evaporador (EV - 02).....	105
Etapa de desorción e hidrólisis.....	106
Desorbedor e hidrolizador (DH - 01).....	106
Etapa de granulación.....	107
Torre de prilling.....	107
Diámetro de la torre.....	109
Altura de la torre.....	110
Altura de solidificación.....	110
Altura de enfriamiento.....	112
Diagrama de flujo y balances de masa.....	113
Conclusión.....	118
Referencias.....	119
CAPÍTULO 5: EQUIPOS AUXILIARES E INTEGRACIÓN ENERGÉTICA.....	122
Resumen ejecutivo.....	122
Introducción.....	123
Análisis Pinch.....	123
Curvas compuestas.....	124
Diagrama de rejilla.....	127
Dimensionamiento de los intercambiadores.....	130
Equipos auxiliares.....	132
Compresores.....	133
Bombas.....	134
Selección de bombas.....	135
Bomba de amoniaco (B1).....	136
Bomba para los absorbedores (B2 y B3).....	137
Bomba de la etapa de granulación (B4).....	138
Bomba hacia el scrubber (B5).....	140
Bombas de alimentación para la torre de enfriamiento (B6 , B7 y B8).....	141
Eyectores.....	142
Eyector de la etapa de síntesis.....	142
Eyectores de la etapa de evaporación.....	143
Torre de enfriamiento.....	144
Caldera.....	146
Caldera con fluido térmico.....	147
Caldera con vapor de agua.....	149
Transporte de sólidos.....	150
Elevador de Cangilones.....	150
Cinta de transporte.....	153
Transporte de fluidos.....	154
Tuberías.....	155

Cálculo de consumo energético.....	156
Diagrama de flujo y balances de masa.....	157
Conclusión.....	162
Referencias.....	163
CAPÍTULO 6: ANÁLISIS ECONÓMICO.....	166
Resumen ejecutivo.....	166
Introducción.....	167
Costos de inversión (Capex).....	168
Inversión Fija Total (IFT).....	168
Costo de equipos (IE).....	170
Absorbedores.....	173
Método Towler & Sinnott.....	174
Software Matches.....	174
Correlación de Woods.....	175
Eyectores.....	175
Bombas.....	176
Etapas de síntesis y torre de prilling.....	176
Tanques de almacenamiento.....	177
Transporte de sólidos.....	177
Inversión en Capital de Trabajo (IW).....	179
Terreno.....	179
Costos operativos (Opex).....	182
Costos Variables.....	184
Costo de materia prima.....	185
Costos de envases.....	185
Costos de mano de obra directa.....	185
Determinación de las Horas Hombre (HH).....	185
Costo de supervisión.....	186
Costos de servicios.....	187
Costo de energía eléctrica.....	187
Costo del servicio de gas natural.....	188
Costos de mantenimiento.....	189
Costos de suministros.....	189
Costos de laboratorio.....	189
Costos de regalías y patentes.....	190
Costos Fijos.....	190
Costos de depreciación.....	191
Costos de impuestos.....	191
Costos de seguros.....	191
Costos de financiación.....	192
Costos de ventas y distribución.....	192
Costos de dirección y administración.....	192
Costos de investigación y desarrollo.....	193
Rentabilidad.....	193
Cuadro de fuentes y usos.....	194
Valor Presente (VP).....	196
Tiempo de repago (n).....	196
Tasa interna de retorno (TIR).....	197

Justificación de la inversión.....	197
Análisis de sensibilidad.....	197
Cronograma.....	200
Conclusión.....	202
Referencias.....	203
CAPÍTULO 7: SISTEMA DE GESTIÓN AMBIENTAL.....	206
Resumen ejecutivo.....	206
Introducción.....	207
Política ambiental.....	208
Ciclo de mejora continua PHVA en la gestión ambiental.....	209
Aspectos ambientales.....	210
Emisiones atmosféricas.....	210
Consumo de energía eléctrica.....	210
Efluentes líquidos.....	211
Residuos sólidos.....	211
Consumo de recursos naturales.....	212
Ruido y vibraciones.....	212
Cumplimiento legal.....	213
Objetivos y metas ambientales.....	213
Plan de acción.....	217
Reducción de emisiones atmosféricas.....	217
Mejora de la eficiencia energética.....	217
Optimización del consumo de recursos naturales.....	218
Gestión integral de efluentes líquidos.....	218
Reducción y valorización de residuos sólidos.....	218
Capacitación y fortalecimiento de la cultura ambiental.....	218
Desarrollo del sistema documental.....	219
Documentación de referencia.....	219
Documentos operativos y de control.....	220
Registros y evidencias.....	220
Control de operación.....	221
Evaluación del desempeño.....	222
Monitoreo y Medición.....	222
Auditorías Internas.....	222
Revisión por la Dirección.....	223
Comunicación externa.....	223
Capacitación y concientización.....	224
Conclusión.....	224
Referencias.....	225
CONCLUSIÓN DEL PROYECTO.....	227
ANEXOS.....	230
Anexo I.....	231
Anexo II.....	235



Universidad Nacional de Mar del Plata
Facultad de Ingeniería
Departamento de Ingeniería Química

**DISEÑO DE UNA PLANTA DE
PRODUCCIÓN
DE UREA GRANULADA**

CAPÍTULO 1

ESTUDIO PRELIMINAR



2025

Resumen ejecutivo

El objetivo del proyecto es analizar la factibilidad de instalar una nueva planta de producción de urea granulada, para abastecer el mercado interno y exportar el excedente a Brasil.

La urea granulada contiene la mayor concentración de nutrientes (46%p/p N_2) entre los fertilizantes nitrogenados disponibles en el mercado. Su versatilidad le permite ser utilizada en diversas industrias; tales como la agrícola, química, cosmética y farmacéutica, entre otras. Su producción puede llevarse a cabo mediante tres procesos principales: *Stamicarbon*, *Snamprogetti* y *Toyo*.

En Argentina y a nivel global, el crecimiento poblacional ha impulsado la demanda de fertilizantes nitrogenados, de los cuales la urea es el más solicitado debido a su bajo costo y sus beneficios en la regeneración de los nutrientes del suelo.

La planta operará con un suministro de gas natural, proveniente de Vaca Muerta, y obtendrá nitrógeno y agua desmineralizada, a través de su procesamiento en las plantas auxiliares. Las cantidades estimadas de materia prima necesarias para su funcionamiento ascienden a 912.500.000 m^3 /año de gas natural y nitrógeno; y 10.634.000 m^3 /año de agua desmineralizada.

Uno de los requisitos de este proyecto es ubicar la planta en el *Parque Industrial Ingeniero White*, en la localidad de Bahía Blanca, debido al suministro constante de gas natural; la infraestructura portuaria avanzada; las conexiones terrestres estratégicas y la demanda regional. Estos factores la convierten en una ubicación óptima para la instalación de una planta de producción de urea granulada.

De esta manera, se propone desarrollar una planta de producción de urea granulada que satisfaga la demanda del mercado interno y permita la exportación del excedente; y consolidarla como el principal competidor de la empresa *Profertil*.

Introducción

Objetivo del proyecto

El presente proyecto tiene por objetivo analizar la factibilidad de instalar una nueva planta de producción de urea granulada, a partir de gas natural, para abastecer el mercado interno y exportar el excedente a Brasil.

Urea granulada

La urea es un fertilizante de uso general, que posee la mayor concentración de nutrientes de todos los fertilizantes nitrogenados. Debido a su alta concentración de nitrógeno (46%p/p), promueve un crecimiento saludable de los cultivos y mejora la calidad del suelo. Además, ofrece una liberación controlada del nitrógeno a medida que los gránulos son disueltos en el suelo, de esta manera se obtiene un suministro constante de nutrientes durante un periodo prolongado.

A escala industrial, se produce mediante diversos procesos, entre los principales se destacan *Stamicarbon*, *Snamprogetti* y *Toyo*. Su uso es amplio en sectores como la agricultura, la ganadería, la industria cosmética y la farmacéutica. También, es una materia prima clave en la fabricación de resinas, adhesivos, revestimientos y otros productos químicos. Debido a su alta concentración de nitrógeno, es un componente esencial en la síntesis de compuestos nitrogenados.

Estado de la industria

La producción nacional de fertilizantes en Argentina tuvo un aumento significativo en la oferta local, debido a la puesta en marcha de la planta de urea granulada de *Profertil* en Bahía Blanca en 2001 (*Fertilizar*, 2021). Sin embargo, la demanda de fertilizantes ha crecido exponencialmente, lo que representó aproximadamente el 67% del consumo total en el período de 2016 - 2020. En este contexto, la urea se consolidó como el fertilizante nitrogenado más utilizado, al representar el 40% del total aplicado en 2020, con un mercado dominado por importaciones desde Egipto, Argelia y Omán (*BCR*, 2021).

A nivel global, la producción y comercialización de urea están sujetas a fluctuaciones en los costos del gas natural. La reciente escalada de precios del gas, especialmente en Rusia, uno de los mayores productores y exportadores de urea, ha derivado en un encarecimiento del fertilizante y restricciones a la exportación. Además, la política de China de priorizar su abastecimiento interno, ha reducido su participación en el mercado global, lo que provoca mayor escasez en el comercio internacional. Estos factores han generado un incremento del 70% en el precio de importación de la urea en Argentina en un solo año, y afectan la rentabilidad del sector agropecuario (*BCR*, 2021).

El uso de fertilizantes es crucial para garantizar la productividad agrícola y la seguridad alimentaria mundial, especialmente en un escenario de creciente demanda de alimentos (*BCR*, 2021). Si bien la producción nacional ha aumentado, la dependencia de las importaciones y la volatilidad del mercado internacional plantean desafíos estratégicos para el abastecimiento interno. En este sentido, resulta clave fortalecer la capacidad de producción local de urea granulada, diversificar las fuentes de importación y desarrollar políticas que amortigüen la exposición del país a las variaciones en los precios internacionales y las restricciones de suministro.

Ubicación de la planta

La instalación de una planta de producción de urea granulada en Bahía Blanca se justifica por una combinación de factores estratégicos, logísticos y de infraestructura, que optimizan tanto el abastecimiento de materias primas como la distribución del producto final.

En primer lugar, Bahía Blanca cuenta con un suministro constante de gas natural, insumo esencial para la producción de urea, gracias a su conexión con los gasoductos provenientes de Vaca Muerta y el sur del país. La empresa *Transportadora de Gas del Sur (TGS)*, ubicada en General Cerri, es una de las encargadas de abastecer de gas natural al parque industrial de Ingeniero White. En la *Figura 1.1* se observa un segmento del mapa de Argentina con los principales gasoductos de la zona.

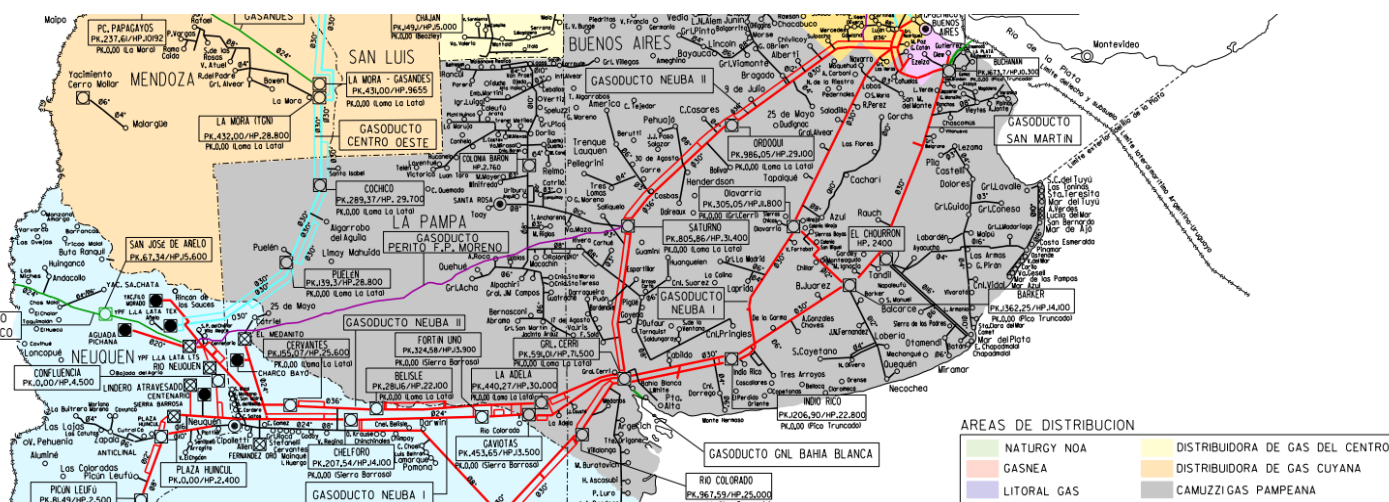


Figura 1.1. Gasoductos principales de la región cercana a Bahía Blanca.

Nota: En rojo se observa el gasoducto TGS que abastece de gas al parque industrial Ingeniero White. Imagen extraída de ENARGAS (Ente Nacional Regulador del Gas).

Además, el Puerto de Bahía Blanca ofrece ventajas logísticas que facilitan tanto la exportación como la distribución nacional de fertilizantes. Su modelo de puerto de aguas profundas, junto con su capacidad para manejar hidrocarburos, petroquímicos y carga general, lo posiciona como un centro estratégico para el comercio. La existencia de rutas terrestres que lo conectan con el sudeste bonaerense, Córdoba y Santa Fe permite el despacho eficiente de aproximadamente el 45% de los fertilizantes producidos en la región, y consolidan su papel en la industria agrícola.

Por otro lado, la planta tendría acceso a energía de alta tensión, lo cual garantizará un suministro confiable para su operación. La infraestructura existente, que incluye oleoductos, poliductos y nuevas inversiones en almacenamiento y transporte, refuerza la viabilidad del proyecto.

En síntesis, la combinación de suministro seguro de gas natural, infraestructura portuaria avanzada, conexiones terrestres estratégicas y demanda regional convierten a Bahía Blanca en el lugar ideal para la instalación de una planta de producción de urea granulada, de esta manera se asegura competitividad en el mercado y sostenibilidad a largo plazo.

Descripción del producto, subproducto y materias primas

Materia prima

Amoníaco

El amoníaco (NH_3), compuesto inorgánico formado por nitrógeno e hidrógeno, es un gas incoloro con un olor fuerte y característico. En la industria, se obtiene principalmente a partir del proceso de *Haber-Bosch*, que combina nitrógeno atmosférico e hidrógeno bajo condiciones de alta presión y temperatura en presencia de un catalizador. Se trata de un compuesto altamente soluble en agua, que forma soluciones alcalinas debido a la generación de iones amonio (NH_4^+).

Para su almacenamiento y transporte, el amoníaco puede encontrarse en estado gaseoso o líquido, este último cuando se mantiene a presiones moderadas o temperaturas bajas. Dado su carácter tóxico y corrosivo, su manipulación requiere medidas de seguridad adecuadas. En la *Tabla 1.1*, se tabulan sus propiedades fisicoquímicas.

Tabla 1.1. *Propiedades fisicoquímicas del amoníaco.*

Fórmula molecular	NH_3
Número de registro CAS	7664-41-7
Peso molecular [g/mol]	17,04
Densidad líquido [kg/m^3]	682
Densidad gas [kg/m^3]	0,723
Punto de fusión [°C]	-77,7
Punto de ebullición [°C]	-33,4
Presión crítica [atm]	114,5
Temperatura crítica [°C]	132
Presión de vapor a 20°C [atm]	0,513
Temperatura de autoignición [°C]	651
Composición [%p/p]	> 99,6

Nota: *Elaboración propia mediante datos obtenidos de la Base de Datos de Referencia Estándar del NIST Número 69 (Libro del Web de Química del National Institute of Standards and Technology) y la Ficha de Datos de Seguridad brindada por Profertil.*

En cuanto a sus principales usos y aplicaciones se destacan:

- Es un elemento fundamental para la producción de fertilizantes nitrogenados, libera nutrientes esenciales para el cultivo de plantas.
- Es un ingrediente en muchos productos de limpieza para diversas superficies.
- Se lo usa como un gas refrigerante y en equipos de aire acondicionado, debido a que puede absorber cantidades significativas del calor.
- Es usado como un elemento fundamental en la fabricación de productos como plásticos, explosivos, telas, pesticidas y tinturas.
- Se utiliza en el tratamiento de aguas por su capacidad para eliminar eficazmente las impurezas y contaminantes de las fuentes hídricas.

La síntesis industrial del amoníaco se obtiene exclusivamente por el método *Haber Bosch*. El proceso consiste en la reacción directa entre el nitrógeno y el hidrógeno gaseosos (*Ecuación 1.1*):



Debido a la estequiometría de la reacción, y por el principio de *Le Châtelier*, se predice que la formación de NH_3 se verá favorecida cuando se trabaje a presiones elevadas. Debido a que es una reacción exotérmica, a valores elevados de temperatura se obtienen cantidades relativamente bajas de amoníaco; esto se debe a que la constante de equilibrio disminuye con el incremento de la temperatura.

Estas consideraciones indican que el rendimiento máximo de amoníaco se alcanzaría si la reacción se desarrollara a la menor temperatura posible. No obstante, a temperaturas inferiores a 300 °C, donde el rendimiento sería elevado, la velocidad de reacción es demasiado lenta para su aplicación en un proceso industrial. Por esta razón, en la producción a escala industrial se emplea un catalizador de

hierro, el cual permite que la reacción se lleve a cabo a una velocidad elevada en un rango de temperaturas comprendido entre 400 y 530 °C.

Dióxido de carbono

El dióxido de carbono (CO_2) es un gas incoloro e inodoro en condiciones normales. En la industria, se obtiene a partir de procesos de combustión, fermentación y de la síntesis de productos químicos. Es ampliamente utilizado en la industria de bebidas carbonatadas, en la producción de urea y en la industria alimentaria para el enfriamiento y conservación de alimentos. Además, se emplea en procesos de captura y almacenamiento de carbono para reducir emisiones industriales.

A presiones elevadas y temperaturas moderadas, el CO_2 se encuentra en estado supercrítico, siendo un solvente eficaz en la extracción de compuestos orgánicos. En la *Tabla 1.2*, se tabulan sus propiedades fisicoquímicas.

Tabla 1.2. Propiedades fisicoquímicas del dióxido de carbono.

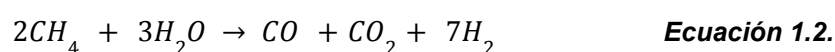
Fórmula molecular	CO_2
Número de registro CAS	124-38-9
Peso molecular [g/mol]	44,01
Densidad [kg/m^3]	298
Punto de fusión [°C]	-56,6
Punto de ebullición [°C]	-78,4
Presión crítica [atm]	72,83
Temperatura crítica [°C]	31
Presión de vapor a 20°C [atm]	56,45

Nota: Elaboración propia mediante datos obtenidos de la Base de Datos de Referencia Estándar del NIST Número 69 (Libro del Web de Química del National Institute of Standards and Technology).

En cuanto a sus principales usos y aplicaciones se destacan:

- Es utilizado en la industria alimenticia para carbonatar bebidas y evitar el crecimiento de bacterias y hongos, particularmente en cervezas, gaseosas y vinos.
- En la industria química, se utiliza en grandes cantidades como materia prima para la producción de metanol y urea.

La obtención del CO_2 , como materia prima para producir urea, se da a partir del metano (CH_4) que proviene del gas natural. Inicialmente, el CH_4 reacciona con el vapor de agua, en dos etapas de reformado catalítico con vapor (*Ecuación 1.2*), para obtener el gas de síntesis:



Posteriormente, el monóxido de carbono (CO) obtenido se somete a una reacción de desplazamiento de gas de agua (*Ecuación 1.3*), catalizada por hierro y cobre:



El CO_2 generado debe ser separado y purificado para su uso en la producción de urea. Por último, en la *Tabla 1.3* se tabulan las especificaciones de calidad que debe cumplir el gas natural que se utiliza en este proceso.

Tabla 1.3. Especificaciones de calidad de gas natural en condiciones básicas

Parámetro	Condición básica	Referencia de control
Dióxido de carbono [%molar]	2	ASTM D1945 / GPA 2261 / IRAM-IAPG A 6862
Total de inertes ($CO_2 + N_2$) [%molar]	4	ASTM D1945 / GPA 2261 / ISO 6976 / IRAM-IAPG A 6862
Oxígeno [%molar]	0,2	ASTM D1945 / GPA 2261 / IRAM-IAPG A 6862
Vapor de agua [mg/m^3]	65	ASTM D1142 / IRAM-IAPG A 6856 / ISO 6327
Sulfuro de hidrógeno [mg/m^3]	3	GPA 2377 / IRAM-IAPG A 6860 / IRAM-IAPG A 6861
Azufre [mg/m^3]	15	GPA 2377 IRAM-IAPG A 6860 / IRAM-IAPG A 6861
Punto de rocío de hidrocarburo a 5500 kPa [°C]	< -4	GPA 2286/ IRAM-IAPG A 6864 y Ecuación de Estado
Poder calorífico superior [MJ/m^3]	37,04 - 42,70	GPA 2172 / ISO 6976 / IRAM-IAPG A 6854 / ASTM D3588
Índice de Wobbe [MJ/m^3]	47,30 - 52,20	ISO 6976 / IRAM-IAPG A 6854
Temperatura máxima [°C]	50	-

Nota: De “Especificaciones de calidad para el transporte y la distribución de gas natural y otros gases análogos”. ENARGAS (Ente Nacional Regulador del Gas). 2019. Pág 20. [NAG - 602].

Producto de interés - Urea

La urea ($CO(NH_2)_2$) es un compuesto orgánico formado por carbono, nitrógeno, oxígeno e hidrógeno. Se presenta como un sólido blanco y cristalino, altamente soluble en agua. Se produce de manera natural en los organismos vivos como resultado del metabolismo de las proteínas, específicamente en el hígado, a través del ciclo de la urea, siendo esencial para la eliminación de los desechos nitrogenados del cuerpo. En el ámbito industrial, la urea se sintetiza a partir de la reacción entre amoníaco y dióxido de carbono, bajo condiciones de alta presión y temperatura, formándose carbamato de amonio como producto intermedio y el cual se deshidrata obteniéndose urea y agua.

Es uno de los fertilizantes nitrogenados más utilizados a nivel mundial, debido a su alta concentración de nitrógeno (46%p/p). Este fertilizante es especialmente eficaz para promover el crecimiento de las plantas, ya que el nitrógeno es un nutriente esencial en la síntesis de proteínas y otros compuestos vitales para el desarrollo vegetal. La urea se utiliza en una amplia gama de cultivos, incluidos cereales, hortalizas y plantas de alto rendimiento como el maíz, que requieren grandes cantidades de nitrógeno para obtener rendimientos óptimos. Su alta solubilidad en agua permite una rápida absorción por las raíces, lo que favorece un inicio de crecimiento rápido.

La forma granular facilita su aplicación tanto en campo abierto como en sistemas automatizados de fertilización. Además, presenta una mejor estabilidad frente a la humedad en comparación con otras formas de fertilizantes nitrogenados, lo que reduce las pérdidas por volatilización de amoníaco. Puede ser mezclada con otros fertilizantes para proporcionar una nutrición balanceada a las plantas,

adaptándose a diferentes condiciones agrícolas y de suelo. En la *Tabla 1.4*, se tabulan sus propiedades fisicoquímicas.

Tabla 1.4. *Propiedades fisicoquímicas de la urea.*

Fórmula molecular	$CO(NH_2)_2$
Número de registro CAS	57-13-6
Peso molecular [g/mol]	60,06
Densidad [kg/m^3]	1320
Punto de fusión [°C]	133
Granulometría [mm]	2 - 4
Composición de N_2 [%p/p]	46
Solubilidad	Alta

Nota: *Elaboración propia mediante datos obtenidos de la Base de Datos de Referencia Estándar del NIST Número 69 (Libro del Web de Química del National Institute of Standards and Technology) y la Ficha de Datos de Seguridad brindada por Profertil.*

Además, tiene los siguientes usos y aplicaciones:

- En la industria química, se utiliza en la fabricación de resinas de urea-formaldehído, que son fundamentales en la producción de adhesivos, espumas y materiales de construcción como paneles de madera contrachapada.
- Se emplea en productos para el cuidado de la piel porque posee propiedades humectantes y exfoliantes, lo que contribuye a mantener la hidratación de la piel y a eliminar células muertas de la epidermis.
- Es un componente esencial en los sistemas de reducción de emisiones de los vehículos diésel, como en la tecnología SCR (Reducción Catalítica Selectiva). En estos sistemas la urea se usa para convertir los óxidos de nitrógeno (NO_x), presentes en los gases de escape, en nitrógeno y agua, lo que contribuye a reducir la contaminación atmosférica.

Subproductos

A continuación, se presentan los subproductos potenciales derivados de las reacciones químicas involucradas en la síntesis de urea granulada. Cabe destacar que estos compuestos se generan principalmente por la descomposición de la urea bajo condiciones de operación determinadas, tales como altas temperaturas y tiempos de reacción prolongados.

Además, se describen brevemente las características principales de cada subproducto, junto con sus usos y aplicaciones en la industria. No se realizará un análisis de mercado de los mismos, dado que estos compuestos no poseen una demanda comercial significativa. En los capítulos siguientes, se abordarán estrategias para minimizar su formación, ya que para el cumplimiento de las especificaciones de calidad se requiere mantener su concentración en niveles mínimos. En la *Tabla 1.5*, se tabulan las propiedades fisicoquímicas de los subproductos.

Biuret ($NH_2CONHCONH_2$): es un sólido blanco, cristalino, soluble en agua y estable a temperatura ambiente. Se forma a partir de la condensación de dos moléculas de urea, con la pérdida de una molécula de amoníaco. Este compuesto es un subproducto de la degradación térmica de la urea, y su formación tiene lugar bajo condiciones de operación específicas, como alta concentración de urea, baja concentración de carbamato y temperaturas elevadas.

En la industria de los fertilizantes, es considerado indeseable debido a sus efectos negativos sobre la absorción de nitrógeno. En concentraciones elevadas, interfiere con la eficiencia de la urea como fuente de nitrógeno para las plantas, ya que es considerado un fitotóxico que inhibe los procesos bioquímicos de crecimiento tanto vegetal como microbiano. Su presencia interfiere en procesos enzimáticos y hormonales. Por esta razón, la concentración de biuret en la urea debe mantenerse por debajo del 0,5%p/p, lo cual se logra mediante el uso de un exceso de amoníaco durante la síntesis de urea.

Debido a su estructura química, puede reaccionar con compuestos que contienen iones cúpricos, lo que permite su utilización en la prueba de biuret, una técnica bioquímica ampliamente empleada para medir proteínas en soluciones biológicas. Esta reacción es fundamental en el diagnóstico y seguimiento de diversas condiciones médicas relacionadas con la función renal y hepática.

Triuret $((H_2NCONH)_2CO)$: es un subproducto sólido, blanco e inodoro, en condiciones de temperatura elevadas, se produce en pequeñas cantidades a partir del biuret. Su presencia en fertilizantes afecta la solubilidad y disponibilidad del nitrógeno en los cultivos.

Ácido cianúrico $(C_3H_3N_3O_3)$: es un compuesto cíclico, sólido cristalino y blanco, derivado de la descomposición de la urea. En la industria se utiliza para la formación de resinas epóxicas, derivados clorados, detergentes, antioxidantes, pesticidas, limpiadores industriales, entre otros. Su obtención a partir de la síntesis de urea es el método más tradicional y económico.

Tabla 1.5. Propiedades fisicoquímicas de los subproductos.

Compuesto	Biuret	Triuret	Ácido cianúrico
Fórmula	$NH_2CONHCONH_2$	$(H_2NCONH)_2CO$	$C_3H_3N_3O_3$
Número de registro CAS	108-19-0	556-99-0	108-80-5
Peso molecular [g/mol]	103,08	146,11	129,07
Densidad [kg/m^3]	1467	1547	2500
Punto de fusión a 1 atm [°C]	188	-	-13,32
Punto de ebullición a 1 atm [°C]	-	-	25,7
Solubilidad en agua	Soluble	Ligeramente soluble	Soluble
Seguridad	Combustible Irritante Corrosivo Tóxico	Tóxico Corrosivo	Tóxico Inflamable Cancerígeno Mutagénico Inflamable Venenoso

Nota: Elaboración propia mediante datos obtenidos de la Base de Datos de Referencia Estándar del NIST Número 69 (Libro del Web de Química del National Institute of Standards and Technology) y fichas de seguridad.

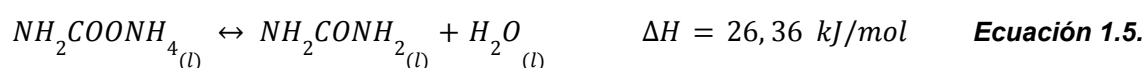
Proceso de obtención de urea granulada a partir de gas natural

La urea (NH_2CONH_2) se produce a escala industrial mediante la reacción entre amoníaco y dióxido de carbono a alta presión (13 - 30 MPa) y alta temperatura (170 - 200 °C). El proceso inicia con la obtención de dióxido de carbono a partir de gas natural, mediante una reacción conocida como reformado (*Ecuación 1.2*) y el posterior desplazamiento de monóxido de carbono (*Ecuación 1.3*). Este es un método para obtener hidrógeno a partir de hidrocarburos, demanda una cantidad considerable de energía y requiere de la eliminación previa de las posibles impurezas que tenga el gas, especialmente el azufre, ya que interfiere con la acción de los catalizadores.

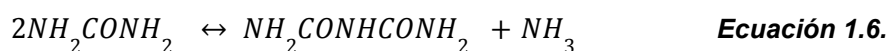
A su vez se procesa el nitrógeno proveniente del aire con el hidrógeno, generado en la reacción anterior, para obtener el amoníaco (*Ecuación 1.1*). Luego, el amoníaco y el dióxido de carbono reaccionan rápida y exotérmicamente para formar carbamato de amonio, un intermediario de reacción (*Ecuación 1.4*).



La velocidad a la que se forma el carbamato de amonio es mucho mayor a la velocidad a la que se forma la urea, por lo que se acumula carbamato. La conversión de carbamato en urea está en el orden de 70%, es decir, que de cada 100 kg de carbamato que se forman, sólo 70 kg pasan a urea (*Universidad José Antonio Palés, 2016*). Debido a que es altamente corrosivo, es necesario recircularlo para degradar lo que no se convierte en urea de nuevo en amoníaco y dióxido de carbono, para luego volver a formarlo (*Ecuación 1.5*).



En caso de no tener un buen control de temperatura, se produce la degradación térmica de la urea, lo que conlleva a la formación de un subproducto no deseado, conocido como biuret (*Ecuación 1.6*).



Existen diferentes tipos de procesos para producir urea en las plantas comerciales, dentro de los principales se encuentran *Stamicarbon*, *Snamprogetti* y *Toyo*. En la *Tabla 1.6* se presenta una comparación de estos procesos, junto con sus principales características. Luego, en las *Figuras 1.2; 1.3* y *1.4* se observan los diagramas de flujo para cada uno de los respectivos procesos.

Tabla 1.6. Comparación de los principales procesos de producción de urea granulada.

Características	<i>Stamicarbon</i>	<i>Snamprogetti</i>	<i>Toyo</i>
Empresa desarrolladora	<i>Stamicarbon</i>	<i>Saipem</i>	<i>Toyo Engineering Corporation</i>
Diseño	Reactor de alta presión con reciclado total	Reactor de alta presión con reciclado parcial	Reactor con recirculación
Presión de síntesis [bar]	140 - 200	140 - 200	150 - 300
Temperatura de síntesis [°C]	175 - 185	186 - 189	170 - 200
Separación de NH_3 y CO_2	Mediante condensación y absorción	Separación eficiente de agua y gases no condensables	Sistema de condensación
Característica del reactor	Recubrimiento de acero inoxidable	Recubrimiento con aleaciones resistentes a la corrosión	Recubrimiento con aleaciones resistentes a la corrosión
Descomposición del carbamato de amonio	Recuperación en dos etapas de alta eficiencia	Separación y reciclaje interno de NH_3 y CO_2	Conversión eficiente
Ventajas	Bajos costos de mantenimiento y alta eficiencia de reciclado	Mayor eficiencia energética	Eficiente recuperación de calor y menor consumo energético
Desventajas	Mayor complejidad en la etapa de reciclado	Requiere mayor tiempo de residencia en el reactor	Mayor control en la eliminación del agua

Nota: Elaboración propia a partir de datos recopilados de múltiples fuentes.

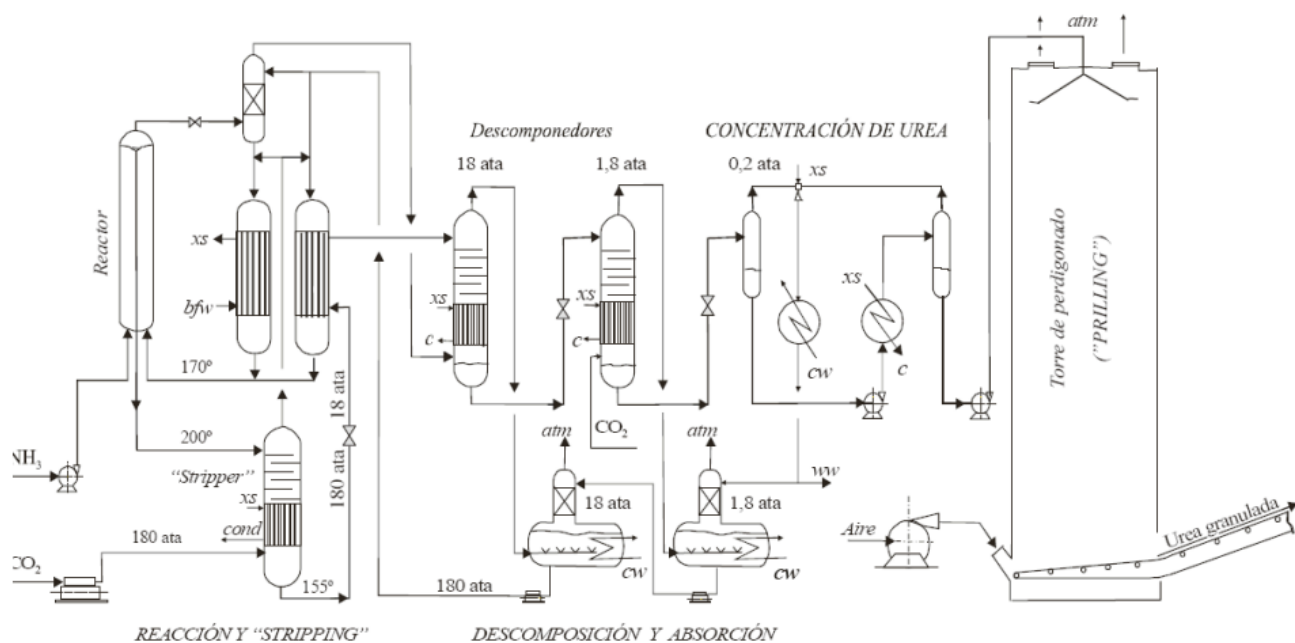


Figura 1.2. Diagrama de flujo del proceso Stamicarbon.

Nota: Imagen extraída de Tecnología Química Industrial.

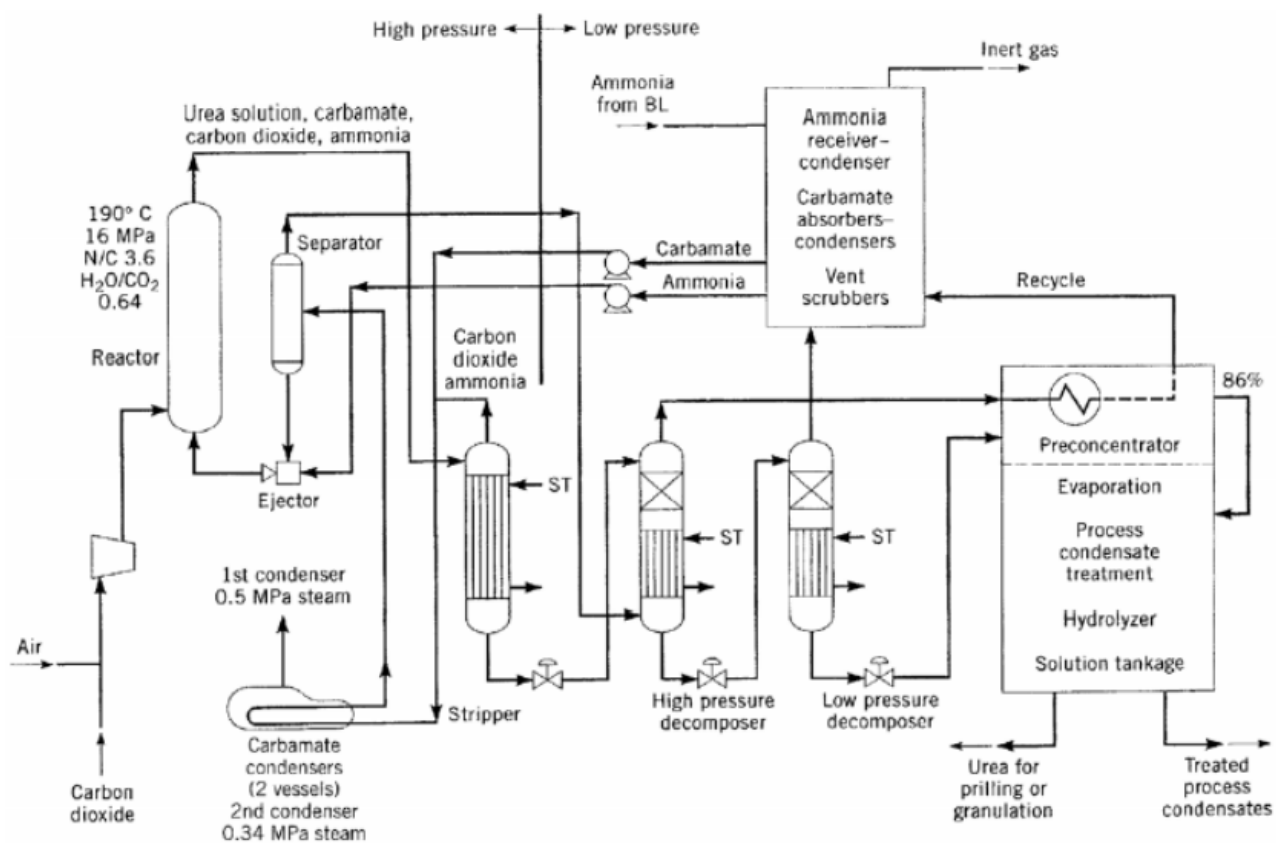


Figura 1.3. Diagrama de flujo del proceso Snamprogetti.

Nota: Imagen extraída de Tecnología Química Industrial.

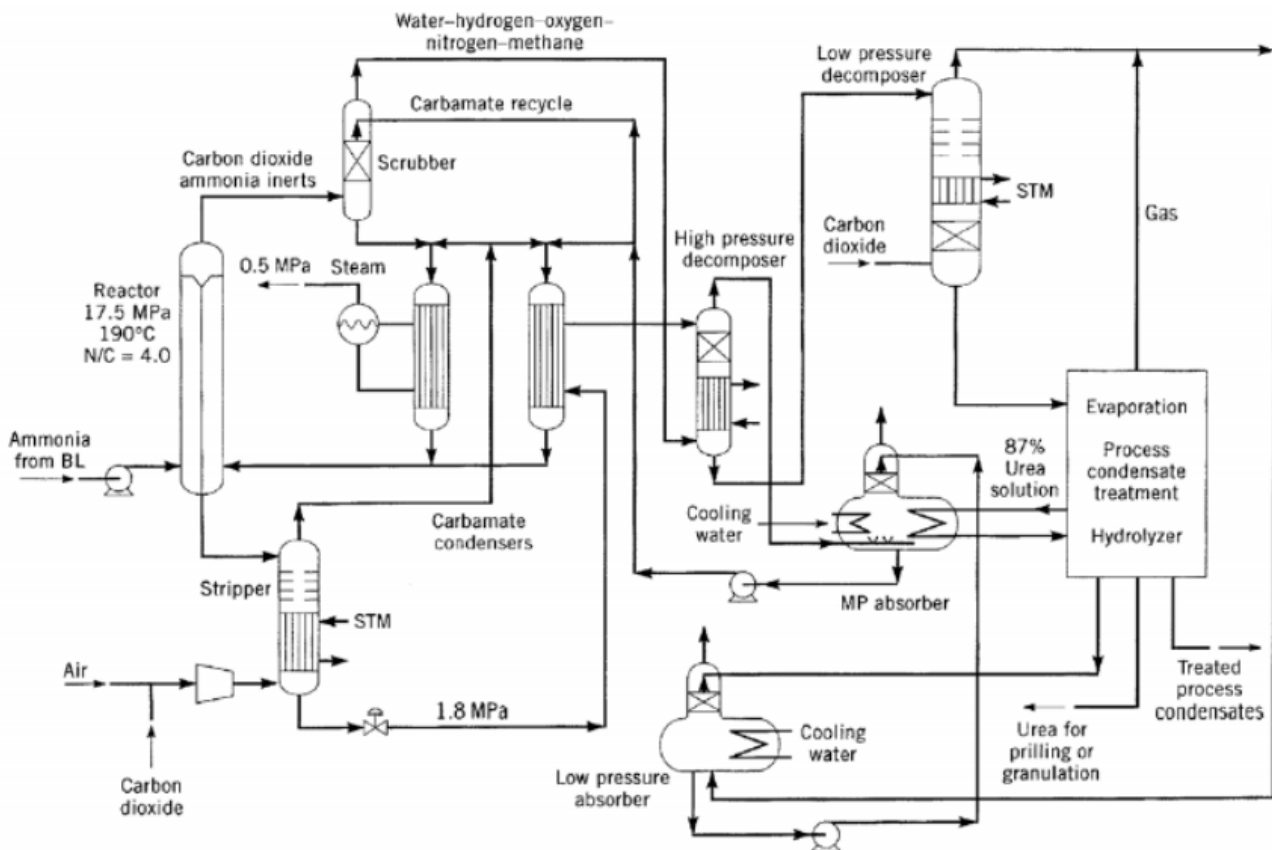


Figura 1.4. Diagrama de flujo del proceso Toyo.

Nota: Imagen extraída de Tecnología Química Industrial.

Etapas del proceso

Pre tratamiento

El suministro de agua provendrá del mar, que deberá someterse previamente a un proceso de desalinización para cumplir con los requisitos de calidad del sistema. El agua captada se conducirá a la planta de tratamiento, donde pasará por etapas de filtración y ósmosis inversa para remover sales disueltas y sólidos en suspensión. Una vez desalinizada, una fracción se enviará a las torres de enfriamiento para su recirculación en el sistema, mientras que otra será desmineralizada para su utilización en la generación de vapor y en los servicios auxiliares que requieren agua de alta pureza.

Como primera aproximación, se considera viable esta fuente hídrica debido a la disponibilidad continua del recurso y a la tecnología de los sistemas de desalinización para aplicaciones industriales a gran escala. Además, permite independizar el proceso de fuentes de agua dulce y asegurar un suministro estable para la operación.

Por otro lado, como ya se mencionó anteriormente, el gas natural debe ser tratado antes de ingresar a la etapa de reformado, lo que implica la remoción de impurezas como gotas de aceite, partículas de polvo y compuestos de azufre. Este último es especialmente crítico, ya que su presencia puede afectar el desempeño de los catalizadores empleados en la conversión del gas.

Paralelamente, el efluente líquido generado en la planta es tratado de acuerdo con los parámetros establecidos por la *Resolución 336/03 de la Autoridad del Agua de la Provincia de Buenos Aires*, para asegurar que su disposición en el estuario cumpla con los estándares ambientales vigentes.

Tratamiento

Debido a que la conversión del carbamato de amonio es del orden del 70% debe reciclarse continuamente para lograr su transformación completa. Además, al ser altamente corrosivo, se lo degrada nuevamente en NH_3 y CO_2 , que luego son recombinados en el proceso.

La descomposición del carbamato de amonio se logra de dos formas:

- Al disminuir la presión y temperatura se desplaza el equilibrio hacia los reactivos. Luego, la mezcla gaseosa se vuelve a comprimir lo que provoca su recombinación. Si hay amoníaco en exceso, este se separa en forma gaseosa de la solución de carbamato. Para disminuir los costos totales de la recompresión, esta se realiza en dos etapas.
- Mediante el *stripping* del amoníaco o del dióxido de carbono: se desplaza la reacción hacia productos. Al bajar la presión parcial del reactivo, el sistema evoluciona hacia su equilibrio y degrada el carbamato. Esta forma tiene la ventaja de poder hacerse a la presión de síntesis, lo que reduce el costo de recompresión.

Post tratamiento

Concentración

La corriente de urea y agua obtenida en la etapa de descomposición, con aproximadamente un 70% de urea, es concentrada al 80% en un concentrador de vacío mediante la aplicación de calor con vapor de agua. Esta solución, denominada *Urea de Síntesis*, es posteriormente bombeada a la unidad de evaporación. A través de procesos de separación adicionales, se alcanza una concentración de aproximadamente el 98%, condición necesaria para la granulación.

Evaporación

La corriente concentrada de urea pasa a dos etapas de evaporación para reducir su contenido de agua. En la primera etapa, la concentración de urea alcanza el 95%. En la segunda etapa, bajo condiciones de vacío, se logra una concentración del 98%, lo que permite la evaporación del agua sin descomponer térmicamente el producto. Como resultado, se obtiene urea fundida con menos del 1,7% de agua, lista para la etapa de solidificación en la etapa de granulación.

Granulación

La urea fundida es bombeada a la parte superior de una torre de *prilling*, donde un canasto giratorio perforado genera una lluvia de gotas de urea que se solidifican durante su caída libre. La circulación de aire en contracorriente facilita su enfriamiento y permite obtener perlas de 2 a 4 mm de diámetro. El proceso de granulación incluye equipos auxiliares como molinos, zarandas y enfriadores, que aseguran la calidad del producto final.

Datos macro

A partir de la reacción de formación de la síntesis de urea (*Ecuaciones 1.1, 1.2, 1.3, 1.4 y 1.5*) se determinaron las cantidades preliminares de materias primas necesarias para el proceso de producción. En la *Tabla 1.7* se tabulan las cantidades requeridas para un volumen de producción de urea de 1.300.000 ton/año.

Tabla 1.7. Cantidades preliminares de materias primas.

Materia prima	Cantidad requerida
Gas natural [m^3 /año]	912.500.000
Nitrógeno [m^3 /año]	912.500.000
Agua desmineralizada [m^3 /año]	10.634.000

NOTA: Elaboración propia mediante datos obtenidos del “Reporte de Sostenibilidad 2023” (Profertil, 2023) www.profertil.com.

Además, se deben tener en cuenta las siguientes consideraciones de los valores reportados en la *Tabla 1.7*:

- La estimación realizada del consumo de gas natural abarca no solo la cantidad utilizada como materia prima, sino también el requerido para la generación de energía y otros procesos auxiliares dentro de la instalación
- El requerimiento de nitrógeno se determinó mediante un balance estequiométrico, lo que implica que el valor obtenido representa una sobrestimación
- La relación estequiométrica entre N_2 y NH_3 es 1:2 por lo que, se requerirán 1.825.000.000 m^3 /año de NH_3
- El requerimiento de agua se estimó con base en el indicador de consumo de agua por tonelada de urea producida en la planta de Profertil durante el año 2021. No se realizó una discriminación de los porcentajes de recuperación de agua provenientes de distintos procesos, tales como la purga de la torre de enfriamiento, los contralavados y la purga de la torre de urea. La selección del año 2021 como referencia se fundamentó en que dicho período presentó el mayor consumo de agua de los tres años reportados. En 2023, la planta experimentó una parada programada, lo que alteró significativamente el consumo de agua, mientras que en 2022 se reportó un porcentaje de recuperación del 12%. Con el objetivo de adoptar un criterio conservador, se decidió emplear el indicador de 2021 con un porcentaje de recuperación del 9%

En cuanto a los servicios requeridos, se estima, a partir del *Reporte de Sostenibilidad de 2023*, que la cantidad de energía eléctrica total requerida será de 1.087.744 GJ/año (Profertil, 2023). En este caso, se utilizó el indicador del año 2022 debido a que la producción anual de urea granulada fue de 1.4 MMton/año, siendo este valor superior a la capacidad de producción de la planta a diseñar (1.3 MMton/año). Nuevamente, se descarta el valor de 2023 debido a que se realizó una parada de planta, lo que redujo significativamente el consumo de energía.

Se debe tener en cuenta que en esta etapa de estudio, no es posible estimar con precisión los consumos energéticos de la planta, ya que aún no se han definido los equipos específicos ni las condiciones operativas del proceso. Además de la energía eléctrica, se puede anticipar que los principales suministros necesarios incluirán: vapor de agua, combustible, aire comprimido, entre otros.

Análisis de mercado de la materia prima

Estudio de mercado global del gas natural

El mercado global de gas natural desempeña un papel fundamental en la industria energética mundial, consolidándose como un combustible de transición hacia una economía más sostenible. En 2023, su valor de mercado alcanzó los 1.127,09 mil millones de dólares, y se proyecta un crecimiento a una tasa compuesta anual (CAGR) del 7,6%, con expectativas de llegar a 2.179,06 mil millones de dólares en 2032. El cuál está impulsado por la creciente demanda de energía, el desarrollo de infraestructuras de gas natural licuado (GNL) y las políticas globales de reducción de emisiones de carbono.

El gas natural se consolida como un combustible de transición debido a su menor impacto ambiental en comparación con otros combustibles fósiles. Además, la creciente infraestructura de GNL y el desarrollo de energías renovables, refuerzan su importancia. La estabilidad en la producción mundial de gas en 2023, con un leve crecimiento del 0,7%, evidencia un mercado en proceso de adaptación a nuevas condiciones geopolíticas y demanda global.

El mercado enfrenta retos y oportunidades derivados de la volatilidad de precios y los cambios en la estructura de oferta y demanda. La reducción de exportaciones de gas ruso a Europa ha reconfigurado las dinámicas comerciales, que genera una mayor competencia por el GNL. Se prevé que el suministro global aumente un 2,3% en 2025 y 2026, con un protagonismo creciente de Medio Oriente y América del Norte. En este contexto, el gas de Vaca Muerta emerge como una opción estratégica para abastecer el mercado regional y global. En la *Figura 1.5* se observan los precios del gas natural en el período de enero de 2021 a octubre de 2024 en EE.UU. y Europa.

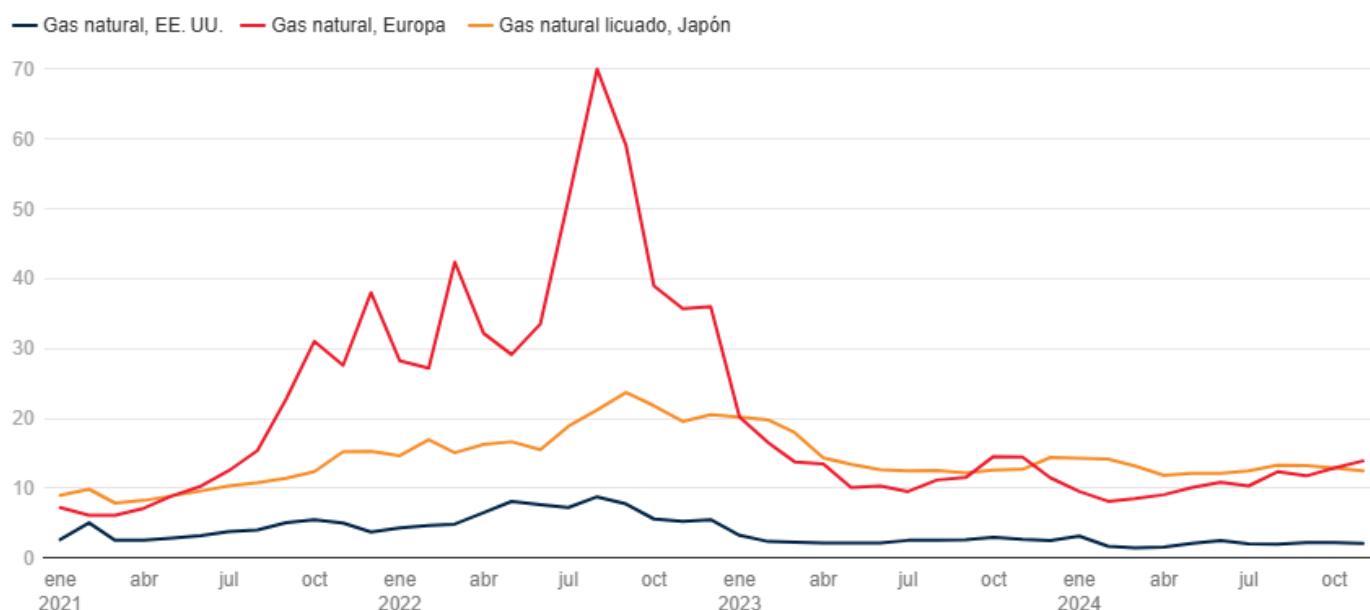


Figura 1.5. Precios del gas natural en USD/MMBTU.

Nota: En el caso de los datos mensuales, la última observación corresponde a noviembre de 2024. Fuentes: Bloomberg y Banco Mundial.

Se espera que el consumo mundial de gas natural en 2024-2026 retorne a los niveles previos a la pandemia (*Figura 1.6*), impulsado por Asia-Pacífico, Medio Oriente y Eurasia. Mientras la demanda en Europa y América del Norte se estanca, la creciente competencia por el GNL entre Europa y Asia podría generar un aumento en los precios.

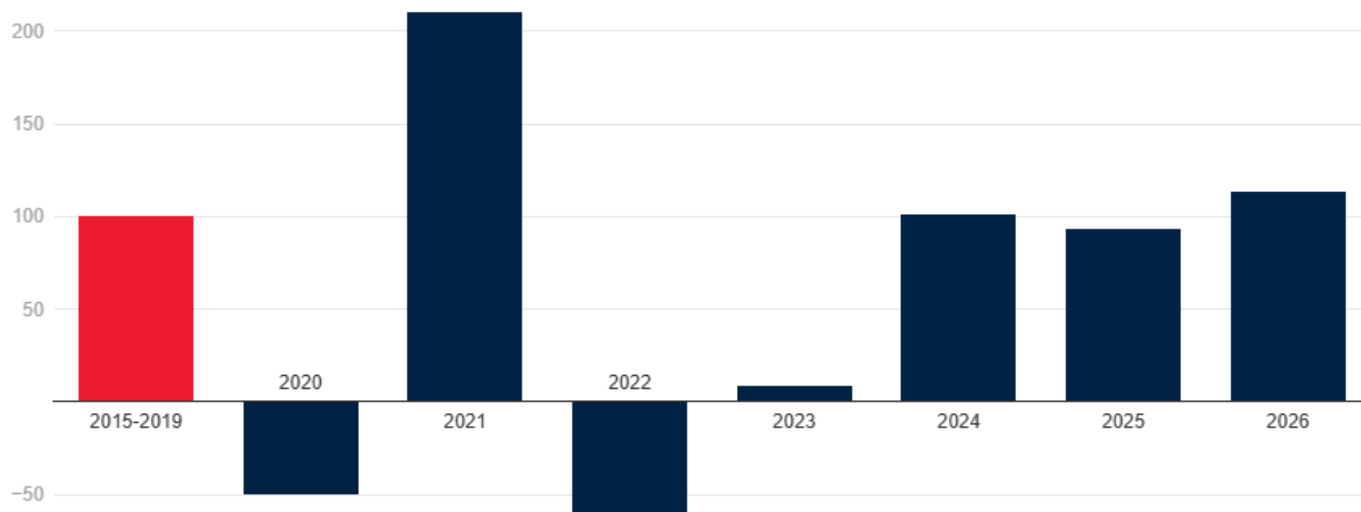


Figura 1.6. Cambios en la demanda de gas natural.

Nota: La demanda está en unidades de Miles de millones de metros cúbicos. Fuente: Agencia Internacional de Energía (AIE) y Banco Mundial.

Se prevé que la escasez de gas natural persista en 2025 y 2026, pese a un aumento de la oferta global. En 2026, Medio Oriente y América del Norte aportarán el 60% del suministro adicional. Europa enfrenta un posible déficit si no se renueva el acuerdo de tránsito de gas ruso por Ucrania, lo que la obligaría a buscar más GNL de otros proveedores.

El gas de Vaca Muerta es un recurso estratégico para Argentina, tanto para su economía como para su mercado interno. La producción local busca sustituir importaciones mediante el desarrollo de infraestructura, al reducir costos y fortalecer el abastecimiento nacional. Actualmente, el gas boliviano se paga 8 USD/MMBTU, el de la cuenca neuquina se mantiene en 3 USD/MMBTU, posicionándolo como una opción competitiva a nivel regional. Sin embargo, pese a que Argentina tiene uno de los precios más bajos del mundo, el costo en boca de pozo (3,50 USD/MMBTU) sigue siendo superior al promedio del Henry Hub en EE.UU. (2,04 USD/MMBTU), lo que limita su competitividad en el mercado de GNL.

Para mejorar su acceso a mercados internacionales, Argentina trabaja en la expansión de su infraestructura gasífera, con proyectos clave como el Gasoducto Norte y la ampliación del Gasoducto Presidente Néstor Kirchner. Estas obras permitirán conectar Vaca Muerta con Brasil, un mercado estratégico ante el declive de Bolivia, que en la última década ha reducido sus exportaciones de gas a Brasil en más del 50%. Además, se analizan otras alternativas de integración regional, como la adecuación del sistema boliviano, la ruta bioceánica por Paraguay y la conexión Uruguayana-Porto Alegre. Sin embargo, Bolivia enfrenta problemas políticos y comerciales que afectan su viabilidad como proveedor confiable.

El contexto global también plantea desafíos para la exportación argentina. Si bien la demanda mundial de GNL crecerá un 35% hacia 2030, la oferta lo hará en un 48%, lo que generará un excedente de 55 millones de toneladas anuales (MTPA) después de 2028. Esta sobreoferta presionará los precios y podría intensificar la competencia en el mercado, de esta manera los valores spot serán más atractivos que los contratos a largo plazo. Para Argentina, esto representa una oportunidad y un desafío, deberá optimizar costos y consolidar acuerdos comerciales para garantizar su participación en el mercado internacional.

Otro factor determinante es la concentración del sector. Actualmente, la renta del gas de Vaca Muerta está en manos de siete actores principales (YPF, CGC, Vista, Bidas, Pluspetrol, Total y Shell), que operan con escasa transparencia en términos de competencia. Para que Argentina pueda posicionarse como exportador, el precio PIST debería reducirse en un 60%, de manera de tener una mayor competitividad frente a productores de GNL como EE.UU. y los países árabes. Sin estas reformas, el gas argentino enfrentará serias dificultades para insertarse en el mercado global en condiciones favorables.

Estudio de mercado local del gas natural

El mercado del gas natural en Argentina se encuentra en constante evolución y es influenciado por factores productivos, climáticos y económicos. En los últimos años, la producción nacional ha mostrado un crecimiento significativo, en diciembre se obtuvo de 2024 un pico de 124 millones de metros cúbicos diarios, un 9% más que en diciembre de 2023. Estos avances se deben al desarrollo del gas no convencional, con Vaca Muerta que representa el 50,1% de la producción nacional de gas.

El consumo de gas natural en mayo de 2023 fue de 118,9 millones de metros cúbicos diarios, con una disminución del 3,35% en comparación con el mismo mes del año anterior, como se observa en la *Figura 1.7*. Esta caída se suma a la tendencia observada desde 2016 - 2019, período en el que el consumo disminuyó un 7,49%. Sin embargo, en 2023 el consumo industrial mostró un repunte del 7,71% interanual, el cual alcanzó su valor más alto en la serie histórica (ENARGAS, 2023).

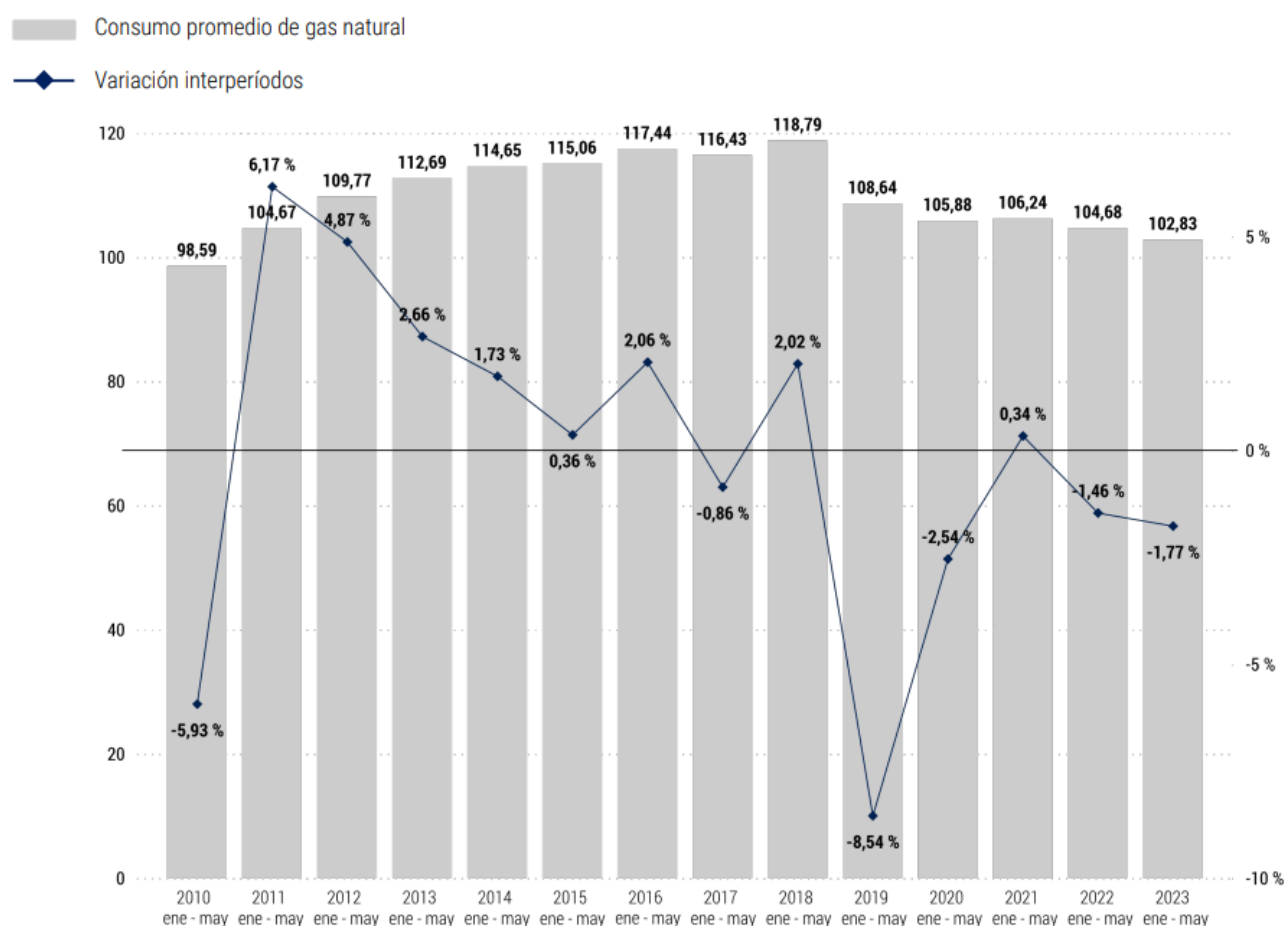


Figura 1.7. Consumo de gas natural en Argentina desde enero 2010 a mayo 2023.

Nota: Las unidades están en millones de m³/día. Imagen extraída de ENARGAS (Ente Nacional Regulador del Gas).

El consumo total de gas no siempre se encuentra influenciado por el nivel de actividad económica, según datos del *Instituto Nacional de Estadística y Censos (INDEC)*, durante el mes de mayo 2023, el *Estimador Mensual de la Actividad Económica (EMAE)* registró una baja del 5,51% respecto al mismo período 2022. En la *Figura 1.8*, puede observarse cómo la pandemia (COVID19) afectó sensiblemente a ambas variables.

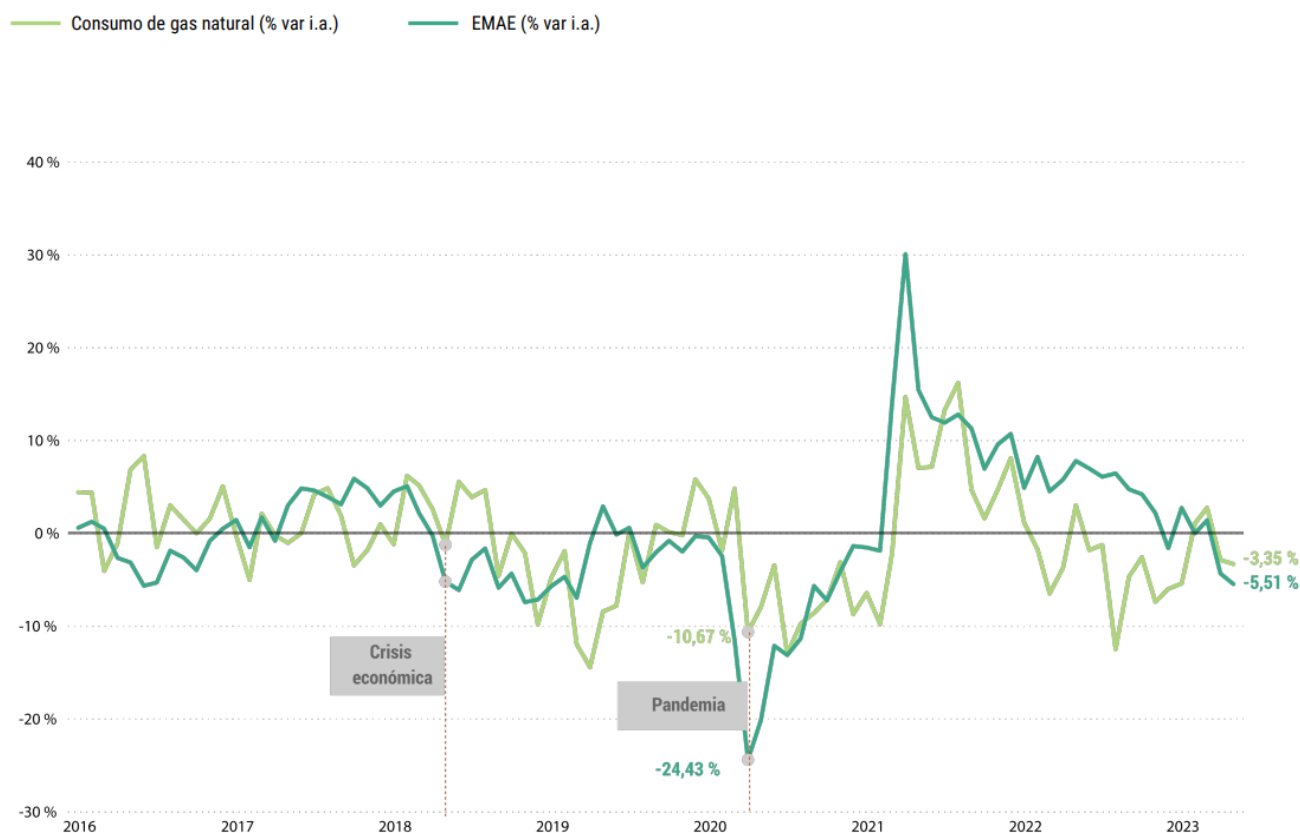


Figura 1.8. Estimador Mensual de la Actividad Económica (EMAE) y consumo de gas natural en Argentina. Variación interanual. 2016 - 2023

Nota: Las unidades están en millones de m^3 /día. Imagen extraída de ENARGAS (Ente Nacional Regulador del Gas).

El saldo comercial del gas natural en Argentina ha estado marcado por un déficit estructural, donde el volumen importado supera al exportado. No obstante, a partir de 2018, las exportaciones han mostrado un incremento sostenido debido a la caída del consumo interno y a las inversiones en infraestructura para la exportación de gas licuado. Entre octubre de 2022 y abril de 2023, se registraron saldos comerciales positivos en el sector.

En términos de precios, el gas producido en Argentina tuvo un costo promedio de 3,5 USD por millón de BTU en octubre de 2024. Durante 2024, el precio promedio del gas fue de 4,77 USD, con el 90% del suministro proveniente de producción local. Para 2025, se proyecta una reducción del precio promedio a 4,10 USD por millón de BTU debido a la disminución de importaciones.

La producción bruta de gas para el período enero-mayo 2023 fue de 130,24 millones de m^3 /día, y se registró un incremento interanual del 0,74%. Por otro lado, en mayo de 2023 se obtuvo una baja interanual del 0,82%, de un total de 134,93 millones de m^3 /día. Por último, como se puede observar en la *Figura 1.9*, entre 2016 - 2019 se registra un aumento en la producción de gas natural del 8,61%, equivalente a 10,49 millones de m^3 /día.

Producción de gas natural en millones de m³/día de 9.300 kcal.

Variación interperiodos

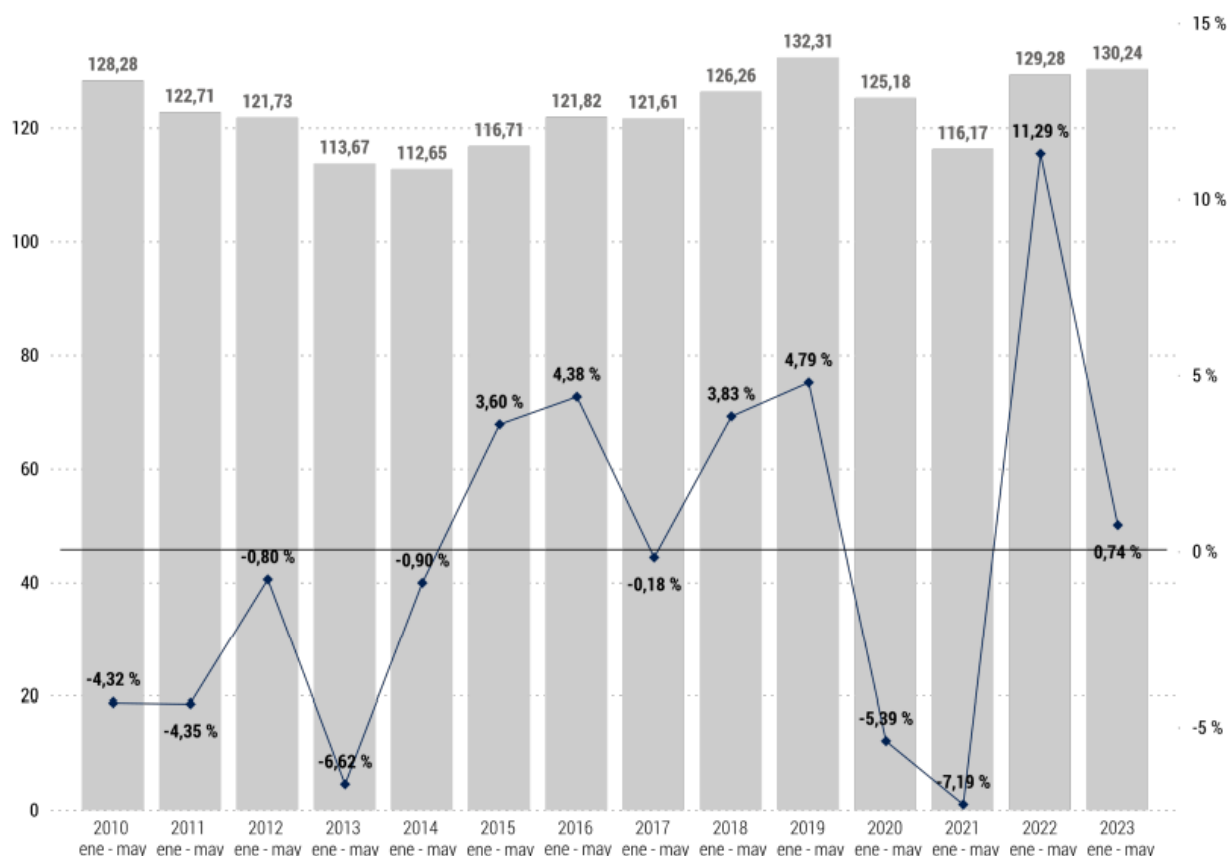


Figura 1.9. Producción bruta de gas natural en Argentina desde enero 2010 a mayo 2023.

Nota: Las unidades están en millones de m³/día. Imagen extraída de ENARGAS (Ente Nacional Regulador del Gas).

En octubre de 2024, la producción total de gas natural en Argentina alcanzó los 133 MMm³/día. Vaca Muerta aportó el 50% del gas producido el cual fue de 70 MMm³/día. Al comparar los valores de producción de gas natural de 2024 con los requerimientos totales del proceso de producción, se observa que la demanda fue satisfecha. Por ello, se espera que en el año actual la cantidad requerida continúe cubriéndose.

Por último, se llevó a cabo exclusivamente un estudio de mercado del gas natural, debido a que se considera que la planta dispone de una unidad de tratamiento de agua y una planta de producción de amoníaco.

Análisis de mercado de la urea

Estudio de la oferta de la Urea granulada en el mercado global y local

El mercado global de urea representó un valor de 136,93 mil millones de dólares en 2024 y se espera que crezca a 139,71 mil millones de dólares en 2025. Se proyecta que para 2034 supere los 167,41 mil millones de dólares, lo que representa una tasa de crecimiento anual compuesta (CAGR) de 2,03% entre 2024 y 2034, véase *Figura 1.10*. Asia Pacífico ha sido la región con mayor participación en los ingresos del mercado en 2023, con un dominio claro en el sector de fertilizantes, el cual capturó la mayor parte del mercado. En cuanto a aplicaciones, el segmento agrícola representó más del 75% de los ingresos globales en 2023, lo que demuestra la relevancia de la urea en la producción de alimentos.

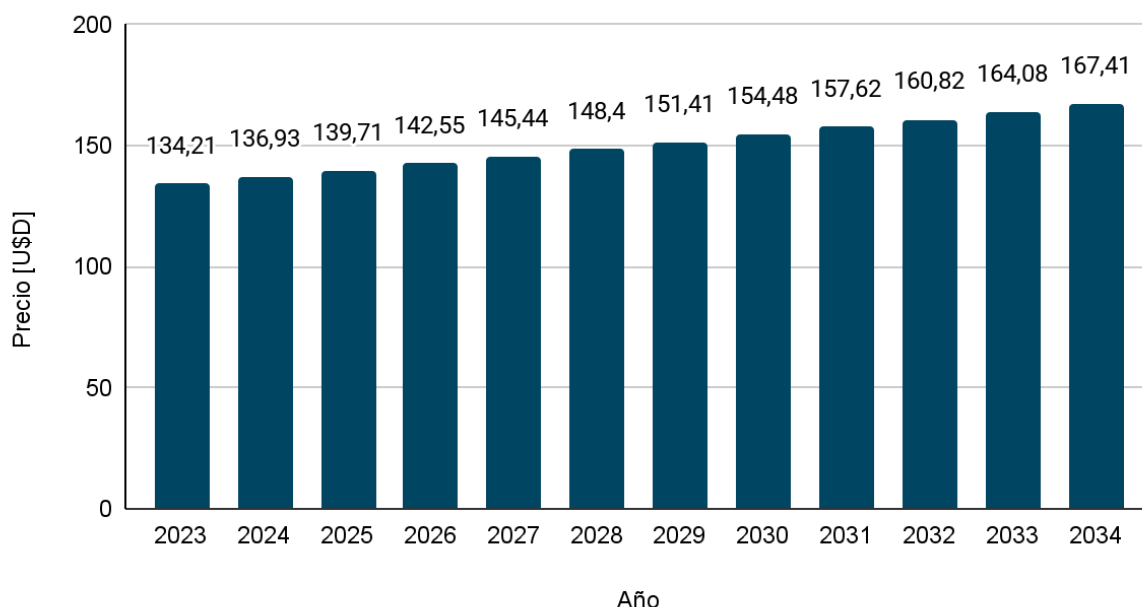


Figura 1.10. Tamaño del mercado de la Urea de 2023 a 2034.

Nota: Elaboración propia, donde el precio está en billones de dólares.

La producción mundial de urea se concentra principalmente en tres países: China, Estados Unidos y Canadá, véase *Figura 1.11*, los cuales generan más del 60% del total de fertilizantes en el mundo. Un cuarto de la urea mundial se produce en China, que además es un importante consumidor, véase *Figura 1.12*, y el segundo exportador mundial de este fertilizante. La producción y distribución de urea han estado sujetas a variaciones debido a restricciones comerciales y fluctuaciones en los precios de sus componentes principales.

Sin embargo, en los últimos años, la industria se ha visto afectada por la guerra en Ucrania, la crisis energética y las sanciones impuestas a Rusia y Bielorrusia, principales exportadores de urea. Estas restricciones han generado interrupciones en la cadena de suministro global.

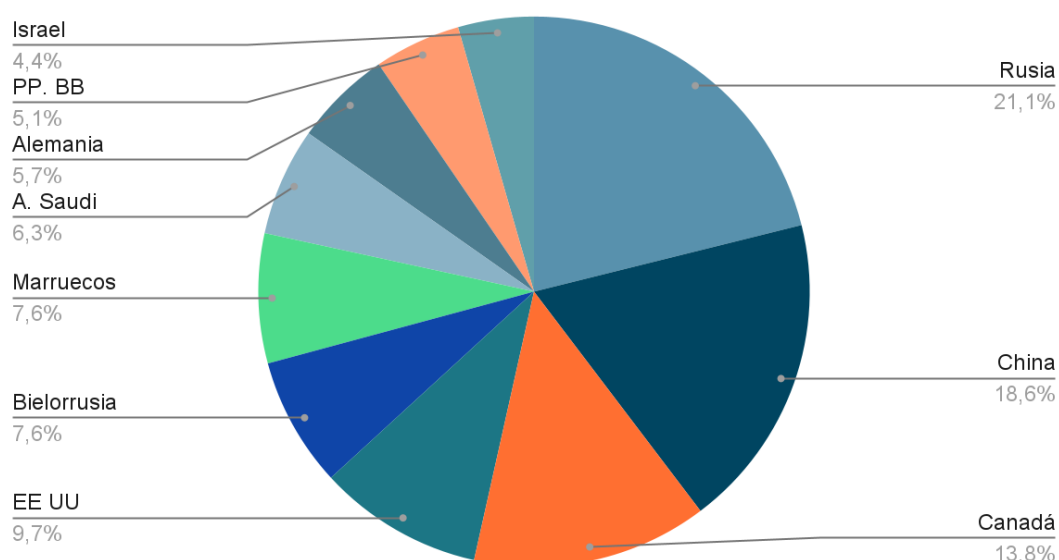


Figura 1.11. Principales exportadores de Urea granulada.

Nota: Elaboración propia a partir de datos recopilados de múltiples fuentes.

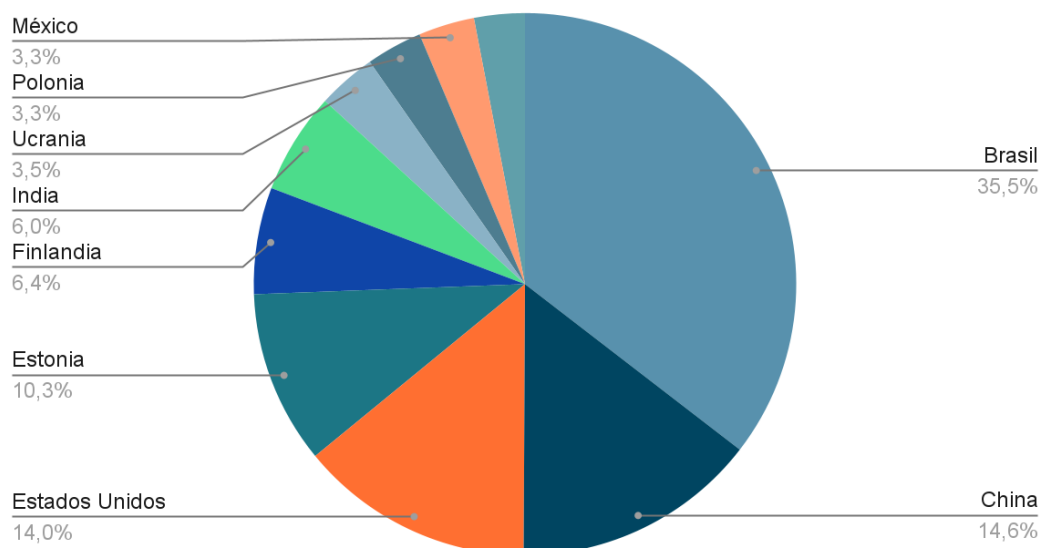


Figura 1.12. Principales importadores de Urea granulada.

Nota: Elaboración propia a partir de datos recopilados de múltiples fuentes.

Algunas de las empresas productoras a nivel internacional y local son:

Profertil: Es una empresa argentina ubicada en Bahía Blanca con más de 20 años de experiencia en el sector. Está conformada en partes iguales por Nutrien Inc. y YPF SA. En septiembre de 2000 inauguró una planta de producción de amoníaco y urea granulada, que abastece por completo el mercado interno argentino, al satisfacer una demanda anual de 750.000 toneladas de urea granulada.

Pequiven: Es una empresa estatal venezolana con participación de capital privado, fundada en 1958. Utiliza el petróleo y el gas natural como materias primas para producir productos químicos, los cuales se dividen en cinco grandes categorías: plásticos, fibras sintéticas, cauchos sintéticos, detergentes y fertilizantes nitrogenados. En 2014, aumentó su producción de urea granulada en un 40% para cubrir la demanda del mercado nacional y exportar a Brasil, así como a los países de la región, como los miembros del Alba y Petrocaribe.

Grupo Acron: Es una empresa rusa dedicada a la producción y comercialización de fertilizantes minerales, materiales industriales y a la minería. Es un productor global de fertilizantes minerales complejos como NPK, así como de fertilizantes nitrogenados, como la urea, el nitrato de amonio y el nitrato de urea-amonio. Sus principales mercados incluyen Rusia, Brasil, Europa y Estados Unidos.

CF Industries Holdings: Es una empresa estadounidense que se especializa en la fabricación y distribución de fertilizantes, amoníaco, urea, nitrato de amonio y otros productos nitrogenados. Se encuentra entre los principales productores de amoníaco del mundo y es un destacado fabricante y distribuidor de fertilizantes agrícolas en los Estados Unidos.

Industria Química Hubei Yihua Co., Ltd: Es una empresa estatal china especializada en la fabricación y comercialización de productos químicos y fertilizantes. Es uno de los principales fabricantes de urea en China, conocida por producir urea de alta calidad, utilizada tanto en aplicaciones agrícolas como industriales.

Fertilizantes Koch, LLC: Es una de las principales compañías a nivel mundial en la producción y distribución de fertilizantes, que contribuye a la agricultura y aplicaciones industriales en todo el mundo. Este conglomerado multinacional estadounidense, con sede en Wichita, Kansas, es la segunda empresa privada más grande de Estados Unidos.

Coromandel International Limited: Es una de las principales empresas de la India en la producción y venta de fertilizantes, pesticidas y nutrientes especiales. Es un proveedor destacado de soluciones agrícolas en el país.

SABIC: Es la cuarta empresa química más diversificada del mundo y uno de los líderes globales en la producción de productos químicos, fertilizantes, plásticos avanzados y metales. Su sede se encuentra en Riad, Arabia Saudita.

Compañía de Fertilizantes de Qatar: Es una empresa dedicada a la producción y suministro de amoníaco y urea tanto en Qatar como en mercados internacionales.

EuroChem: Es una multinacional suiza dedicada a la producción de fertilizantes y otros productos para la nutrición de cultivos. El grupo EuroChem cuenta con instalaciones de fabricación, logística y distribución en Rusia, Bélgica, Lituania, Brasil, China, Kazajistán, Estonia, Alemania y Estados Unidos.

Yara International ASA: Es una empresa química noruega que produce y distribuye fertilizantes minerales nitrogenados y productos industriales relacionados. Se posiciona como líder mundial en la producción y venta de fertilizantes y productos industriales asociados.

La crisis energética tiene un impacto significativo en el precio de la urea granulada, ya que esta industria depende en gran medida de los precios de los componentes básicos necesarios para su producción, como el gas natural, el dióxido de carbono y el amoníaco. En marzo de 2023, el precio de la urea alcanzó un máximo histórico debido a estos factores. Actualmente, el precio promedio global por tonelada de urea granulada es de aproximadamente 350 USD/ton, equivalentes a 322 €/ton.

En contraste, en Argentina, los precios mayoristas no han reflejado completamente la dinámica del mercado global, debido a que los valores locales no acompañaron el alza internacional de los últimos meses; asciende de 271 USD/ton en septiembre de 2020 a 460 USD/ton en el mismo mes de 2021, y refleja un aumento del 70% en dólares. No obstante, algunos importadores ya ajustaron sus referencias a valores de 600 USD/ton, asociados a los costos de reposición.

Las políticas gubernamentales y los subsidios desempeñan un papel clave en la producción y comercialización de urea en Argentina, al facilitar las actividades de importación y exportación. En 2021, la producción de urea en el país se estimó en aproximadamente 806.678 toneladas. Sin embargo, los precios de los fertilizantes nitrogenados en el mercado mayorista argentino no han reflejado completamente la dinámica del mercado global.

El mercado de la urea en Argentina enfrenta un contexto internacional complejo, caracterizado por una creciente dependencia de las importaciones de fertilizantes y la fluctuación de los costos de producción. A pesar de estos desafíos, el sector desempeña un papel fundamental en la industria agrícola del país, con expectativas de crecimiento sostenido en los próximos años.

Estudio de la demanda de la Urea granulada en el mercado global y local

La creciente demanda de alimentos a nivel mundial ha generado una transformación en la industria agrícola, impulsada por factores como el crecimiento demográfico, los cambios en las preferencias dietéticas y la urbanización acelerada. En este contexto, la utilización de fertilizantes nitrogenados, desempeña un papel fundamental en la optimización del rendimiento de los cultivos y en la sostenibilidad de la producción agrícola.

El mercado global de la urea ha experimentado una evolución significativa en los últimos años, impulsado por la creciente demanda en el sector agrícola y los cambios en las dinámicas económicas y regulatorias de diversas regiones. En 2023, Asia Pacífico lideró la cuota de mercado con un 36,25%, equivalente a una valoración de 50.830 millones de dólares. Este liderazgo se debe principalmente a la

alta demanda en países como China e India, ambos con economías agrícolas expansivas y políticas gubernamentales que fomentan el uso de fertilizantes nitrogenados.

En China, el gobierno ha implementado una serie de incentivos para estimular el uso de urea, que incluyen subsidios para su adquisición y programas educativos destinados a optimizar su aplicación en los cultivos. Estas medidas han favorecido un crecimiento constante en la demanda del fertilizante, y consolidan la posición de Asia Pacífico como el mercado más relevante a nivel mundial.

Por otro lado, América del Norte presenta una tendencia de crecimiento acelerado, con una tasa proyectada del 4,24% entre 2024 y 2031. En Canadá, las inversiones gubernamentales en investigación y desarrollo agrícola han incentivado el uso de fertilizantes eficientes, de esta manera promueven el uso de la urea como parte de las estrategias de optimización agrícola.

En Europa, la regulación ambiental ha desempeñado un papel determinante en la configuración del mercado de la urea. A su vez, Ucrania moderniza su sector agrícola, y promueve el uso de fertilizantes más eficientes para mejorar la productividad en el contexto de un mercado en transformación.

El mercado de la urea también se ha visto afectado por fluctuaciones en los precios de la energía, especialmente en la Unión Europea, cuya dependencia del gas importado de Rusia ha generado importantes desafíos en la producción y abastecimiento del fertilizante. Rusia ha experimentado un incremento en los precios del gas, lo que ha encarecido su producción y ha llevado al gobierno ruso a imponer restricciones en la exportación de fertilizantes para priorizar el abastecimiento interno.

Como consecuencia de esta situación, la demanda de urea en la Unión Europea no ha logrado cubrirse completamente con la producción local, lo que ha generado una creciente necesidad de importaciones desde el norte de África. Egipto y Argelia han emergido como proveedores clave para el bloque europeo, al elevar significativamente sus precios de exportación y afectar la dinámica del mercado global de fertilizantes.

Por otro parte, el mercado de la urea en Sudamérica se distingue por la expansión de sus actividades agrícolas y la progresiva implementación de tecnologías modernas en el sector. Brasil y Argentina lideran la demanda regional debido a la importancia de sus cultivos extensivos, como la soja y el maíz, que requieren fertilizantes nitrogenados para optimizar la productividad. Brasil, como el mayor productor agrícola de Sudamérica, domina el mercado de la urea con un consumo elevado, mientras que Argentina ha mostrado un crecimiento acelerado en los últimos años.

En términos de consumo, la urea representó el 40% del total de fertilizantes aplicados en Argentina en el último año. Si se consideran otros fertilizantes nitrogenados, estos alcanzan el 56% del total de fertilizantes utilizados anualmente. La demanda de estos insumos se ha triplicado en las últimas dos décadas.

A pesar del crecimiento del mercado, Argentina enfrenta desafíos relacionados con la dependencia de importaciones y la volatilidad de los precios internacionales. Las estrategias de desarrollo de la producción local y la promoción de prácticas agrícolas sostenibles serán determinantes para garantizar la estabilidad y el crecimiento continuo del mercado de la urea en el país.

Premisas

A partir de la capacidad de la planta elegida en 1.3 *Mton/año*, se estima que el proceso requerirá aproximadamente 912.500.000 $m^3/año$ de gas natural y nitrógeno; y 10.634.000 $m^3/año$ de agua desmineralizada, con un precio de venta inicial del producto de 480 *USD/ton*, lo que posiciona a la planta en competencia directa con empresas líderes del sector, como *Profertil*.

En cuanto a las características del proceso de producción de urea granulada, queda pendiente determinar, en capítulos posteriores, el método específico para su obtención. Sin embargo, todos los procesos considerados tienen como base la reacción química entre dióxido de carbono y amoníaco. En la *Figura 1.13* se presenta el diagrama de bloques del proceso, que proporciona una visión general de su configuración preliminar.

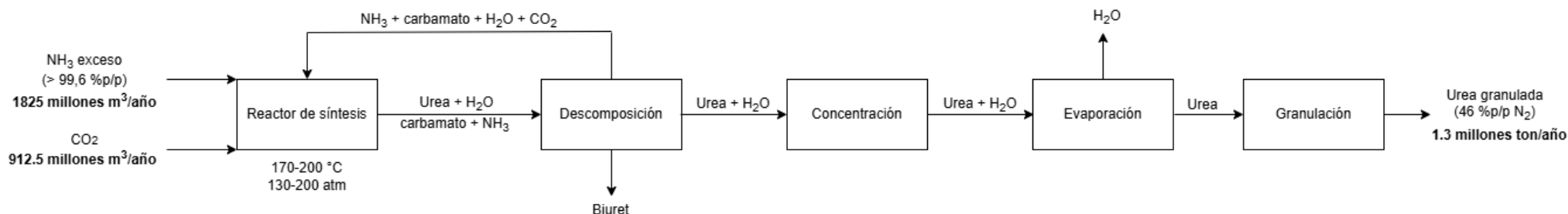


Figura 1.13. Diagrama de bloques del proceso.

Nota: Elaboración propia a partir de diagramas recopilados de múltiples fuentes.

La elección de Bahía Blanca como ubicación estratégica, se justifica en su acceso privilegiado a los gasoductos provenientes de Vaca Muerta a través de la *Transportadora de Gas del Sur (TGS)*, en General Cerri, que aseguran un suministro constante de gas natural, insumo clave en la producción de urea.

Desde una perspectiva logística, el puerto de Bahía Blanca ofrece capacidades avanzadas de exportación y distribución nacional, gracias a su modelo de puerto de aguas profundas y su especialización en el manejo de hidrocarburos, petroquímicos y carga general. Además, las rutas terrestres que conectan la región con las principales zonas agrícolas del país facilitan el despacho de fertilizantes al sudeste bonaerense, Córdoba y Santa Fe; lo que representa aproximadamente el 45% de la producción regional.

Justificación preliminar del proyecto

El mercado local y global de la urea granulada ha experimentado un crecimiento sostenido, debido al aumento demográfico que generó una mayor demanda alimentaria. Como resultado, se incrementó el consumo de fertilizantes nitrogenados, por sus propiedades regenerativas para los suelos.

El biuret es el principal subproducto derivado del proceso de síntesis de urea granulada. Dada su toxicidad, este compuesto y sus derivados carecen de un mercado específico. Por tal motivo, es primordial minimizar su formación, para cumplir con las especificaciones técnicas del producto de interés y reducir los costos asociados a los posteriores procesos de separación.

El presente proyecto tiene como principal objetivo instalar una nueva planta de producción de urea granulada, a partir de gas natural, para abastecer el mercado interno y exportar el excedente a Brasil.

Conclusión

El análisis desarrollado en este capítulo permitió establecer los fundamentos técnicos, productivos y estratégicos que justifican la instalación de una nueva planta de urea granulada en Bahía Blanca. Se caracterizaron en detalle las materias primas, el proceso de síntesis y las tecnologías de producción disponibles, junto con las condiciones logísticas y de infraestructura que hacen viable el proyecto. Se realizó un análisis de los procesos disponibles lo que permitirá la selección del método de producción más adecuado para su posterior desarrollo. Asimismo, el estudio del mercado de gas natural y de urea, tanto a nivel global como local, evidenció un contexto de demanda creciente, dependencia elevada de importaciones y oportunidades competitivas para incrementar la producción nacional. En conjunto, estos resultados confirman la pertinencia de avanzar en las etapas posteriores del diseño, orientadas a evaluar en profundidad las alternativas de proceso, los requerimientos operativos y la factibilidad integral de la propuesta.

Referencias

Agencia de Noticias Bahía Blanca. (2023, 30 de junio). *Profertil: el 100% de la demanda en Bahía Blanca será con energía eléctrica renovable*. Recuperado el [27 de marzo de 2025], de www.agabahia.com

Ammonia Gas. (2024, 2 de julio). *Liquor ammonia in water treatment processes*. Recuperado el [17 de marzo de 2025], de www.ammoniagas.com

Argentina.gob.ar. (2023, 4 de diciembre). *Argentina tuvo un año histórico en la producción de hidrocarburos*. Recuperado el [21 de marzo de 2025], de www.argentina.gob

Argenports. (2024, 6 de diciembre). *El puerto de Bahía Blanca trabaja en al menos cuatro o cinco grandes inversiones*. Recuperado el [21 de marzo de 2025], de www.argenports.com

Atlas Copco. (s.f.). *Carbon dioxide uses*. Recuperado el [18 de marzo de 2025], de www.atlascopco.com

BBC Mundo. (2021). *Noticia sobre la urea*. Recuperado el [19 de marzo de 2025], de www.bbc.com

Bolsa de Comercio de Rosario. (2019, 24 de mayo). *Vaca Muerta: un análisis económico*. Recuperado el [21 de marzo de 2025], de www.brc.com

Bolsa de Comercio de Rosario. (2021, 12 de noviembre). *¿Qué está pasando con la urea?*. Recuperado el [17 de marzo de 2025], de www.bcr.com

Chemical Safety Facts. (s.f.). *Amoníaco en usos industriales y en fabricación*. Recuperado el [17 de marzo de 2025], de es.chemicalsafetyfacts.org

Clínica Universidad de Navarra. (2025). *Urea*. Recuperado el [19 de marzo de 2025], de www.cun.es

Comisión Europea. (s.f.). *Urea en blanqueadores dentales*. Recuperado el [19 de marzo de 2025], de ec.europa.eu

Crema Caviahue. (2021, 1 de julio). *¿Qué es la urea?*. Recuperado el [19 de marzo de 2025], de www.creascavia.com

DF Grupo. (2022, 9 de septiembre). *La urea: el fertilizante de más consumo*. Recuperado el [19 de marzo de 2025], de www.dfgrupo.com

El Economista. (2025, 6 de febrero). *Paradoja: en medio de récords de producción en Vaca Muerta, Argentina importa gas de Chile y pagaría 470% más*. Recuperado el [28 de marzo de 2025], de www.eleconomista.com

ENARGAS. (2023). *Informe técnico 1483*. Recuperado el [27 de marzo de 2025], de www.enargas.gob

Energía Online. (2025, 10 de febrero). *Vaca Muerta impulsa un año récord en la producción de hidrocarburos en Argentina*. Recuperado el [27 de marzo de 2025], de www.energíonline.com

Enerdata. (s.f.). *Producción de gas natural mundial*. Recuperado el [28 de marzo de 2025], de www.datos.enerdara.net

Enggyd. (2010, septiembre). *Snamprogetti Urea Process Description*. Recuperado el [21 de marzo de 2025], de www.blogspot.com

Esquivel Quirós, N. (2022). *Análisis del mercado de la urea y su impacto en la producción industrial*. Universidad de Sevilla. Recuperado el [21 de marzo de 2025], de www.biblus.us.es

EuroChem. (2025). Urea 46.2% granulada. *EuroChem North America*. Recuperado el [15 de marzo de 2025], de www.eurochem.com

Fertilizar Asociación Civil. (2013). *Fertilizantes en Argentina: Análisis del consumo*. Recuperado el [17 de marzo de 2025], de www.fertilizar.org

Fertilizar Asociación Civil. (2021). *Fertilizantes en Argentina: Análisis del consumo*. Recuperado el [21 de marzo de 2025], de www.fertilizar.org

Fluideco. (2019, 29 de noviembre). *Amoníaco: utilidades y usos*. Recuperado el [17 de marzo de 2025], de www.fluideco.com

Golden Fertilizer. (2024, 31 de mayo). *Biuret-free fertilizer: What you need to know about biuret*. Recuperado el [20 de marzo de 2025], de www.goldenefertilizer.com

La Nueva. (2024). *El puerto de Bahía Blanca: clave en la estrategia global del país*. Recuperado el [21 de marzo de 2025], de www.lanueva.com

Liplata. (2023, 21 de junio). *Urea granulada: características*. Recuperado el [15 de marzo de 2025], de www.liplata.com

LM Neuquén. (2025, 4 de enero). *La competitividad del gas de Vaca Muerta en un mercado desafiante*. Recuperado el [28 de marzo de 2025], de www.mase.com

LU17. (2025, 6 de enero). *El potencial de Vaca Muerta en el mercado del gas*. Recuperado el [28 de marzo de 2025], de www.lu17.com

MarketsandMarkets. (2024). *Urea Market Report*. Recuperado el [21 de marzo de 2025], de www.marketsandmarkets.com

Mase Neuquén. (2024). El gas de Vaca Muerta llega al norte del país y pone fin a la importación de Bolivia. *LMNeuquén*. Recuperado el [21 de marzo de 2025], de www.mase.lmneuquen.com

Mejor Energía. (2023, 4 de diciembre). *Vaca Muerta y otras claves de la evolución del petróleo y el gas en Argentina*. Recuperado el [21 de marzo de 2025], de www.mejorenergia.com

Mejor Energía. (2024, 9 de diciembre). *Vaca Muerta representa el 49% de la producción de gas argentino*. Recuperado el [27 de marzo de 2025], de www.mejorenergia.com

Memo. (2025, 20 de enero). *Perspectivas del mercado mundial de gas natural*. Recuperado el [28 de marzo de 2025], de www.memo.com

Página 12. (2024, 19 de noviembre). *Tarifas al servicio del saqueo*. Recuperado el [28 de marzo de 2025], de www.pagina12.com

Precedence Research. (2024, 12 de noviembre). *Urea market analysis report*. Recuperado el [21 de marzo de 2025], de www.precedenceresearch.com

Profertil. (s.f.). *Urea granulada*. Recuperado el [15 de marzo de 2025], www.profertil.com

Profertil. (2020, 19 de noviembre). *El 60% de la energía para la producción de urea ya es de origen renovable*. Recuperado el [27 de marzo de 2025], de www.profertil.com

Profertil. (2021). *Aspectos ambientales*. Recuperado el [21 de marzo de 2025], de www.profertil.com

Profertil. (2021, 31 de diciembre). *Estados financieros*. Recuperado el [27 de marzo de 2025], de www.profertil.com

Profertil. (2021, abril). *Estados contables al 31-12-2020*. Recuperado el [21 de marzo de 2025], de www.profertil.com

Profertil. (2022). *Amoníaco*. Recuperado el [21 de marzo de 2025], de www.profertil.com

Profertil. (2023, 2 de octubre). *Reporte de sostenibilidad 2022*. Recuperado el [27 de marzo de 2025], de www.profertil.com

Profertil. (2024, junio). *Calificación de riesgo - Fix Rating*. Recuperado el [21 de marzo de 2025], de www.profertil.com

Química Industrial. (2025). *carbamato de amonio*. Recuperado el [18 de marzo de 2025], de www.quimicaindustrial.cl

Química.es. (s.f.). *Enciclopedia de la urea*. Recuperado el [19 de marzo de 2025], de www.quimica.es

Resolución N° 336/03. (2003, 15 de octubre). *Normas GBA*. Recuperado el [21 de marzo de 2025], de www.normas.gba.gob

SciELO. (2004). *Artículo sobre procesos químicos*. Recuperado el [21 de marzo de 2025], de www.scielo.org

SkyQuest. (2025, febrero). *Natural gas market insights*. Recuperado el [28 de marzo de 2025], de www.skyquestt.com

Stamicarbon process for urea manufacturing. (2023, 28 de octubre). *LinkedIn*. Recuperado el [21 de marzo de 2025], de www.linkedin.com

Tiloom. (2022, 1 de marzo). *Biuret: Un fitotóxico común en fertilizantes foliares*. Recuperado el [20 de marzo de 2025], de www.tiloom.com

Universidad Politécnica de Madrid. (s.f.). *Producción de urea: Procesos industriales y tecnologías aplicadas*. Recuperado el [21 de marzo de 2025], de www.diquima.upm.es

Vaca Muerta. (2025, 9 de febrero). *Costos en dólares, tarifas y cómo para no despertar a la bestia inflacionaria*. Recuperado el [28 de marzo de 2025], de www.vacamuerta.co



Universidad Nacional de Mar del Plata
Facultad de Ingeniería
Departamento de Ingeniería Química

**DISEÑO DE UNA PLANTA DE
PRODUCCIÓN
DE UREA GRANULADA**

CAPÍTULO 2

**ESTRUCTURA DE LA PLANTA
Y BALANCES DE MASA**



2025

Resumen ejecutivo

En el presente capítulo se detalla el diseño del proceso de producción de urea granulada, se realiza un análisis comparativo entre las tecnologías principales (*Snamprogetti* y *ACES*) y se elige como opción óptima *Stamicarbon AVANCORE*®. Esta elección se basa en criterios como OPEX, CAPEX, consumo energético, recuperación de agua, rendimiento global, seguridad y tratamiento de efluentes, entre otros.

Se describen las reacciones químicas claves del proceso: la síntesis rápida y exotérmica de carbamato de amonio a partir de amoníaco y dióxido de carbono, y su posterior conversión, más lenta y endotérmica, en urea y agua. También, se analiza la formación no deseada de biuret como subproducto a altas temperaturas.

Las condiciones experimentales de operación se determinan en un rango de temperatura de 180 - 210 °C, 14 - 25 MPa y una relación molar NH_3/CO_2 de 3 - 5, con un valor de referencia de 3. Estas condiciones permiten maximizar la conversión a urea y minimizar la formación de subproductos.

El proceso propuesto consta de las siguientes etapas: síntesis, separación y reciclo de materia prima remanente, purificación y granulación; con el fin de obtener un producto con una pureza del 98% p/p de urea. Se determina una eficiencia global del proceso del 85%, y se plantean los balances de masa preliminares, a partir de la capacidad instantánea de la planta (174,6 ton/hr) como base para el diseño. Finalmente, se esquematiza el diagrama de bloques del proceso.

Definición de la tecnología de proceso

En el *Capítulo 1* se llevó a cabo un análisis comparativo de las principales tecnologías de producción de urea granulada, en el cual se caracterizaron aspectos como el diseño del reactor; los rangos de operación de presión y temperatura; los métodos de separación de reactivos y las estrategias de descomposición del carbamato de amonio.

A partir de esta información, se identificaron tanto las ventajas como las limitaciones de cada tecnología, al tener en cuenta las variables operativas, consideraciones energéticas y de eficiencia. En la *Tabla 2.1* se realiza una comparación cualitativa entre las tres tecnologías principales.

Tabla 2.1. Comparación cualitativa de las tecnologías principales.

Variable	<i>Stamicarbon</i>	<i>Snamprogetti</i>	<i>ACES (Toyo Engineering)</i>
OPEX (Costo operativo)	● Bajo	● Medio	● Medio
CAPEX (Inversión inicial)	● Medio	● Bajo	● Medio
Consumo energético	● Bajo	● Medio	● Medio
Recuperación de agua	● Buena	● Medio	● Buena
Consumo de vapor	● Bajo	● Medio	● Bajo
Consumo de materia prima (NH_3 y CO_2)	● Bajo	● Medio	● Bajo
Rendimiento global	● Buena	● Medio	● Medio
Seguridad operativa	● Buena	● Medio	● Buena
Reciclos	● Bajo	● Alto	● Medio
Tratamientos de efluentes	● Buena	● Medio	● Medio

Nota: Elaboración propia a partir de datos recopilados de múltiples fuentes.

Para definir la tecnología a utilizar, se realizó una evaluación cuantitativa mediante un promedio ponderado de las variables analizadas. Para ello, se asignaron valores numéricos a cada categoría según la siguiente escala: verde = 5, amarillo = 3 y rojo = 1. La *Tabla 2.2* resume los resultados obtenidos, donde se observa que la tecnología *Stamicarbon* alcanza el mayor promedio ponderado.

Tabla 2.2. Promedio ponderado.

Tecnología de proceso	Puntuación
<i>Stamicarbon</i>	4,8
<i>Snamprogetti</i>	3,0
<i>ACES (Toyo Engineering)</i>	3,8

Nota: Elaboración propia a partir de las variables definidas en la *Tabla 2.1*.

En función de estos resultados, se concluye que la tecnología seleccionada es *Stamicarbon*. Aunque el proceso *Snamprogetti* presenta una menor inversión inicial y *Toyo (ACES)* destaca por su bajo consumo energético y recuperación de agua, la opción *Stamicarbon* representa la mejor alternativa gracias a su equilibrio entre eficiencia operativa, seguridad del proceso, costos de operación y rendimiento general. Su diseño permite reducir significativamente la generación de corrientes recirculadas y simplificar el

tratamiento de efluentes, lo que mejora tanto la sustentabilidad del proceso como la robustez del sistema.

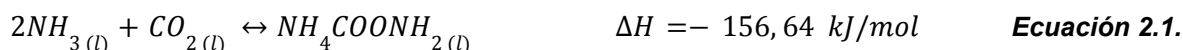
Respecto a las versiones disponibles, se analizaron las alternativas 2000 plus® – Pool Condenser Concept, 2000 plus® – Pool Reactor Concept y AVANCORE®. Aunque todas representan una evolución respecto a configuraciones previas, la versión AVANCORE® incorpora mejoras significativas en integración térmica, simplificación de la etapa de síntesis y reducción de pérdidas de carga. Estas características permiten optimizar el consumo energético y reducir la complejidad operativa, consolidándola como la opción más adecuada para el diseño propuesto.

Reacción química

En el Capítulo 1 en la sección *Proceso de obtención de urea granulada a partir de gas natural* se realizó el análisis de las etapas para la obtención del producto y las reacciones químicas involucradas. A continuación, se definirán las condiciones de operación y conversiones alcanzadas. Esto permitirá comprender con mayor detalle el comportamiento termodinámico y cinético de cada etapa del proceso de obtención de urea granulada.

Etapas 1: Síntesis de carbamato de amonio

La primera etapa consiste en la reacción directa entre amoníaco (NH_3) y dióxido de carbono (CO_2), para generar carbamato de amonio (NH_4COONH_2) según Ecuación 2.1, donde la conversión del CO_2 es prácticamente del 100%.



Esta reacción es rápida y altamente exotérmica por lo que requiere una eficiente remoción de calor para evitar un aumento excesivo de la temperatura que pueda afectar el equilibrio y la seguridad del proceso. Dado que el proceso opera con reactivos en fase líquida, se trabaja a una presión elevada para mantener el CO_2 y el NH_3 en estado líquido. La velocidad de reacción y el grado de conversión se ven favorecidas por operar a alta presión, generalmente por encima de la presión de vapor del carbamato de amonio, para mantenerlo en fase líquida y evitar su disociación.

Esta etapa es clave para establecer la base de la síntesis posterior de urea, ya que la cantidad y estabilidad del NH_4COONH_2 formado condicionan el rendimiento global del proceso.

Etapas 2: Conversión de carbamato en urea y agua

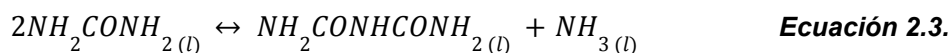
En esta segunda etapa, el NH_4COONH_2 se descompone de forma lenta y endotérmica para formar urea (NH_2CONH_2) y agua, como se indica en la Ecuación 2.2.



La conversión de NH_4COONH_2 a urea comienza a temperaturas iguales o inferiores a 100 °C, pero a ese nivel la velocidad de reacción es extremadamente lenta: se requieren entre 20 y 30 horas para lograr una conversión apreciable. Sin embargo, al incrementar la temperatura a 185 °C, aproximadamente el 50% del NH_4COONH_2 se convierte en urea en tan solo 30 minutos, lo que evidencia la fuerte dependencia de la cinética de reacción respecto a la temperatura.

Para mejorar este rendimiento, se suele operar con un exceso de amoníaco, el cual desplaza el equilibrio hacia la formación de urea, sin embargo la presencia de agua en el sistema tiene el efecto contrario y limita la conversión. Esta reacción solo ocurre en fase líquida, y actualmente no se dispone de catalizadores comerciales eficaces que puedan acelerar el proceso.

Durante esta etapa también puede producirse la formación del biuret, un producto no deseado, que ocurre por la degradación térmica de dos moléculas de urea, como se indica en la *Ecuación 2.3*.



La formación de biuret es también endotérmica y ocurre a temperaturas elevadas cuando la concentración de urea es alta y la de amoníaco es baja. Aunque es una reacción lenta, su generación puede afectar negativamente la calidad del producto final, por lo que es fundamental minimizar el tiempo de residencia y limitar la temperatura en el reactor. Operar con un exceso de amoníaco también contribuye a inhibir esta reacción secundaria.

Cabe destacar que solo el amoníaco, el dióxido de carbono y el agua pueden pasar de la fase líquida a la fase vapor debido a su alta volatilidad, mientras que la urea y el biuret permanecen en fase líquida. En la industria los reactores de síntesis de urea operan típicamente en un rango de 170 a 210 °C y presiones de entre 13 y 30 MPa. Estas condiciones operativas buscan maximizar la velocidad de reacción y la conversión de materias primas, garantizar la estabilidad del carbamato intermediario y reducir la formación de biuret.

Condiciones de operación

En esta sección se analizan las condiciones de operación del proceso de síntesis de urea, con el objetivo de identificar los parámetros óptimos para maximizar la conversión y eficiencia. La producción de urea se basa en dos reacciones químicas en equilibrio, ver *Ecuaciones 2.1 y 2.2*. Estas etapas requieren condiciones cuidadosamente controladas de temperatura, presión, composición y tiempo de residencia.

La temperatura de operación influye directamente en la cinética de ambas reacciones: temperaturas inferiores a 150 °C limitan la velocidad de descomposición del carbamato. Por lo tanto, se ha establecido un rango óptimo de temperatura de 170 a 220 °C, con un tiempo de retención de 0,3 a 1 hora. En cuanto a la presión, se requieren condiciones elevadas, típicamente entre 13 y 30 MPa, para favorecer la formación de carbamato y aumentar la conversión global.

Aunque la relación estequiométrica NH_3/CO_2 es de 2:1, se emplea un exceso de amoníaco (relación molar óptima entre 3,1 y 4,1) para acelerar la reacción y desplazar el equilibrio hacia la formación de urea. Sin embargo, la presencia de agua reduce la conversión, por lo que su proporción en la mezcla inicial debe minimizarse (relación $\text{H}_2\text{O}/\text{CO}_2$ baja). La composición de esta fase líquida suele expresarse en términos de las relaciones molares NH_3/CO_2 y $\text{H}_2\text{O}/\text{CO}_2$, las cuales permiten evaluar el comportamiento del sistema.

El proceso contempla también el reciclo total de los reactivos no convertidos. El CO_2 y NH_3 presentes en la corriente de salida del reactor se recuperan mediante etapas de descomposición del carbamato y separación de gases en sistemas de alta y baja presión. Parte del CO_2 fresco se utiliza como agente de desorción en estas etapas, para facilitar la recuperación de los componentes. Posteriormente, los gases se condensan, se comprimen nuevamente y se reciclan al reactor.

Diversos estudios han contribuido a comprender y optimizar estas condiciones. La tecnología desarrollada por *Stamcarbon*, documentada en la *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry* (2012), proporciona una base sólida para el diseño del proceso. A su vez, se consideran los trabajos de otros autores que abordan la problemática desde un enfoque complementario: *Meessen y Petersen* estudian el comportamiento de la conversión mediante datos experimentales, mientras que *Zendehboudi et al. (2014)* y *Hamidipour et al. (2005)* realizan simulaciones detalladas y análisis de datos provenientes de plantas industriales, lo cual permite validar modelos cinéticos y evaluar el impacto de las variables operativas bajo condiciones reales de operación.

Temperatura

La conversión de carbamato de amonio en urea aumenta con la temperatura, siempre que la presión sea lo suficientemente alta para mantener los reactivos en fase líquida. A una presión de aproximadamente 18 MPa, la conversión de carbamato a urea es del 50% en el rango de 170 °C a 190 °C, y puede alcanzar valores aún mayores a temperaturas elevadas, con tiempos de residencia de 0,3 a 1 hora entre 170 °C y 200 °C. No obstante, el aumento de temperatura también incrementa los problemas de corrosión. Por esta razón, el rango óptimo de operación en la mayoría de los procesos industriales se ubica entre 180 °C y 210 °C (*Capítulo XI, Urea, 1982*).

Para comprender mejor este comportamiento, resulta relevante analizar las dos reacciones principales que ocurren en el reactor de síntesis de urea, ver *Ecuación 2.1* y *2.2*.

Tal como se observa en la *Figura 2.1*, la conversión de CO_2 a carbamato disminuye con la temperatura. Por el contrario, la conversión de carbamato a urea se incrementa con la temperatura, supera el 90% cerca de los 250 °C. Estos efectos contrapuestos dan lugar a una temperatura óptima en la que la formación de carbamato es suficientemente alta y la conversión a urea es eficiente, y maximizar así la generación de calor en el reactor.

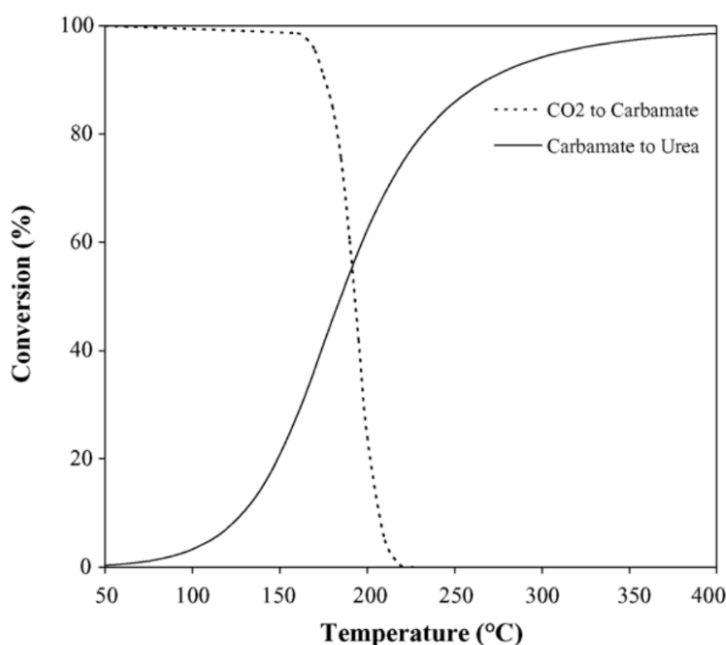


Figura 2.1. Efecto de la temperatura en la conversión de equilibrio en condiciones típicas (16 MPa)

Nota: Imagen extraída del artículo "Modeling the synthesis section of an industrial urea plant" (2004, p. 9)

A temperaturas por debajo del punto de fusión del carbamato (~155 °C), se puede formar un film sólido sobre las paredes internas del reactor y dificultar la transferencia de calor. En cambio, a temperaturas elevadas, si bien se favorece la reacción hacia urea, aumenta la corrosión. Para mitigar este problema,

se emplean materiales como *Safurex*, que presentan alta resistencia a la corrosión y mejoran el intercambio térmico.

En estudios experimentales y simulaciones con una relación molar inicial de NH_3/CO_2 : 3,5 y H_2O/CO_2 : 0,25 , se ha determinado que la temperatura óptima para maximizar la conversión de los reactivos se encuentra en torno a los 192 °C, como se observa en las *Figuras 2.2 y 2.3*, donde se muestran los perfiles de conversión de CO_2 y NH_3 en fase líquida.

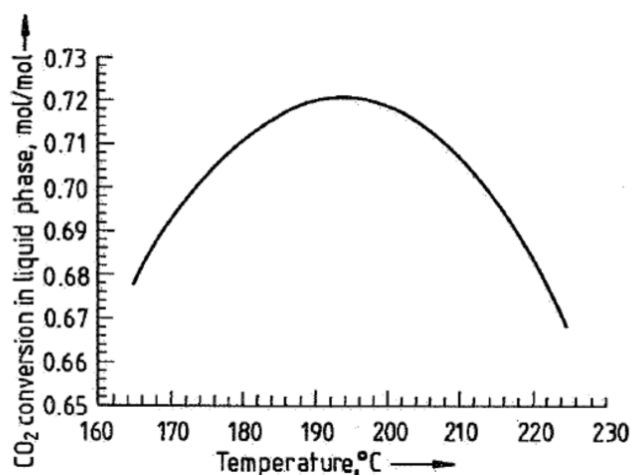


Figura 2.2. Conversión de CO_2 en equilibrio químico en función de la temperatura.

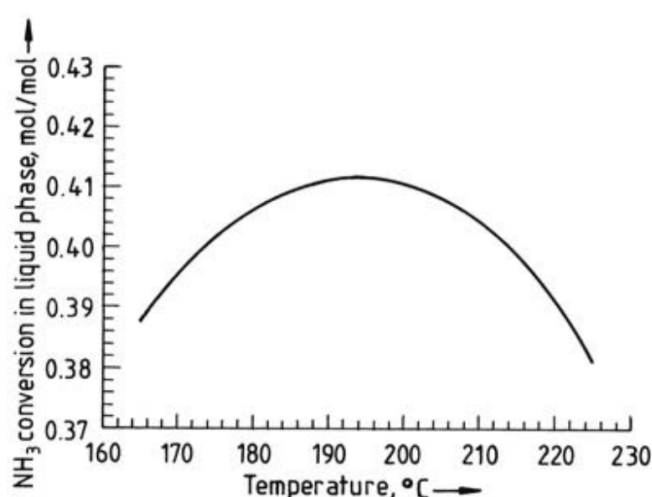


Figura 2.3. Conversión de NH_3 en equilibrio químico en función de la temperatura

Nota: Imagen extraída del artículo *Revamping Urea Synthesis Reactor using Aspen Plus* .

Cabe destacar que, si bien en el estudio de *Meessen y Petersen* no se especifica la presión utilizada, la comparación con simulaciones realizadas en *ASPEN HYSYS* por *Saima Abdul Rasheed* (publicadas en *Ureaknowhow*) indica resultados similares bajo distintas presiones. A partir de esta comparación gráfica, se infiere que dichos ensayos podrían haberse realizado a una presión cercana a 16 MPa.

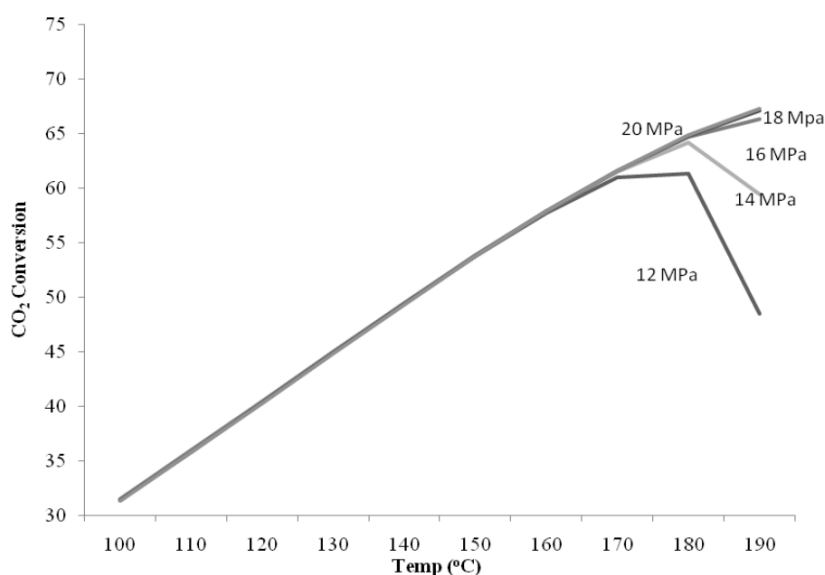


Figura 2.4. Conversión de CO_2 vs Temperatura para un rango de presiones.

Nota: Imagen extraída del Artículo *Revamping Urea Synthesis Reactor using Aspen Plus*

Temperatura y largo del reactor

En el estudio realizado por Zendehboudi *et al.* (2014), se analizaron estos efectos mediante simulaciones y se compararon con datos reales de una planta comercial. La investigación se desarrolló para una relación molar de alimentación NH_3/CO_2 : 2,8 y H_2O/CO_2 : 0,44, en un intervalo de temperatura entre 442 K y 456 K, bajo una presión promedio de 13,40 MPa.

La *Figura 2.5* muestra el perfil de temperatura a lo largo del reactor (de aproximadamente 130 m^3 de volumen), donde se observa un aumento progresivo de la temperatura desde la base hasta la parte superior. Este comportamiento se explica por el carácter exotérmico de la reacción global de síntesis de urea, producto de la combinación de la formación de carbamato de amonio (exotérmica) y su posterior conversión a urea (endotérmica). La leve disminución hacia el final del reactor puede deberse a efectos de transferencia de calor o a una disminución en la velocidad de reacción debido al agotamiento de los reactivos.

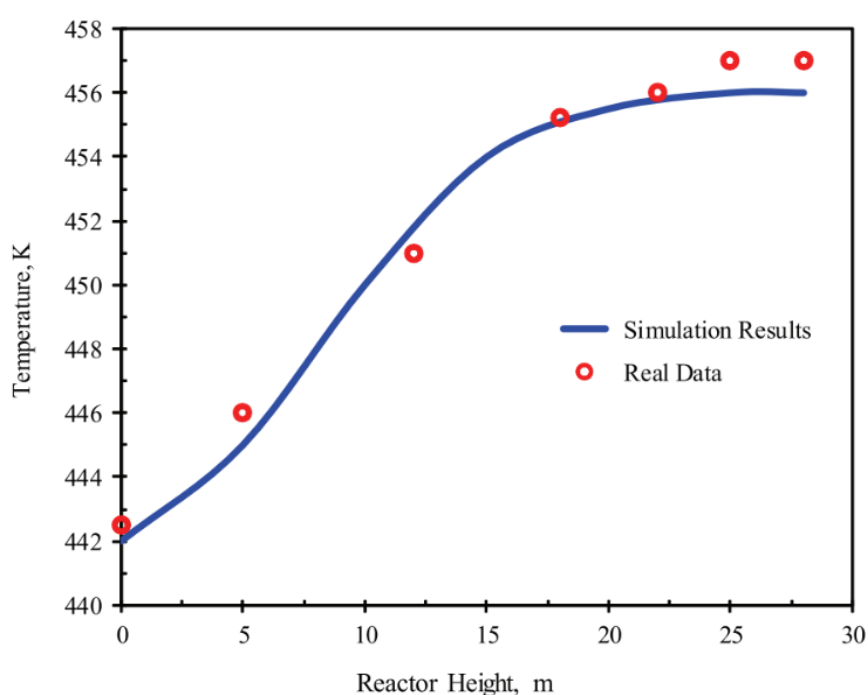


Figura 2.5. Perfil de temperatura en el reactor de urea según los resultados de la simulación y los datos de la planta comercial.

Nota: Imagen extraída de Zendehboudi *et al.* (2014, p. 8).

Además, se observa que un incremento en la temperatura de alimentación acelera la reacción y permite alcanzar más rápido el equilibrio. Como se indica en la *Figura 2.6*, a mayor temperatura de entrada, se requiere una menor altura de reactor para lograr la misma conversión. Este efecto es útil desde el punto de vista de diseño, ya que permite reducir el tamaño del reactor, lo que se traduce en menores costos de inversión. Sin embargo, esta ventaja debe evaluarse frente al mayor consumo energético necesario para precalentar la corriente de alimentación.

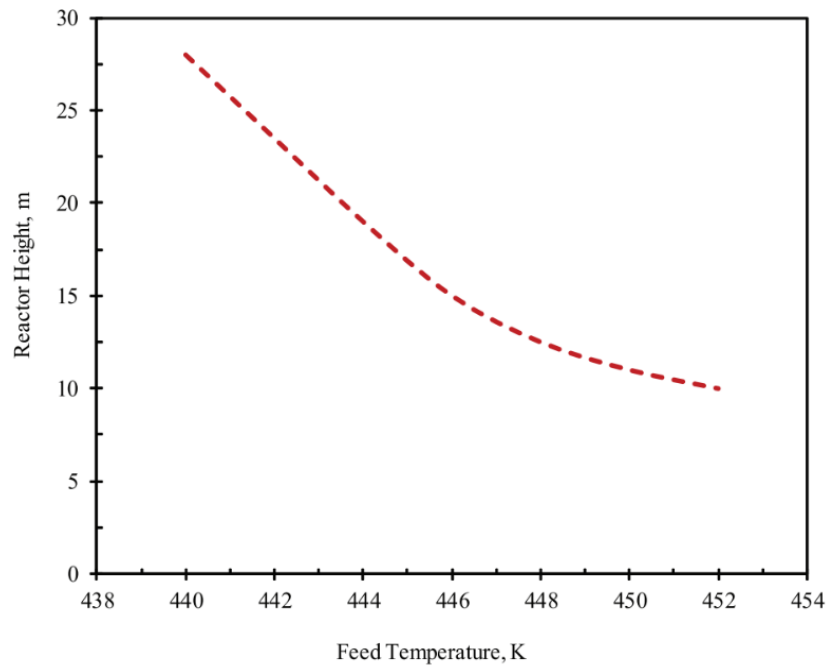


Figura 2.6. Efecto de la temperatura de alimentación sobre la altura del reactor.

Nota: Imagen extraída de Zendeboudi et al. (2014, p. 9).

Aunque el incremento de temperatura de alimentación analizado en la *Figura 2.6* es relativamente pequeño (del orden de unos 10 K), su impacto sobre la longitud necesaria del reactor es significativo; lo que permite alcanzar más rápidamente el equilibrio químico de esta segunda etapa, y reduce la longitud de reactor requerida para lograr una conversión dada.

No obstante, el aumento de temperatura además favorece la formación del biuret. Tal como se muestra en la *Figura 2.7*, al superar los 440 K, se incrementa significativamente la conversión de CO_2 a biuret.

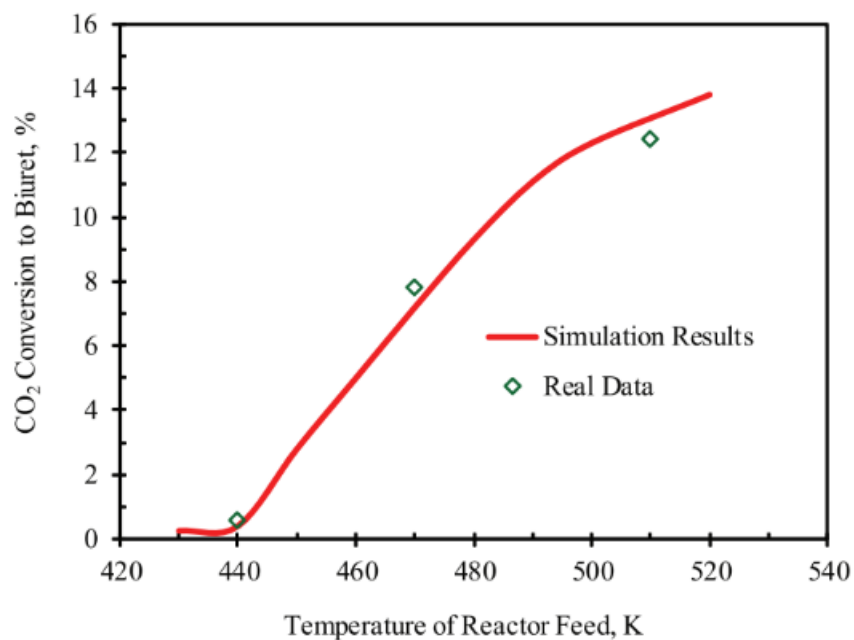


Figura 2.7. Conversión de CO_2 a biuret en función de la temperatura de alimentación del reactor de 28.5 m de altura y 2.5 m de diámetro.

Nota: Imagen extraída de Zendeboudi et al. (2014, p. 9).

La distribución del biuret dentro del reactor también muestra una fuerte correlación con la temperatura. La *Figura 2.8* evidencia que la conversión de CO_2 a biuret aumenta con la altura del reactor, lo que indica que las zonas superiores del reactor, con temperaturas más elevadas, favorecen esta reacción secundaria.

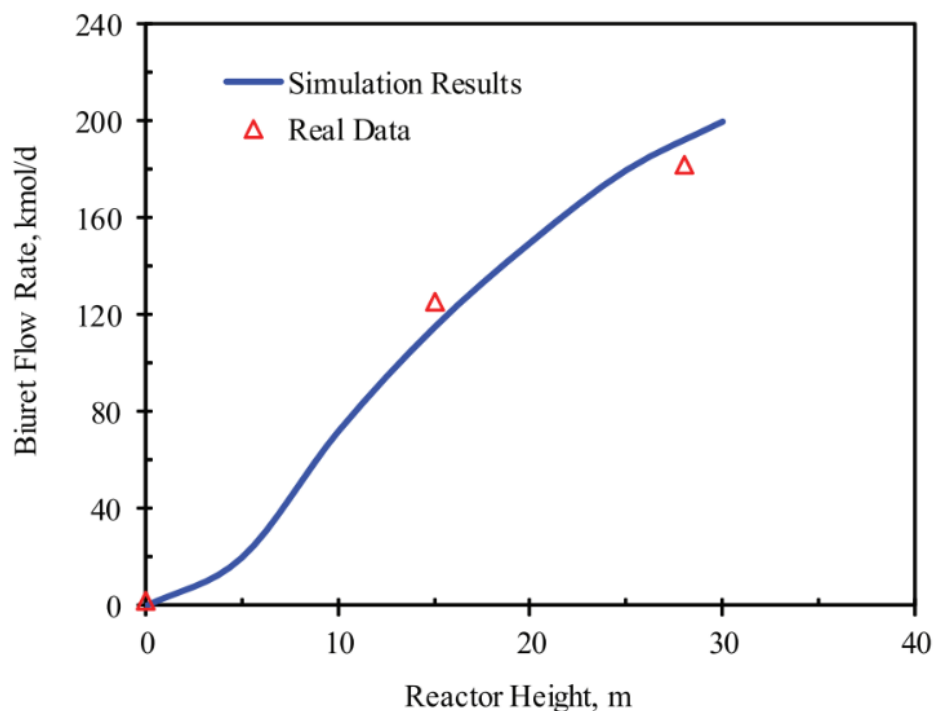


Figura 2.8. Variación de la tasa de producción de biuret en la planta comercial con la altura del reactor.

Nota: Imagen extraída de Zendehboudi et al. (2014, p. 10).

Finalmente, estudios complementarios como el de *Hamidipour et al.* también destacan los efectos contrapuestos del aumento de temperatura sobre la conversión de CO_2 a carbamato (favorecida a bajas temperaturas) y de carbamato a urea (favorecida a altas temperaturas), lo que refuerza la necesidad de encontrar la temperatura óptima para maximizar la conversión de CO_2 a urea y minimicen la formación de biuret; sin comprometer la integridad del sistema o la calidad del producto final.

Tiempo

Diversos estudios han demostrado que la conversión de carbamato de amonio en urea aumenta con el tiempo de residencia en el reactor, hasta alcanzar un valor máximo, a partir del cual un mayor tiempo ya no genera mejoras significativas. Este comportamiento se observa claramente en las *Figuras 2.9 y 2.10*, y se debe a la naturaleza de la reacción representada en la *Ecuación 2.3*, la cual es limitada por el equilibrio químico. Dado que la conversión no es completa, será necesario implementar etapas de reciclo para recuperar reactivos no convertidos.

El estudio de *Frejacques* fue realizado para una alimentación con relación NH_3/CO_2 : 2 y una presión de 30 MPa, mientras que para el trabajo de *Brouwer* no se especifica esta relación, lo cual limita una comparación cuantitativa exacta entre ambos trabajos. Sin embargo, ambos estudios coinciden en mostrar un patrón común: la conversión aumenta inicialmente con el tiempo, pero alcanza un límite.

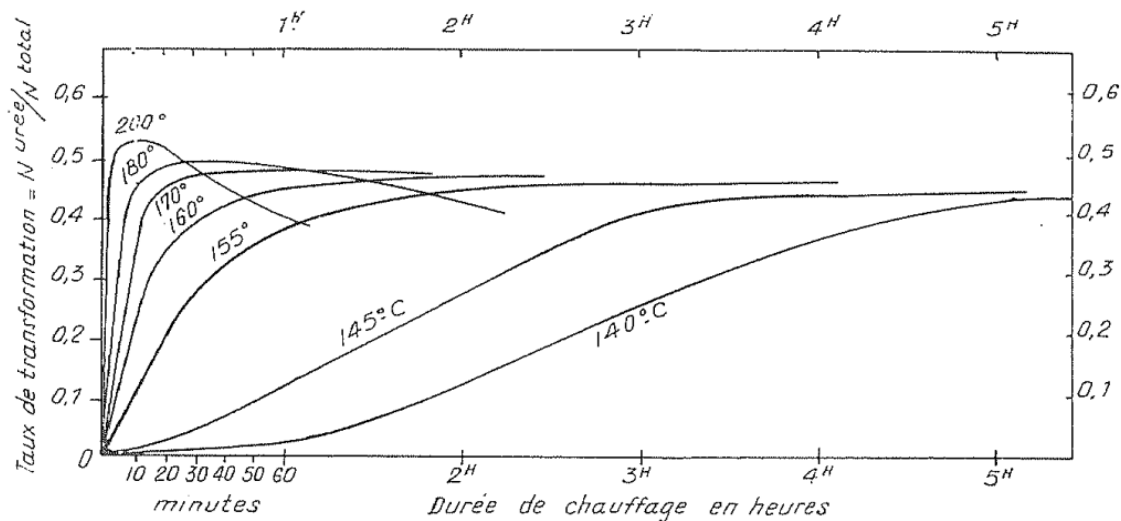


Figura 2.9. Variación de la conversión de carbamato de amonio en urea con el tiempo para distintos valores de temperatura.

Nota: Imagen extraída de Frejacques (1948, p. 26)

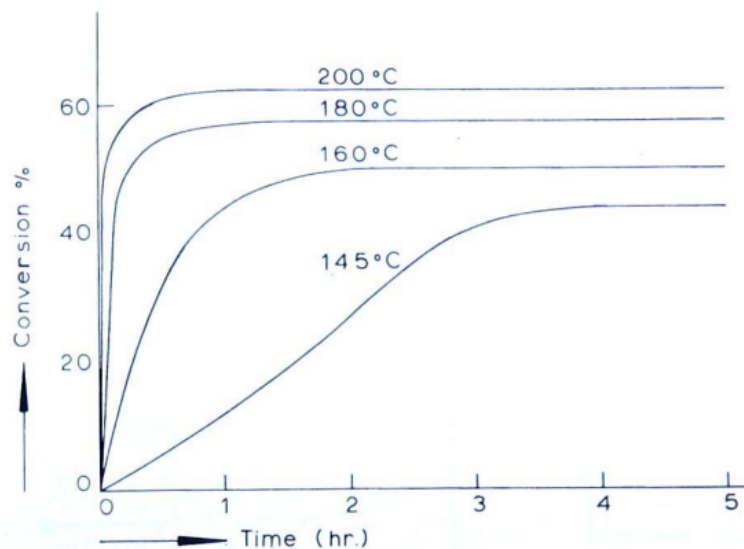


Figura 2.10. Variación de la conversión de carbamato de amonio en urea en función del tiempo para distintos valores de temperatura.

Nota: Imagen extraída de Thermodynamics of the Urea Process (2009, p. 3)

En ambos gráficos también se observa que el aumento de la temperatura favorece la conversión, como fue discutido en secciones anteriores. No obstante, a partir de los 170 °C, existe un tiempo óptimo de residencia en el que se alcanza la conversión máxima, y más allá de ese punto, la conversión puede incluso disminuir. Esto se debe a que, si bien una mayor temperatura incrementa la velocidad de reacción, también puede promover reacciones secundarias, la descomposición del carbamato o el retroceso de la reacción principal.

Cabe destacar que, aunque los estudios fueron realizados bajo condiciones experimentales diferentes, ofrecen una visión cualitativa del comportamiento esperado dentro del reactor. Dado que el carbamato de amonio es volátil a temperaturas elevadas, ambos trabajos utilizaron presiones suficientemente altas para asegurar que la reacción ocurra en fase líquida, condición fundamental para la síntesis eficiente de urea.

Relación molar

En la zona de reacción las relaciones molares: NH_3/CO_2 y H_2O/CO_2 representan la composición de una mezcla hipotética compuesta exclusivamente por amoníaco, dióxido de carbono y agua, al considerar que las reacciones de formación de carbamato y urea no han tenido lugar. La optimización de estas relaciones tiene un impacto significativo en la eficiencia del proceso.

Un exceso de amoníaco (relación $NH_3/CO_2 > 2$) favorece el desplazamiento del equilibrio hacia la formación de urea, aumenta la velocidad de reacción y la conversión de CO_2 , aunque disminuye el porcentaje de NH_3 convertido a urea. Por este motivo, los procesos industriales suelen operar con relaciones NH_3/CO_2 entre 3 y 5, se alcanza incluso un 50% de exceso de amoníaco (*Capítulo XI, Urea, 1982*).

En un estudio realizado por *Zendehboudi et al. (2014)*, se analizaron los efectos de las relaciones molares sobre la conversión de CO_2 a urea en condiciones de equilibrio a 445 K y 16 MPa, como se muestra en la *Figura 2.11*.

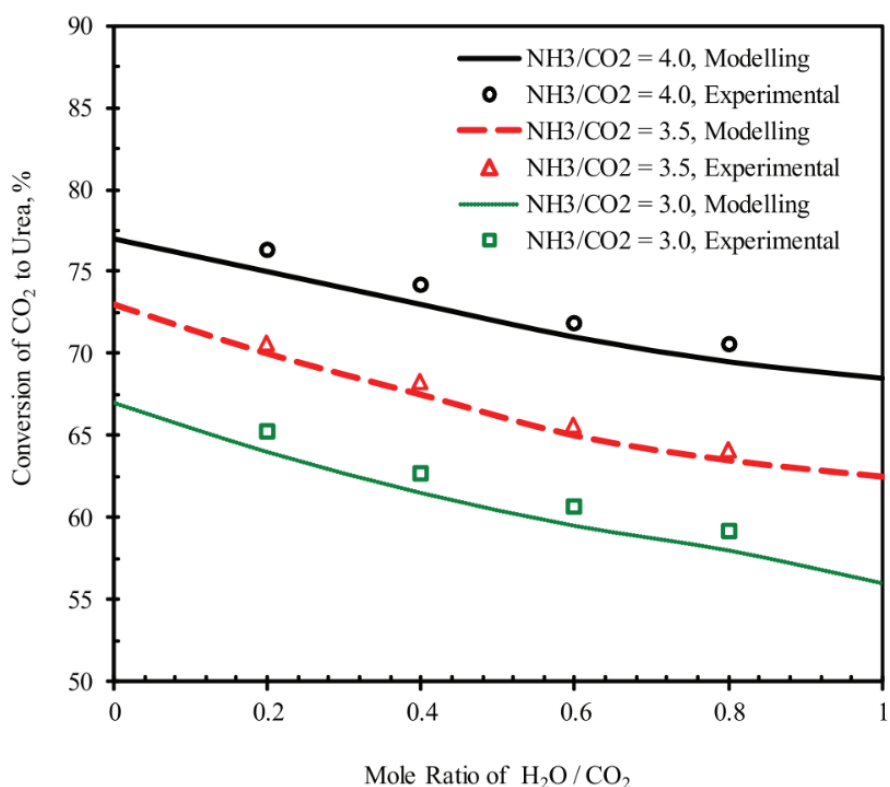


Figura 2.11. Porcentaje de conversión de CO_2 a urea a 445 K.

Nota: Imagen extraída de *Zendehboudi et al. (2014, p. 10)*.

Se observa que a medida que aumenta la relación NH_3/CO_2 , también lo hace la conversión de CO_2 , en todo el rango de relaciones H_2O/CO_2 analizadas. Sin embargo, este aumento tiende a aplanarse a partir de una relación NH_3/CO_2 de 4, alcanza un máximo alrededor de 5, donde la mejora en conversión no es significativa, ver *Figuras 2.12 y 2.13*.

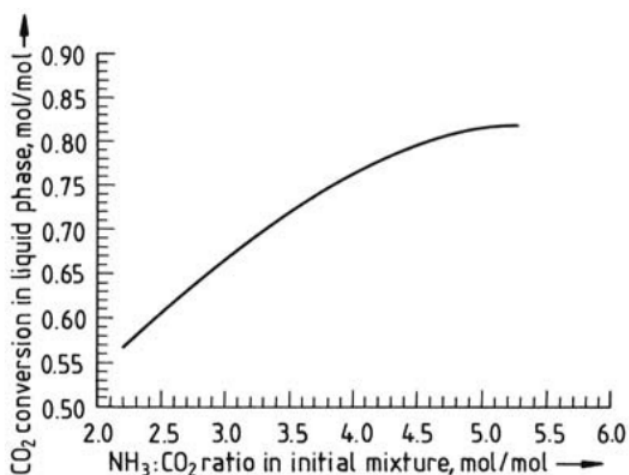


Figura 2.12. Conversión de CO_2 en el equilibrio químico en función de la relación NH_3/CO_2 (190 °C; relación H_2O/CO_2 : 0,25)

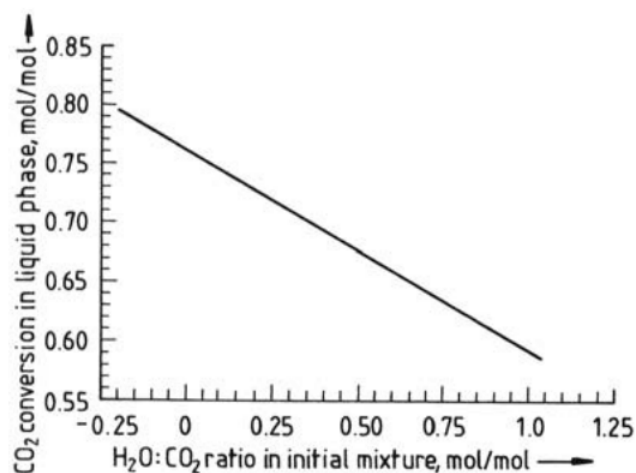


Figura 2.13. Conversión de CO_2 en equilibrio químico en función de la relación H_2O/CO_2 (190 °C; relación NH_3/CO_2 : 3,5)

Nota: Imagen extraída del artículo "Urea" en Ullmann 's Encyclopedia of Industrial Chemistry (2012, p. 5).

Este comportamiento se explica por el principio de *Le Châtelier*: al aumentar la concentración de NH_3 en la mezcla, el equilibrio de las reacciones se desplaza hacia la formación de productos (urea y agua). Además, el exceso de amoníaco mejora la solubilidad del CO_2 , favorece la formación del intermediario carbamato de amonio, y contribuye a una mayor conversión global. Por estas razones, la relación molar NH_3/CO_2 constituye un parámetro fundamental tanto desde el punto de vista termodinámico como operacional.

En contraposición, la conversión de CO_2 disminuye a medida que aumenta la relación H_2O/CO_2 , ya que el agua es un producto de la reacción y su acumulación desplaza el equilibrio hacia los reactivos. Este efecto limita el rendimiento global del proceso.

La influencia de estas relaciones también puede observarse en los perfiles de los caudales molares a lo largo del reactor, según el modelado y los datos experimentales presentados en la *Figura 2.14*. Se evidencia una disminución progresiva de los caudales de NH_3 y CO_2 , lo cual indica su consumo a medida que avanza la reacción. En cambio, los caudales de urea y agua aumentan a lo largo del reactor, y evidencian la conversión de reactivos a productos.

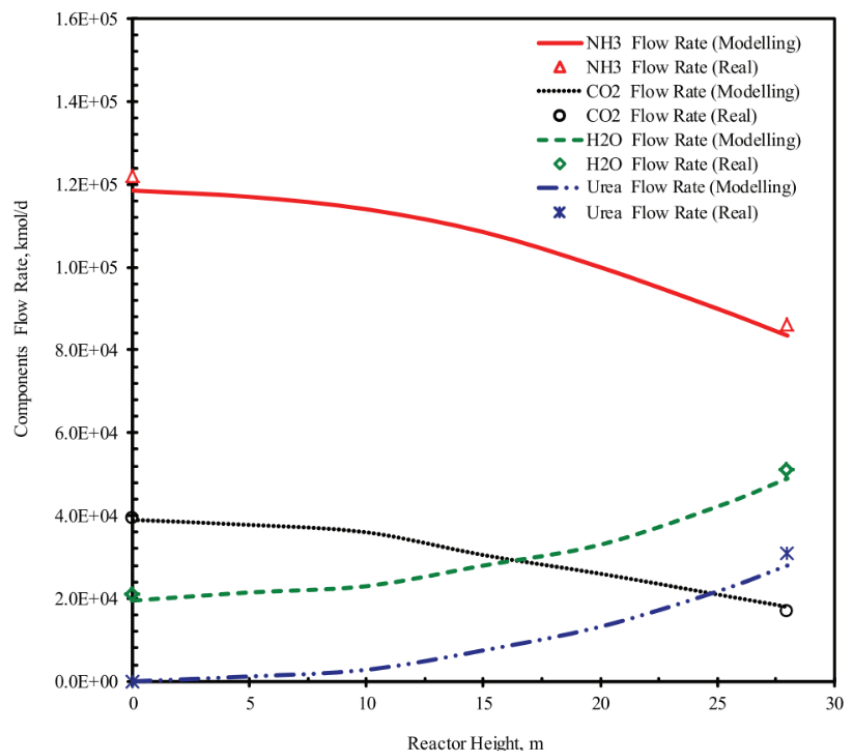


Figura 2.14. Caudales de los componentes de la mezcla a lo largo del reactor según los resultados del modelado y los datos reales.

Nota: Imagen extraída de Zendehboudi et al. (2014, p. 9).

El perfil de NH_3 muestra una caída menos pronunciada que el de CO_2 , dado que se encuentra en exceso a lo largo del reactor. Esta condición permite no solo maximizar la conversión de CO_2 , sino también minimizar la formación de subproductos indeseados. Finalmente, al comparar los resultados obtenidos mediante el modelo con los datos reales, no se observaron diferencias significativas, lo cual valida la confiabilidad del enfoque utilizado por Zendehboudi et al., y justifica su uso como referencia en el presente análisis.

Presión

La conversión de CO_2 a urea se ve influenciada por la presión del sistema, especialmente cuando los reactivos se encuentran en fase líquida. A temperatura constante, un aumento de presión favorece la conversión hasta alcanzar un punto crítico, donde la fase de vapor desaparece casi por completo y los reactivos permanecen en estado líquido. Sin embargo, por encima de este punto, incrementos adicionales de presión dejan de ser beneficiosos. Este comportamiento se observa en un rango de presión operativa que usualmente oscila entre 14,19 y 25,33 MPa para temperaturas comprendidas entre 180 °C y 210 °C (Capítulo XI, Urea, 1982).

La Figura 2.15 muestra el efecto de la presión en el condensador de carbamato sobre la conversión de CO_2 a biuret y el porcentaje en masa de biuret en la corriente líquida de salida del reactor. Aunque la presión no determina directamente la temperatura del reactor, operar a presiones más altas suele requerir un mayor aporte de calor para mantener las fases en equilibrio. Este incremento en la demanda térmica puede conducir indirectamente a temperaturas de operación más elevadas si no se regula adecuadamente el calor intercambiado, lo que a su vez puede potenciar la formación de biuret.

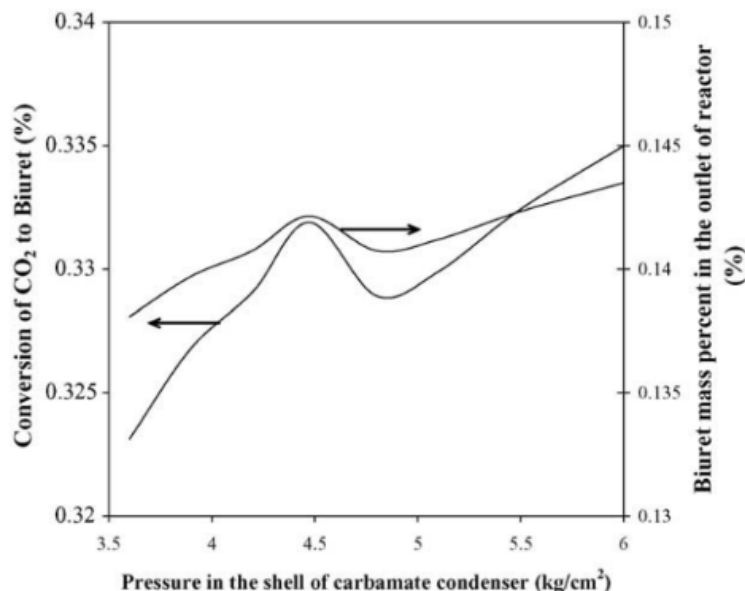


Figura 2.15 Efecto de la presión en la carcasa del condensador de carbamato sobre la conversión de CO_2 a biuret y el porcentaje en masa de biuret en la corriente de salida líquida del reactor.

Nota: Imagen extraída del artículo "Modeling the synthesis section of an industrial urea plant" (2004, p. 9).

A menudo se asocia un incremento de presión con un aumento de la temperatura del sistema, aunque este efecto no es intrínseco. La presión no determina directamente la temperatura del reactor; esta última se controla mediante sistemas de intercambio térmico ubicados estratégicamente en el circuito. Sin embargo, la selección de una presión más alta suele ir acompañada de mayores requerimientos térmicos para mantener las fases en equilibrio, lo cual puede conducir indirectamente a temperaturas de operación más elevadas si no se regula correctamente el calor intercambiado.

Para definir las condiciones de operación, se consideran tanto la viabilidad económica como las limitaciones técnicas del proceso. Si bien la conversión de CO_2 aumenta con la temperatura hasta alcanzar un valor máximo, no resulta conveniente operar al máximo porcentaje de conversión, ya que esto implicaría tiempos de residencia excesivos y mayores costos por reciclado de reactivos y tamaño del equipo; además temperaturas elevadas favorecen la formación de biuret.

Por lo tanto, se selecciona como rango de trabajo óptimo: temperaturas entre 160 °C y 210 °C, presiones de 14,19 a 25,33 MPa, y relaciones molares NH_3/CO_2 de 3 a 5. Estos parámetros permiten asegurar la fase líquida de operación, minimizar la formación de biuret y maximizar la producción de urea por unidad de tiempo. Los cuales serán ajustados con mayor precisión en función de los resultados obtenidos en la simulación en el *Capítulo 3*.

Etapas de tratamiento

Tratamiento materia prima

El tratamiento del agua, el gas natural y el amoníaco ya fue detallado en el *Capítulo 1* en la sección *Pre tratamiento*. En dicho apartado se explicó que el agua utilizada proviene del mar y se requiere tratarla con el fin de cumplir con los requisitos técnicos del proceso.

También, se abordó el acondicionamiento del gas natural, ya que se deben remover compuestos de azufre y otros contaminantes que podrían afectar negativamente el desempeño del catalizador empleado en la etapa de síntesis del NH_3 y CO_2 .

En cuanto al amoníaco, se indicó que este se obtiene a partir del aire mediante el proceso *Haber-Bosch*, a partir de la síntesis entre nitrógeno y el hidrógeno derivado del reformado del gas. Cabe aclarar que, para el desarrollo del presente análisis, se asume que el amoníaco y el dióxido de carbono ingresan al sistema en fase líquida, puros y en las condiciones de operación requeridas para el proceso .

Tratamiento productos y subproductos

Las operaciones de post tratamiento aplicadas a la urea una vez sintetizada también fueron desarrolladas en el *Capítulo 1* en la sección *Post tratamiento*. Allí se explicó que el producto atraviesa una serie de etapas (concentración, evaporación y granulación) necesarias para alcanzar las condiciones físico-químicas requeridas para su comercialización.

En resumen, estas etapas tienen como objetivo reducir progresivamente el contenido de agua de la solución de urea, desde una concentración inicial de alrededor del 70% hasta alcanzar una pureza del 99,6% en forma fundida. Posteriormente, se describe el proceso de solidificación mediante tecnología de granulación en torre de *prilling* o lecho fluidizado, para obtener un producto final en forma de gránulos.

Diagrama de bloques de la planta

Reciclos materiales

Dado que la velocidad de formación del carbamato de amonio es considerablemente superior a la velocidad de síntesis de la urea, resulta necesario reciclar la corriente dentro del proceso debido a su alta corrosividad. Para ello, la fracción de carbamato de amonio no convertida se descompone nuevamente en NH_3 y CO_2 , para su reutilización. Asimismo, el NH_3 y CO_2 que no reaccionan durante la etapa de síntesis deben ser separados del producto mediante un proceso de *stripping con CO_2* .

En las etapas posteriores a la síntesis, se implementa un ciclo para recuperar tanto el amoníaco como el dióxido de carbono remanentes en la corriente de salida del reactor de urea, con el objetivo de maximizar el uso de las materias primas.

Diagrama del proceso

A continuación, en la *Figura 2.16*, se observa el diagrama de bloques de la planta de producción de urea.

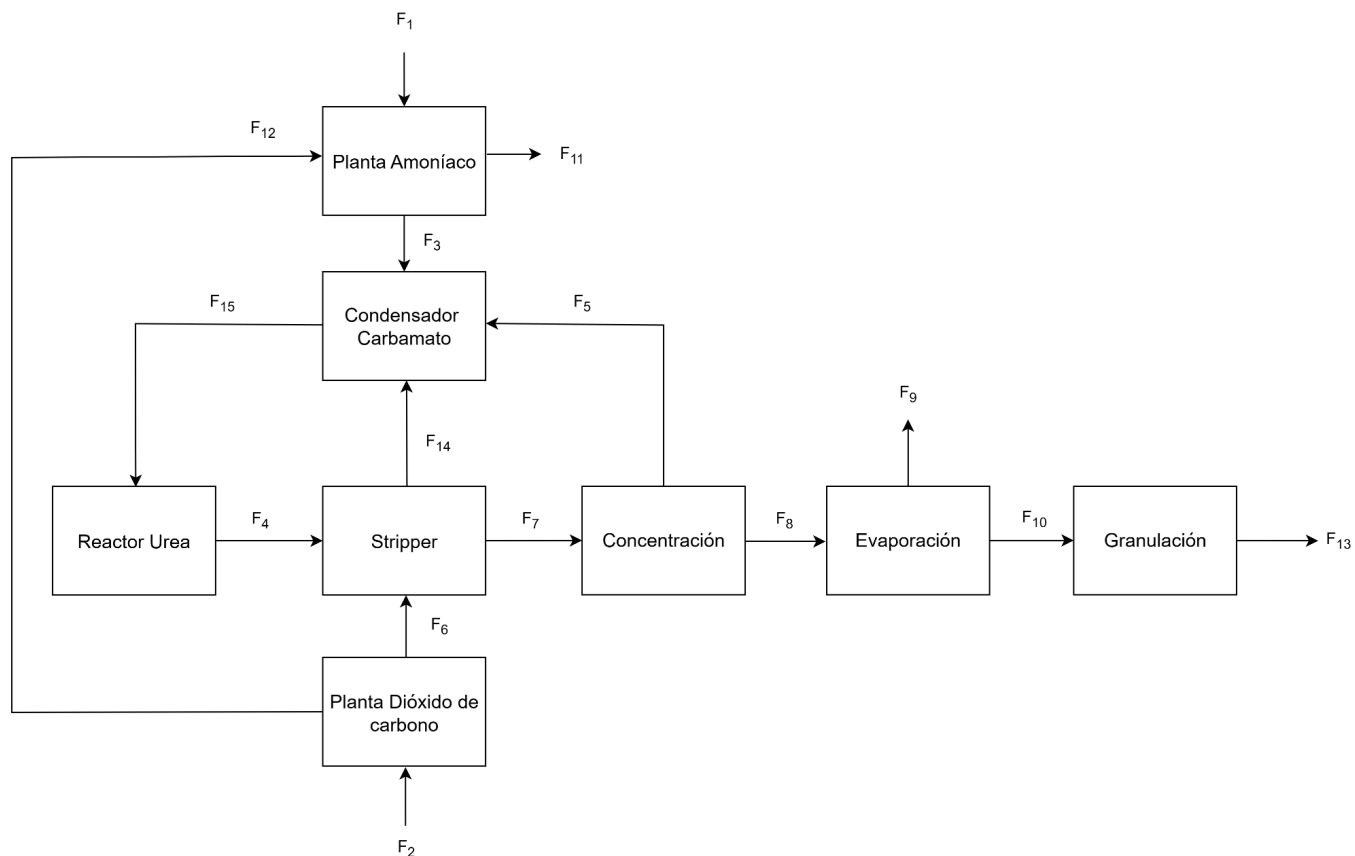


Figura 2.16. Diagrama de bloques del proceso de producción de urea granulada.

Nota: Elaboración propia.

A fines prácticos, para los cálculos preliminares de las corrientes del diagrama de bloques, se unificaron el reactor de urea y el condensador de carbamato de amonio en un único bloque; al igual que la etapa de concentración. Estas corrientes serán definidas con mayor detalle en los próximos capítulos.

Composiciones y caudales de las corrientes de proceso

Capacidad de la planta

La capacidad de una planta industrial puede definirse de dos formas: capacidad nominal y capacidad instantánea. La primera hace referencia a la producción planificada en función de variables de tipo comercial y estratégico, como la disponibilidad de materias primas, el capital invertido y la demanda proyectada del producto. En cambio, la capacidad instantánea se vincula al diseño técnico de los equipos e instalaciones, y representa la producción máxima que podrían alcanzar en condiciones ideales, sin considerar interrupciones e ineficiencias.

Para estimar la capacidad instantánea, se introduce el concepto de *efectividad global del proceso* (EGP), que contempla las principales pérdidas del rendimiento real respecto del potencial. Este indicador se construye a partir de tres componentes: la *disponibilidad* (*availability*), que refleja el tiempo en que los equipos están efectivamente en funcionamiento; *porcentaje de producto conforme* (*right first time*), que indica el porcentaje producido dentro de especificación respecto de la totalidad producida; y el *performance*, que compara la capacidad de producción con la capacidad estándar.

Aunque este valor suele determinarse empíricamente para cada planta en operación, en este trabajo se adopta un valor de referencia del 85% para la EGP, ya que representa una meta comúnmente aceptada en el ámbito industrial a nivel global para una planta de fabricación de fertilizantes.

Balances de masa

Los balances de masa se plantean en términos de la capacidad instantánea. Para ello, se calcula el valor del caudal másico instantáneo de la producción de urea requerida, con el valor del EGP del 85% previamente definido, ver *Ecuación 2.4*.

$$F_{13} = \frac{148,40 \text{ ton/hr}}{0,85} = 174,6 \text{ ton/hr} \quad \textbf{Ecuación 2.4.}$$

Según los datos bibliográficos obtenidos la pureza de la urea es del 98%p/p, siendo el 0,4%p/p de biuret y 1,6%p/p de agua. Con esta información, se determinó la cantidad de biuret presente y el caudal total de la corriente de salida de producto (*corriente F_{13}*).

$$F_{13 \text{ Urea}} = F_{13} \cdot 0,98 = 171,1 \text{ ton/hr}$$

$$F_{13 \text{ H}_2\text{O}} = F_{13} \cdot 0,016 = 2,8 \text{ ton/hr}$$

$$F_{13 \text{ Biuret}} = F_{13} \cdot 0,004 = 0,7 \text{ ton/hr}$$

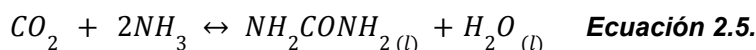
Para simplificar los cálculos, por estequiometría (ver *Ecuación 2.3*) se calcula la cantidad de urea equivalente al caudal de biuret formado, debido a que el mismo es considerablemente inferior al resto de componentes, y se trabajará con un caudal de urea levemente mayor.

$$F_{\text{Urea equiv}} = F_{13 \text{ Biuret}} \cdot \frac{2 \text{ mol urea}}{1 \text{ mol Biuret}} \cdot \frac{PM_{\text{UREA}}}{PM_{\text{BIURET}}} = 0,8 \text{ ton/hr}$$

Por lo tanto, la cantidad de urea es:

$$F_{13 \text{ Urea}} = 171,1 \text{ ton/hr} + 0,8 \text{ ton/hr} = 171,9 \text{ ton/hr}$$

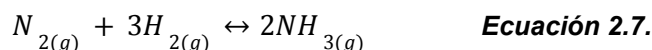
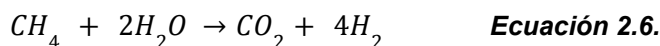
A partir de la estequiometría de la reacción global *Ecuación 2.5*, que resulta de la suma de las *Ecuaciones 2.1* y *2.2*, se calculó la cantidad de CO_2 necesaria, ya que es el reactivo limitante de la reacción.



$$F_6 = F_{6 \text{ CO}_2} = F_{13 \text{ Urea}} \cdot \frac{PM_{\text{CO}_2}}{PM_{\text{Urea}}} = 126,0 \text{ ton/hr}$$

$$F_3 = F_{3 \text{ NH}_3} = F_6 \cdot 0,5 \cdot \frac{PM_{\text{N}_2}}{PM_{\text{NH}_3}} = 97,5 \text{ ton/hr}$$

Con base en estos requerimientos, se determinó la cantidad de gas natural necesaria para la producción de CO_2 , ver *Ecuación 2.6*, así como la cantidad de aire requerida, al tener en cuenta que, la composición de nitrógeno es del 79% , ver *Ecuación 2.7*.



Se calculan primero los valores de las corrientes para cada componente:

$$F_{1N_2} = F_{3NH_3} \cdot \frac{1}{2} \cdot \frac{PM_{N_2}}{PM_{NH_3}} = 80,2 \text{ ton/hr}$$

$$F_{11O_2} = F_{1O_2} = F_{1N_2} \cdot \frac{0.21}{0.79} \cdot \frac{PM_{O_2}}{PM_{N_2}} = 24,3 \text{ ton/hr}$$

$$F_{1aire} = F_{1N_2} + F_{1O_2} = 104,5 \text{ ton/hr}$$

$$F_{1H_2} = F_{1N_2} \cdot 3 \cdot \frac{PM_{H_2}}{PM_{N_2}} = 17,3 \text{ ton/hr}$$

Por lo tanto:

$$F_1 = F_{1N_2} + F_{1O_2} + F_{1H_2} = 121,8 \text{ ton/hr}$$

$$F_{2CH_4} = F_{6CO_2} \cdot \frac{PM_{CH_4}}{PM_{CO_2}} = 45,9 \text{ ton/hr}$$

$$F_{2H_2O} = F_{2CH_4} \cdot 2 \cdot \frac{PM_{H_2O}}{PM_{CH_4}} = 103,2 \text{ ton/hr}$$

Por lo tanto:

$$F_2 = F_{2CH_4} + F_{2H_2O} = 149,1 \text{ ton/hr}$$

El H_2 se recircula a la planta de producción de NH_3 ya que, en las plantas integradas, este exceso se aprovecha para producir amoníaco con fines comerciales. En este caso no se contempla la formación de amoníaco con esta corriente de hidrógeno pero si se la recircula para contemplarlo en un futuro:

$$F_{12} = F_{11H_2} = F_{6CO_2} \cdot \frac{4 \text{ mol } H_2}{1 \text{ mol } CO_2} \cdot \frac{PM_{H_2}}{PM_{CO_2}} = 23,1 \text{ ton/hr}$$

$$F_{11} = F_{11H_2} + F_{11O_2} = 47,4 \text{ ton/hr}$$

Luego, al utilizando una relación NH_3/CO_2 de 3:1 se determina la cantidad de amoníaco en exceso que se requiere ($F_{5NH_3} + F_3 + F_{14NH_3}$):

$$F_{NH_3 \text{ tot}} = F_{6CO_2} \cdot \frac{3 \text{ mol } NH_3}{1 \text{ mol } CO_2} \cdot \frac{PM_{NH_3}}{PM_{CO_2}} = 146,2 \text{ ton/hr}$$

Se sabe que F_3 es estequiométrica, por lo tanto el exceso ingresa por F_5 y F_{14} :

$$F_{NH_3 \text{ exc}} = 146,2 \text{ ton/hr} - 97,5 \text{ ton/hr} = 48,7 \text{ ton/hr}$$

El 80% de este exceso de NH_3 se recupera en el *stripper* y el 20% restante se recupera en la etapa de *Concentración* (Brouwer, 2025).

$$F_{14NH_3} = 48,7 \text{ ton/hr} \cdot 0,8 = 38,9 \text{ ton/hr}$$

$$F_{7 NH_3} = F_{5 NH_3} = 48,7 \text{ ton/hr} - 38,9 \text{ ton/hr} = 9,8 \text{ ton/hr}$$

Se considera que la urea producida se forma a partir del carbamato sólo en el reactor de urea, ver *Ecuación 2.2*; y que el 70% del carbamato se descompone para formar urea *Chauhan (2022)*, a partir de este dato se calcula la cantidad de carbamato requerido:

$$F_{Carb\ requerido} = 171,9 \text{ ton/hr} \cdot \frac{PM_{CARB}}{PM_{UREA}} \cdot \frac{100}{70} = 319,2 \text{ ton/hr}$$

A continuación, se calcula la cantidad de CO_2 necesaria para formar la cantidad de carbamato previamente determinada:

$$F_{5 CO_2} + F_{14 CO_2} = 319,2 \text{ ton/hr} \cdot \frac{PM_{CO_2}}{PM_{CARB}} = 180,0 \text{ ton/hr}$$

Al conocer la alimentación de CO_2 se calcula la cantidad del mismo que se produce en el *Stripper* debido a la descomposición del carbamato en sus reactivos:

$$F_{CO_2} = 180,0 \text{ ton/hr} - 126,0 \text{ ton/hr} = 54,0 \text{ ton/hr}$$

El 80% de CO_2 se recupera en el *stripper* y el 20% restante se recupera en la etapa de *Concentración* (*Brouwer, 2025*):

$$F_{14 CO_2} = 180,0 \text{ ton/hr} \cdot 0,8 = 144,0 \text{ ton/hr}$$

$$F_{7 CO_2} = F_{5 CO_2} = 180,0 \text{ ton/hr} - 144,0 \text{ ton/hr} = 36,0 \text{ ton/hr}$$

$$F_5 = F_{5 NH_3} + F_{5 CO_2} = 45,8 \text{ ton/hr}$$

$$F_{14} = F_{14 NH_3} + F_{14 CO_2} = 182,9 \text{ ton/hr}$$

A partir de este dato, se estima la cantidad de carbamato que queda sin reaccionar en el *Reactor de urea* y el NH_3 que se desorbe en el *Stripper*:

$$F_{4 CARB} = 54,0 \text{ ton/hr} \cdot \frac{PM_{CARB}}{PM_{CO_2}} = 95,8 \text{ ton/hr}$$

$$F_{NH_3\ Stripper} = 95,8 \text{ ton/hr} \cdot \frac{2 \text{ mol } NH_3}{1 \text{ mol } CARB} \cdot \frac{PM_{NH_3}}{PM_{CARB}} = 41,8 \text{ ton/hr}$$

Según estudios de modelado (*Tamayo et al., 2024*) se estima que el 58% del CO_2 que ingresa al *Condensador de carbamato* se convierte en carbamato de amonio:

$$F_{CO_2\ condensador} = 180,0 \text{ ton/hr} \cdot 0,58 = 104,4 \text{ ton/hr}$$

$$F_{15 CO_2} = 180,0 \text{ ton/hr} - 104,4 = 75,6 \text{ ton/hr}$$

Entonces, la cantidad de carbamato de amonio que se forma en el *Condensador de carbamato* es:

$$F_{15 \text{ CARB}} = 104,4 \text{ ton/hr} \cdot \frac{1 \text{ mol CARB}}{1 \text{ mol CO}_2} \cdot \frac{PM_{\text{CARB}}}{PM_{\text{CO}_2}} = 185,2 \text{ ton/hr}$$

Por lo tanto, la cantidad de NH_3 que reacciona en el *Condensador de carbamato* es:

$$F_{NH_3 \text{ reacciona}} = 104,4 \text{ ton/hr} \cdot \frac{2 \text{ mol NH}_3}{1 \text{ mol CO}_2} \cdot \frac{PM_{NH_3}}{PM_{CO_2}} = 80,8 \text{ ton/hr}$$

$$F_{15 NH_3} = 146,2 \text{ ton/hr} - 80,8 \text{ ton/hr} = 65,4 \text{ ton/hr}$$

$$F_{15} = F_{15 \text{ CARB}} + F_{15 \text{ CO}_2} + F_{15 NH_3} = 326,2 \text{ ton/hr}$$

Dado que en el proceso *Stamicarbon* el 99,9% del CO_2 se transforma en carbamato *Chauhan (2022)*, se asume, por simplicidad, una conversión completa del CO_2 a carbamato en el *Reactor*. Por lo tanto, la cantidad de NH_3 que reacciona en el reactor es:

$$F_{NH_3} = F_{15 \text{ CO}_2} \cdot \frac{2 \text{ mol NH}_3}{1 \text{ mol CO}_2} \cdot \frac{PM_{NH_3}}{PM_{CO_2}} = 58,5 \text{ ton/hr}$$

La cantidad de NH_3 a la salida del reactor es:

$$F_{4 NH_3} = 65,4 \text{ ton/hr} - 58,5 \text{ ton/hr} = 6,9 \text{ ton/hr}$$

Además, se contempla que toda la urea producida en el reactor es la misma que la de las corrientes F_4 , F_7 , F_8 , F_{10} y F_{13} :

$$F_{13 \text{ Urea}} = F_{4 \text{ Urea}} = F_{7 \text{ Urea}} = F_{8 \text{ Urea}} = F_{10 \text{ Urea}} = 171,9 \text{ ton/hr}$$

Luego, con el balance de masa en la etapa de *Granulación* se obtiene que:

$$F_{13 H_2O} = F_{10 H_2O} = 2,8 \text{ ton/hr}$$

$$F_{10} = F_{10 H_2O} + F_{10 \text{ urea}} = 174,7 \text{ ton/hr}$$

Por estequiometría, se calcula la cantidad de agua producida en el reactor:

$$F_{4 H_2O} = F_{4 \text{ Urea}} \cdot \frac{PM_{H_2O}}{PM_{\text{Urea}}} = 51,6 \text{ ton/hr}$$

$$F_4 = F_{4 \text{ Urea}} + F_{4 NH_3} + F_{4 \text{ CARB}} + F_{4 H_2O} = 326,2 \text{ ton/hr}$$

Se asume que la cantidad de agua permanece constante en F_4 , F_7 y F_8 :

$$F_{4 H_2O} = F_{7 H_2O} = F_{8 H_2O} = 51,6 \text{ ton/hr}$$

$$F_8 = F_{8 H_2O} + F_{8 \text{ urea}} = 223,5 \text{ ton/hr}$$

$$F_7 = F_{7H_2O} + F_{7urea} + F_{7CO_2} + F_{7NH_3} = 269,3 \text{ ton/hr}$$

Por último, del balance en la etapa de *Evaporación* se obtiene F_9 y se asume que es solo agua ya que, si hubiera otros componentes en dicha corriente son trazas y pueden despreciarse.

$$F_{9H_2O} = F_9 = F_8 - F_{10} = 48,8 \text{ ton/hr}$$

En la *Tabla 2.3* se tabulan los valores de los caudales másicos para cada corriente y componente involucrado en el balance global del proceso. Además, en la *Tabla 2.4* se detallan las composiciones másicas correspondientes.

Tabla 2.3. Caudales másicos instantáneos para las corrientes.

Componente / Caudal másico	F1	F2	F3	F4	F5	F6	F7	F8	F9	F10	F11	F12	F13	F14	F15
Gas natural [ton/hr]	0,0	45,9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Hidrógeno [ton/hr]	17,3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	23,1	23,1	0,0	0,0	0,0
Nitrógeno [ton/hr]	80,2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Oxígeno [ton/hr]	24,3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	24,3	0,0	0,0	0,0	0,0
Amoniaco [ton/hr]	0,0	0,0	97,5	6,9	9,8	0,0	9,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	38,9	65,4
Dióxido de carbono [ton/hr]	0,0	0,0	0,0	0,0	36,0	126,0	36,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	144,0	75,6
Urea [ton/hr]	0,0	0,0	0,0	171,9	0,0	0,0	171,9	171,9	0,0	171,9	0,0	0,0	171,9	0,0	0,0
Carbamato [ton/hr]	0,0	0,0	0,0	95,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	185,2
Agua [ton/hr]	0,0	103,2	0,0	51,6	0,0	0,0	51,6	51,6	48,8	2,8	0,0	0,0	2,8	0,0	0,0
Caudal total [ton/hr]	121,8	149,1	97,5	326,2	45,8	126,0	269,3	223,5	48,8	174,7	47,4	23,1	174,7	182,9	326,2

Con las corrientes calculadas se puede verificar el balance de masa:

$$Entrada = F_1 + F_2 = 270,9 \text{ ton/hr}$$

$$Salida = F_9 + F_{11} + F_{13} = 270,9 \text{ ton/hr}$$

Tabla 2.4. Composiciones másicas de cada corriente.

Componente / fracción	F1	F2	F3	F4	F5	F6	F7	F8	F9	F10	F11	F12	F13	F14	F15
Gas natural	0,000	0,308	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Hidrógeno	0,142	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,488	1,000	0,000	0,000	0,000
Nitrógeno	0,658	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Oxígeno	0,200	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,512	0,000	0,000	0,000	0,000
Amoniaco	0,000	0,000	1,000	0,021	0,214	0,000	0,036	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,213	0,200
Dióxido de carbono	0,000	0,000	0,000	0,000	0,786	1,000	0,134	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,787	0,232
Urea	0,000	0,000	0,000	0,527	0,000	0,000	0,638	0,769	0,000	0,984	0,000	0,000	0,984	0,000	0,000
Carbamato	0,000	0,000	0,000	0,294	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,568
Agua	0,000	0,692	0,000	0,158	0,000	0,000	0,192	0,231	1,000	0,016	0,000	0,000	0,016	0,000	0,000
Fracción total	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00

Es importante aclarar que estas cantidades representan las mínimas requeridas para un estudio preliminar, ya que como se mencionó anteriormente, al reactor de urea y al condensador de carbamato se los agrupó en un único bloque. No obstante, serán empleados como base de cálculo una vez definido el tipo de reactor a utilizar en capítulos posteriores.

Conclusión

En este capítulo se definió en detalle la tecnología de proceso seleccionada para la producción de urea granulada y se establecieron las condiciones operativas preliminares que fundamentan el diseño de la planta. A partir del análisis comparativo de las principales alternativas tecnológicas, la evaluación cualitativa y cuantitativa permitió confirmar a *Stamicarbon AVANCORE®* como la opción óptima, debido a su equilibrio entre eficiencia energética, seguridad operacional, rendimiento global y simplicidad en el manejo de efluentes y reciclos.

Asimismo, se caracterizaron las reacciones involucradas en la síntesis de urea y se analizaron los efectos de la temperatura, presión, relación molar y tiempo de residencia sobre el equilibrio y la cinética del proceso. Estos estudios permitieron delimitar un rango operativo adecuado, que maximiza la conversión de carbamato a urea y minimiza la formación de biuret.

Finalmente, se estableció el diagrama de bloques, se determinaron las corrientes del proceso y se realizaron los balances de masa preliminares al tomar como base una efectividad global del 85%. Estos resultados constituyen la base técnica necesaria para el diseño detallado de los equipos que se desarrollarán en los capítulos siguientes.

Referencias

Agriculture and Horticulture Development Board. (s.f.). *Overall Equipment Effectiveness (OEE) for agriculture and horticulture businesses*. Recuperado el [13 de abril de 2025], de [ahdb-org-uk](https://ahdb-uk.org/)

Anuththara, J. G. M., Arunasiri, R. A. D. S., Attanayake, D. D. S., Bandara, A. M. H. S., & Bandara, Y. W. (2018). *Plant for production of urea* (p. 40) [Informe de proyecto de diseño]. University of Moratuwa. Recuperado el [1 de agosto de 2025], de studocu.com

Autor desconocido. (s.f.). *Documento de referencia sobre síntesis de urea*. Recuperado el [13 de abril de 2025], de scribd.com

Barragán Bermúdez, M., Benavente Anguita, R., Cazalla Fernández, J., Tarrida Levy, M., Varo Pérez, A., & Vázquez Yáñez, S. (2024). *Proyecto de fin de grado: Planta de producción de urea – Capítulo 1: Especificaciones del proyecto* (R. Bosch Palacios, Tutor). Grado en Ingeniería Química, Universidad Autónoma de Barcelona.

Brouwer, B. (2009). *Thermodynamics of the urea process*. UreaKnowHow. Recuperado el [17 de mayo de 2025], de ureaknowhow.com

Brouwer, M. (2025). *How to solve stripper efficiency issues*. UreaKnowHow. Recuperado el [14 de agosto de 2025], de ureaknowhow.com

Cotabarren, I. M. (2012). *Modelado y simulación del sector de granulación de una planta de urea* (Tesis doctoral). Universidad Nacional del Sur. Recuperado el [30 de abril de 2025], de repositoriodigital.uns.edu.ar

Cucchiella, B. (2020). *Scaling-up granulation plants*. Stamicarbon. Recuperado el [12 de abril de 2025], de ureaknowhow.com

Frejacques, M. (1948). *Les bases théoriques de la synthèse industrielle de l'urée* [The theoretical basis of the industrial synthesis of urea]. *Chimie et Industrie*, 60(1), 22–35. Recuperado el [17 de mayo de 2025], de ureaknowhow.com

Hydrocarbon Processing. (2024, 18 de septiembre). *Stamicarbon awarded technology and PDP contracts for urea plant in Egypt*. Recuperado el [12 de abril de 2025], de www.hydrocarbonprocessing.com

Lean Production. (s.f.). *Understanding OEE in Lean Manufacturing*. Recuperado el [13 de abril de 2025], de www.leanproduction.com

Mansouri, A., & Feilizadeh, M. (2019). *Industrial urea process – Simulation and validation*. ResearchGate. Recuperado el [15 de abril de 2025], de www.researchgate.net

Mavrovic, I., Shirley, A. R., & Coleman, G. R. (s.f.). Urea. En *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*. John Wiley & Sons. doi.org

Meessen, J. (2014). Urea synthesis. *Chemie Ingenieur Technik*, 86(12), 2180–2189. doi.org

Meessen, J., & Uhlmann, A. (2012). *Urea*. In *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Wiley-VCH. Recuperado el [17 de mayo de 2025], de doi.org

Meyers, R. A. (Ed.). (1986). Stamicarbon Staff. *Stamicarbon Dioxide Stripping Urea Process*. En *Handbook of Chemical Production Processes* (2ª ed., sección 3.11). McGraw-Hill.

Mohsen Hamidipour, Navid Mostoufi & Rahmat Sotudeh-Gharebagh (2005). *Modeling the synthesis section of an industrial urea plant*. Chemical Engineering Journal 106 (2005) 249–260.

Mukesh M. Chauhan (s.f.). *Urea Project Report*. Recuperado el [12 de abril de 2025], de ureaknowhow.com

Piña, J. (2003). *Simulación y optimización de reactores de reformado de metano con vapor* (Tesis doctoral). Universidad Nacional del Sur. Recuperado el [30 de abril de 2025], de repositoriodigital.uns.edu.ar

Satyro, M. A., Li, Y.-K., Agarwal, R. K., & Santollani, O. J. (s.f.). *Modeling Urea Processes: A New Thermodynamic Model and Software Integration Paradigm*. The Chemical Engineers' Resource Page. Recuperado el [15 de abril de 2025], de www.cheresources.com

Schaber, P. M., Colson, J., Higgins, S., Thielen, D., Anspach, B., & Brauer, J. (2004). Thermal decomposition (pyrolysis) of urea in an open reaction vessel. *Thermochimica Acta*, 424(1-2), 131–142. doi.org

Saima Abdul Rasheed (2011). *Revamping Urea Synthesis Reactor using Aspen Plus*. Recuperado el [13 de abril de 2025], de www.ureaknowhow.com

Stamicarbon. (2023, septiembre). *Stami Urea Launch Brochure*. Recuperado el [12 de abril de 2025], de www.stamicarbon.com

Tamayo, N., Castro, S., Patiño-Chiri, T., Ramos, W., & Tarazona-Vasquez, F. (2024, julio 17-19). *Modeling and simulation of automotive urea production in Peru*. En 22nd LACCEI International Multi-Conference for Engineering, Education, and Technology. San José, Costa Rica. Recuperado el [14 de agosto de 2025]

Textos Científicos. (s.f.). *Producción industrial de urea*. Recuperado el [13 de abril de 2025], de www.textoscientificos.com

Thyssenkrupp Industrial Solutions. (s.f.). *Urea: Cutting-edge fertilizer know-how – at your disposal*. Recuperado el [13 de abril de 2025], de d2zo35mdb530wx.cloudfront.net

Thyssenkrupp Uhde. (s.f.). *Urea synthesis with pool condenser*. Recuperado el [13 de abril de 2025], de www.thyssenkrupp-uhde.com

Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas. (s.f.). Análisis tecnológico de la sección de síntesis en la planta de producción de UREA a instalarse en la provincia de Cienfuegos. Recuperado el [30 de abril de 2025], de dspace.uclv.edu.cu

Vorne Industries. (s.f.). *Real-Time Production Monitoring System*. Recuperado el [13 de abril de 2025], de www.vorne.com

Zendehboudi, S., Zahedi, G., Bahadori, A., Lohi, A., Elkamel, A., & Chatzis, I. (2014). *A dual approach for modelling and optimisation of industrial urea reactors: Smart technique and grey box model*. The Canadian Journal of Chemical Engineering.

Zhang, S., Yuan, Y., Zhang, X., & Yao, P. (2005). *Modeling and simulation of high-pressure urea synthesis loop*. Institute of Process Engineering, Chinese Academy of Sciences. Recuperado el [15 de abril de 2025], de ureaknowhow.com

Zhang, S., Yuan, Y., Zhang, X., & Yao, P. (2002). Simulation of High-Pressure Urea Synthesis Loop. *AIChE Journal*. Recuperado el [30 de abril de 2025], de ureaknowhow.com



Universidad Nacional de Mar del Plata
Facultad de Ingeniería
Departamento de Ingeniería Química

**DISEÑO DE UNA PLANTA DE
PRODUCCIÓN
DE UREA GRANULADA**

CAPÍTULO 3

**DISEÑO DEL SISTEMA DE
REACCIÓN**



2025

Resumen ejecutivo

En este capítulo se desarrolla el diseño y la simulación de la sección de síntesis de una planta de producción de urea granulada, con el simulador *UniSim Design*. Se definen los componentes del sistema, se selecciona el modelo termodinámico más adecuado y se incorporan las reacciones químicas principales: la formación de carbamato de amonio y su posterior deshidratación para obtener urea. Para la representación del equilibrio líquido-vapor, se adoptó el modelo *UNIQUAC* combinado con gas ideal, se incorporaron los parámetros de interacción binaria ajustados a las condiciones de operación, lo que permite una simulación precisa y consistente con datos reportados en la bibliografía.

El reactor de síntesis de urea se modela como una serie de 12 reactores de equilibrio líquido-vapor y tanques agitados continuos adiabáticos de 23 m^3 cada uno, con un diámetro de 2,50 m, una altura total de 56,23 m, un espesor de aislante de 404 mm y un volumen total de 276 m^3 , que opera a 15 MPa y es alimentado a 167,20 °C, para alcanzar una producción de 171,90 ton/hr de urea.

El condensador de carbamato, modelado como un reactor de equilibrio, favorece la formación rápida y altamente exotérmica de carbamato de amonio a partir de NH_3 y CO_2 . Se requiere intercambiar $-1,98 \times 10^8 \text{ kJ/hr}$ para obtener una temperatura de salida de 167,20 °C. Sus dimensiones son un diámetro de 4,27 m, un largo de 6,41 m, un espesor de aislante de 166 mm y un volumen de 92 m^3 .

Por su parte, el *stripper* se diseña como un reactor de conversión, opera a 15 MPa y una temperatura de salida de 239 °C, este permite descomponer el carbamato en NH_3 y CO_2 con una conversión aproximada del 80%; para ello se requiere intercambiar $1,26 \times 10^8 \text{ kJ/hr}$. Además se recicla la corriente gaseosa hacia el condensador para optimizar la conversión global del proceso. Sus dimensiones son un diámetro de 4,13 m, un largo de 6,20 m, un espesor de aislante de 361 mm y un volumen de 83 m^3 .

Finalmente se presenta el diagrama de flujo, las propiedades y los caudales de todas las corrientes que forman parte del proceso. Los resultados obtenidos establecen las bases para un dimensionamiento eficiente y seguro de la sección de síntesis, que permiten su correcta integración con las etapas posteriores, para asegurar un diseño confiable y operativo de la planta.

Introducción

La sección de síntesis es una etapa crítica dentro del proceso global de producción, en la cual el dióxido de carbono y el amoníaco reaccionan en condiciones de alta presión y temperatura para formar urea, biuret y agua como productos finales. El diseño adecuado del reactor es fundamental para garantizar una conversión eficiente, minimizar la formación de subproductos y asegurar condiciones seguras de operación.

Este capítulo aborda el diseño y simulación de la sección de síntesis, compuesta por una serie de reactores de equilibrio L-V y tanques agitados continuos (TACs), un condensador de carbamato de amonio y un *stripper*, como se observa en la *Figura 3.1*. Se consideran las reacciones químicas principales y sus respectivas cinéticas así como un modelo termodinámico para estimar los equilibrios L-V. La elección de modelar el reactor como una serie de equilibrios L-V + TACs en régimen adiabático responde tanto a consideraciones prácticas como a la descripción más adecuada del régimen de flujo real y la cinética del sistema.

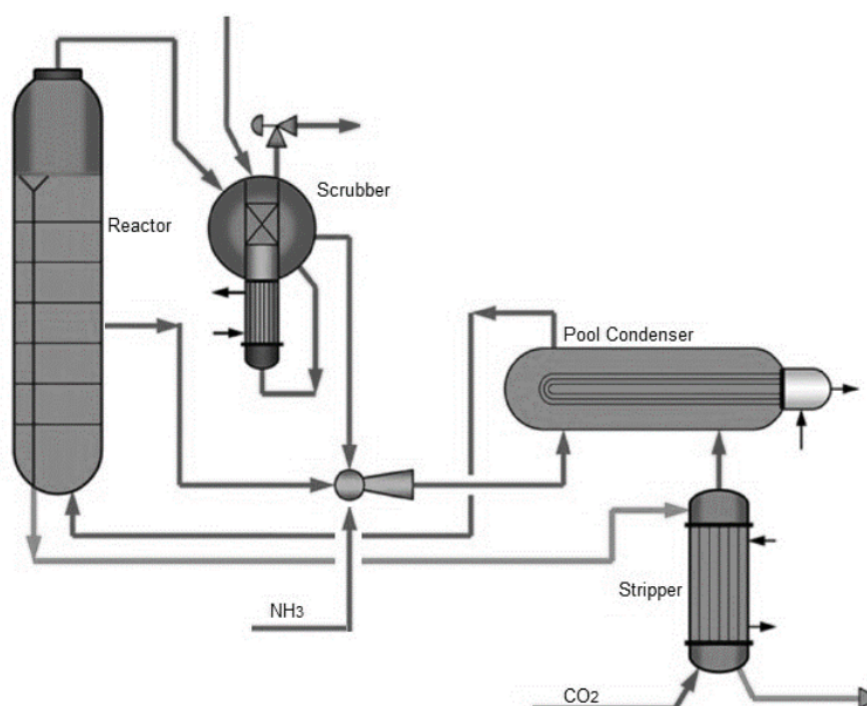


Figura 3.1. Sección de síntesis de la planta de producción de urea para la tecnología Stamicarbon.

Nota: El scrubber será considerado en la etapa de concentración. Imagen extraída de Chinda et al. (2017).

Con el sistema planteado, se simulan diferentes condiciones de operación a fin de optimizar el diseño del reactor y estimar el volumen de los equipos complementarios. Este análisis permite establecer las bases del dimensionamiento para la implementación eficiente y segura de la sección de síntesis de urea.

Componentes

Para comenzar a modelar es necesario definir los componentes que participan en el proceso. En el entorno *Basis Environment* se seleccionan los compuestos disponibles en la base de datos del simulador, tales como agua (H_2O), amoníaco (NH_3) y dióxido de carbono (CO_2).

Por otra parte, la urea y el carbamato de amonio no se encuentran incluidos en la base de datos, por lo que se los define como *Hypo Components*. En el *Capítulo 2* se detalló que el biuret no será considerado

de manera explícita en la simulación; en su lugar, se emplea un caudal de urea ligeramente mayor, que contempla la fracción que se descompone para formar este compuesto.

La definición de un componente hipotético no requiere el ingreso de todas sus propiedades fisicoquímicas. A partir de una cantidad mínima de información y mediante la opción *Estimate Unknown Props*, el simulador *UniSim Design* estima las propiedades críticas, así como las variables necesarias para el cálculo de la presión de vapor.

Las propiedades ingresadas en el simulador para la urea y el carbamato de amonio, obtenidas de diversas fuentes bibliográficas, se presentan en la *Tabla 3.1* y la *Tabla 3.2*, respectivamente.

Tabla 3.1. Propiedades fisicoquímicas para el carbamato de amonio como componente hipotético.

Peso molecular [g/mol]	78,07
Densidad ideal del líquido [kg/m ³]	600
Temperatura de ebullición normal [°C]	1.100
Temperatura crítica [°C]	785,30
Presión crítica [MPa]	1,10
Volumen crítico [m ³ /kmol]	1,63
Factor acéntrico	1,16
Calor de formación (25°C) [kJ/kmol]	$-4,5 \times 10^5$ a $-6,45 \times 10^5$

Nota: Los valores reportados fueron obtenidos de Sazali, R. A. B. (2007). *Steady state modeling of urea synthesis loop*. El valor de calor de formación que se utilizó es $-5,50 \times 10^5$ kJ/kmol para que el calor de reacción se asemeje a los reportados en bibliografía.

Tabla 3.2. Propiedades fisicoquímicas para la urea como componente hipotético.

Peso molecular [g/mol]	60,06
Densidad ideal del líquido [kg/m ³]	1.230
Temperatura de ebullición normal [°C]	318
Temperatura crítica [°C]	431,9
Presión crítica [MPa]	9,05
Volumen crítico [m ³ /kmol]	0,013
Factor acéntrico	0,76
Calor de formación (25°C) [kJ/kmol]	$-2,46 \times 10^5$ a $-3,33 \times 10^5$

Nota: La temperatura de ebullición se obtuvo de los datos reportados por el Chemical Abstracts Service (CAS); las demás variables reportadas fueron obtenidas de Sazali, R. A. B. (2007). *Steady state modeling of urea synthesis loop*. El valor de calor de formación que se utilizó es $-2,46 \times 10^5$ kJ/kmol para que el calor de reacción se asemeje a los reportados en bibliografía.

Modelo termodinámico

La adecuada selección del modelo termodinámico es un aspecto fundamental en el desarrollo de cualquier simulación de procesos, ya que de ella depende la precisión en el cálculo de las propiedades fisicoquímicas y termodinámicas necesarias para resolver los balances de materia y energía, así como para el dimensionamiento de los equipos. En cualquier planta química, los compuestos circulan entre diferentes unidades de operación en una amplia variedad de composición, condiciones de presión y temperatura; por lo tanto, contar con modelos confiables para predecir su comportamiento resulta imprescindible.

Si la elección del modelo de predicción de propiedades no es adecuada para el sistema en estudio, los resultados de la simulación pueden diferir significativamente de la realidad. Por ello, la selección del modelo termodinámico debe realizarse cuidadosamente, mediante búsquedas bibliográficas especializadas. Se deben considerar las características particulares de la mezcla y las condiciones de operación del proceso.

En el presente trabajo, se utilizó la metodología de selección mostrada en la *Figura 3.2*, que permite identificar el modelo más adecuado en función de la polaridad de los compuestos, la presencia de electrolitos, la presión de operación y la disponibilidad de parámetros de interacción binaria. Se concluyó que el más adecuado es el modelo *UNIQUAC* para representar el comportamiento de la fase líquida, combinado con el modelo de gas ideal para la fase gaseosa.

Decision tree for the selection of the thermodynamic property model

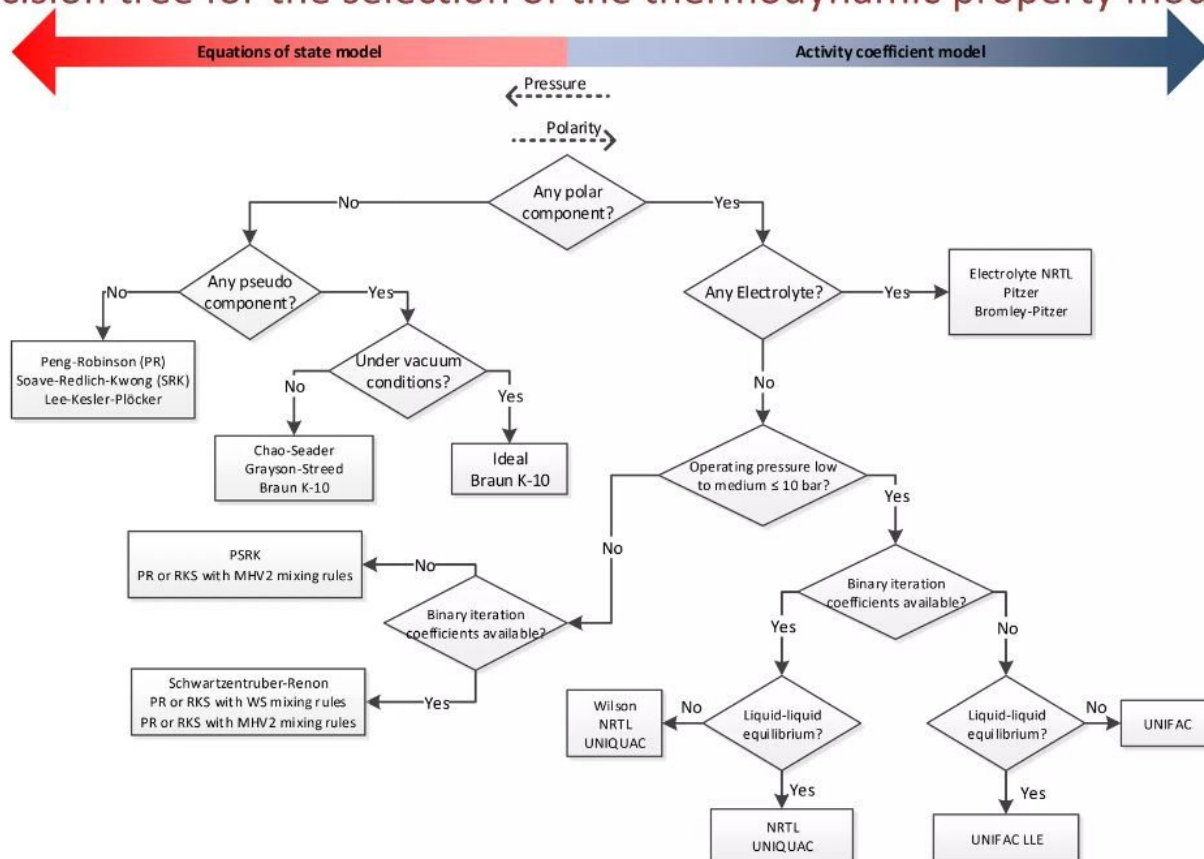


Figura 3.2. Árbol de decisión para la selección del modelo termodinámico.

Nota: Imagen extraída de Elias, A. P. (2023). Quick reference for selection of thermodynamic activity models.

Posteriormente, se consultó el trabajo de Sazali, R. A. B. (2007), en el que se recomienda utilizar el modelo seleccionado, donde se verifica la elección del mismo.

En la configuración del paquete termodinámico se incorporaron los parámetros de interacción binaria correspondientes a la ecuación de *UNIQUAC* para los componentes del sistema, ajustados a las condiciones de síntesis de urea. Este ajuste permite que las predicciones del modelo se alineen con los datos experimentales y las condiciones operativas reales de planta. Los parámetros de interacción binaria se tabulan en la *Tabla 3.3*.

Tabla 3.3. Parámetros del modelo *UNIQUAC*.

Componente	CO_2	NH_3	H_2O	$H_2NCOONH_4$	$CO(NH_2)_2$
CO_2	-	-3.534,00	676,20	-3.842,70	-2100,70
NH_3	69,68	-	0,00	1.272,09	234,06
H_2O	-183,70	0,00	-	1.182,00	1.862,86
$H_2NCOONH_4$	69,68	1.595,00	1.135,00	-	171,08
$CO(NH_2)_2$	69,68	650,00	1.050,00	197,94	-

Nota: Los parámetros reportados fueron obtenidos de Sazali, R. A. B. (2007). *Steady state modeling of urea synthesis loop* (Tesis de maestría, Universiti Teknologi Petronas).

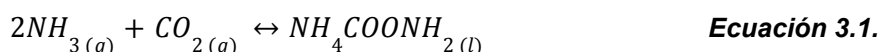
Reacciones químicas

Definidos los componentes del proceso y seleccionado el modelo termodinámico, se ingresan las reacciones a utilizar. En el *Capítulo 1* en la sección *Proceso de obtención de urea granulada a partir de gas natural*, se presentó el análisis de las etapas involucradas en la obtención del producto, así como las reacciones químicas correspondientes.

En el *Capítulo 2* en la sección *Reacción química*, se abordó el análisis de las condiciones de operación ideales para cada una. A continuación, se presenta el modelo cinético considerado para cada reacción involucrada.

Reacción 1: Formación de carbamato de amonio

La primera reacción corresponde a un equilibrio químico en el cual el dióxido de carbono reacciona con el amoníaco para formar carbamato de amonio. Se trata de una reacción rápida y altamente exotérmica que, bajo condiciones típicas de operación, alcanza rápidamente el equilibrio. La estequiometría de la reacción se presenta en la *Ecuación 3.1*.



En el simulador, esta reacción se modela como un equilibrio químico, lo que hace necesario definir la constante de equilibrio (K_{eq}). Para describir su dependencia con la temperatura, *UniSim Design* emplea la siguiente *Ecuación 3.2*.

$$\ln(K_{eq}(T)) = A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln(T) + D \cdot T \quad \textbf{Ecuación 3.2.}$$

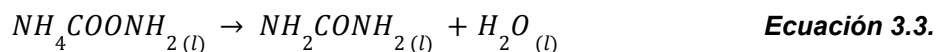
Los valores de los parámetros fueron reportados en *Hamidipour et al. (2005)* y sus valores son $A = 22,167$, $B = -7.657$, $C = 0$ y $D = 0$. Se seleccionó como base de cálculo (*Basis*) la presión parcial [*atm*], puesto que la K_{eq} disponible en la bibliografía se expresa en dichas unidades.

Asimismo, se escogió la opción *Overall combined phase*; si bien la reacción ocurre únicamente en fase líquida, la presencia de reactivos en estado gaseoso requiere de dicha selección para poder resolver el sistema de manera adecuada.

Finalmente, el simulador estima un calor de reacción a 25 °C de $-1,10 \times 10^5 \text{ kJ/kmol}$, valor consistente con lo esperado en esta reacción de carácter exotérmico.

Reacción 2: Formación de urea

El carbamato de amonio (NH_4COONH_2) se descompone de forma lenta y endotérmica, por lo tanto se puede simular como una reacción irreversible como se indica en la *Ecuación 3.3*. Sin embargo, el calor liberado en la reacción de formación de carbamato se utiliza para suministrar la energía necesaria a esta etapa y, dado que el tiempo de residencia en el reactor es suficientemente elevado, en la tecnología de *Stamicarbon* es entre 0,3 y 1 hora, la reacción puede completarse de manera efectiva dentro del equipo.



Para la expresión cinética se utilizó el modelo de ley de potencia reportado por *Chinda et al. (2017)*, como se observa en la *Ecuación 3.4*.

$$r = A e^{\frac{-E_a}{RT}} C_{\text{carbamato}}^{0.39} \quad \text{Ecuación 3.4.}$$

Donde la velocidad está expresada en unidades de $kmol/m^3s$, el factor preexponencial es $A = 12.000$; la energía de activación es $E_a = -62.802 kJ/kmol$ y la concentración de carbamato está expresada en $kmol/m^3$. Una vez cargados los parámetros de reacción, el simulador estima el calor de reacción en $6,90 \times 10^4 kJ/kmol$ a $25^\circ C$, cuyo orden es menor que el de la *Reacción 1* y consistente con la bibliografía.

Alimentación y reciclos

La alimentación global a la planta se define de forma estequiométrica en relación con la producción de diseño de $171,90 ton/hr$ de urea, los principales insumos involucrados son CO_2 y NH_3 . El exceso de NH_3 requerido para favorecer la conversión se obtiene a partir de los reciclos definidos previamente en el *Capítulo 2*.

Cabe destacar que se consideran dos corrientes de reciclo principales:

- La primera corresponde a la salida de vapor del *stripper*, que retorna al condensador (F_{14}). Su valor se determina directamente a partir de la simulación
- La segunda se estima como la cantidad de CO_2 , NH_3 , H_2O y carbamato de amonio presentes, en la corriente líquida que abandona el *stripper* (F_5); alimenta la etapa de concentración y retorna al condensador de carbamato. Su valor exacto se determinará en el *Capítulo 4*

Esta metodología permite estimar adecuadamente los excesos de reactivos y optimizar la conversión global del proceso.

El proceso de obtención de CO_2 es a baja presión, aproximadamente entre 2 y 2,5 MPa por lo que es necesario incrementar su presión hasta el valor de la presión de operación utilizado en la etapa de síntesis, el cual está comprendido en el rango de 14 a 25 MPa.

Por otra parte, el NH_3 se encuentra normalmente licuado a presiones moderadas entre 2 y 3 MPa, es alimentado al condensador de carbamato mediante bombas que lo elevan hasta la presión de síntesis.

Para la simulación desarrollada, se obtuvo una presión de operación óptima de 15 MPa por lo que ambas corrientes se alimentaron a dicho valor. En esta sección no se consideran los equipos de compresión y bombeo, los cuales serán abordados en capítulos posteriores.

Las temperaturas de alimentación fueron seleccionadas según lo reportado en *Isla et al. (1993)*, en la *Tabla 3.4* se resumen las especificaciones de las corrientes de reactivos y reciclos. En estado estacionario, el simulador calcula la relación molar NH_3/CO_2 en 2,85. Este exceso favorece la formación de carbamato, maximiza la conversión a urea y reduce la formación de biuret.

Tabla 3.4. Especificaciones de alimentación

Variable	CO_2	NH_3	F_{14}	F_5
Temperatura [°C]	89,40	96,00	239,00	86,60
Presión [MPa]	15,00	15,00	15,00	15,00
Caudal másico [ton/hr]	126,00	97,50	172,97	31,30

Nota: Ver nomenclatura de corrientes en sección Diagrama de Flujo.

Dimensionamiento y configuración de equipos

Reactor de síntesis de urea

El reactor de síntesis de urea es una torre vertical equipada con platos perforados, a través de los cuales ascienden las burbujas de gas, principalmente CO_2 y NH_3 , en contacto con una fase líquida rica en carbamato de amonio. Esta configuración favorece el contacto entre fases al limitar el mezclado axial mediante los platos internos y promueve un flujo secuencial ascendente que optimiza la transferencia de materia y calor.

En el informe presentado por *Irazoqui et al. (1993)*, se aproxima el sistema como una serie de reactores agitados continuos en estado estacionario (TACs). Este enfoque permite simplificar el tratamiento matemático, ya que facilita la resolución directa de los balances de materia y energía. En esta representación, la reacción progresa de manera escalonada en cada unidad, bajo condiciones adiabáticas.

Para describir adecuadamente el comportamiento del reactor de síntesis de urea, se adopta un modelo que combina reactores de tipo Equilibrio Líquido-Vapor (ELV) y TACs dispuestos en serie, tal como se muestra en la *Figura 3.3*. Esta representación responde a la naturaleza de las dos reacciones principales que tienen lugar en el interior del equipo:

- La formación de carbamato de amonio, una reacción rápida, exotérmica y controlada por el equilibrio
- La síntesis de urea, una reacción más lenta, endotérmica y de carácter cinético

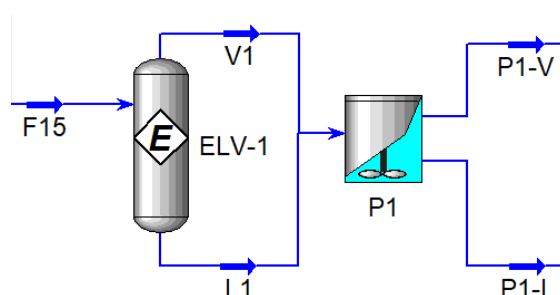


Figura 3.3. Disposición adoptada para la simulación del reactor de síntesis de urea.

La disposición secuencial ELV–TAC permite además aprovechar el calor liberado por la reacción de carbamato para suministrar la energía requerida por la formación de urea, al considerar que el reactor opera bajo condiciones adiabáticas.

Desde el punto de vista fluidodinámico, el modelado mediante una serie de reactores TAC permite una representación más realista del régimen hidrodinámico. Las corrientes de alimentación, una líquida rica en carbamato y otra gaseosa compuesta por CO_2 y NH_3 , ingresan por la base del reactor, ascienden conjuntamente y generan un régimen de burbujeo que favorece la mezcla en la fase líquida.

Análisis de volumen y número de etapas del reactor

Dado que el simulador no requiere la definición de un volumen específico para el reactor de ELV, el volumen total de cada etapa de reacción queda determinado por el TAC. Esto se debe a que la reacción de formación de carbamato alcanza el equilibrio de manera instantánea en las condiciones típicas del proceso, por lo que el volumen del reactor se puede considerar despreciable respecto al volumen necesario para la reacción de formación de urea.

Por lo tanto, el volumen de cada plato se estima aproximadamente en $20\ m^3$ Rasheed, (2011) con un número mínimo de 10 etapas, para alcanzar una conversión de CO_2 a urea cercana al 54% Irazoqui et al., (1993). El reactor se alimenta con dióxido de carbono en proporción estequiométrica y con una relación molar inicial $NH_3/CO_2 = 3$. En esta etapa del análisis se estudia cómo el caudal de carbamato de entrada influye en la temperatura de salida del reactor. No obstante, dicho valor debe considerarse preliminar, ya que la temperatura real de operación quedará determinada al integrar el reactor con el resto de los equipos de la sección de síntesis. En ese escenario, el intercambio térmico global del sistema modifica significativamente la temperatura final, la cual se reduce hasta aproximadamente $225\ ^\circ C$ una vez conectado todo el tren de síntesis.

Para analizar el número de platos, se realizaron simulaciones a un volumen constante de $20\ m^3$ por etapa. Para cada configuración se registró el caudal de carbamato reciclado necesario para cumplir los balances de masa y la producción de urea obtenida. Los resultados se presentan en la *Tabla 3.5*.

Tabla 3.5. Análisis del número de etapas a volumen constante.

Etapas	Caudal de carbamato [ton/hr]	Producción [ton/hr]
5	105,00	161,30
10	26,10	171,90
11	20,20	171,90
12	15,70	171,90
13	15,00	173,20
14	14,50	174,40
15	14,00	175,00

Los datos muestran que, al incrementar el número de etapas, el caudal de carbamato requerido disminuye. Con 12 etapas se alcanza la producción objetivo de $171,90\ ton/hr$, sin requerir caudales excesivos de recirculación. Cuando el número de etapas es inferior a 10, el reactor no logra alcanzar la producción objetivo aún con caudales de recirculación de carbamato elevados. Esto ocurre porque el

exceso de carbamato actúa como un sumidero térmico: absorbe calor y reduce la temperatura del medio. En consecuencia, la conversión a urea se ve limitada. Dado que el reactor trabaja en condiciones adiabáticas, no existe la posibilidad de suministrar calor externo mediante fluidos auxiliares, por lo que la pérdida térmica no puede compensarse y el proceso queda restringido por esta limitación. En estas condiciones extremas, las composiciones obtenidas se alejan de los rangos físicos de equilibrio.

En cambio, al superar las 13 etapas la producción de urea se incrementa por encima del valor previsto, pero esta condición resulta desfavorable desde el punto de vista de la calidad del producto. La menor cantidad de carbamato presente en el medio reduce el efecto de enfriamiento y genera un aumento de la temperatura de reacción. Bajo estas condiciones, la urea se vuelve más inestable y tiende a descomponerse en biuret, un subproducto no deseado que compromete la pureza de la corriente final.

De este análisis se concluye que 12 etapas representan una configuración óptima, al permitir alcanzar la producción prevista con un caudal de recirculación razonable. Diseños con menos etapas, aunque compactos en términos de volumen total, requieren recirculaciones mucho mayores, lo que incrementa significativamente los costos de bombeo y compresión, así como el dimensionamiento de los equipos aguas abajo.

A partir de esta conclusión, se estudió el efecto del volumen asignado a cada etapa al mantener fijo el número de etapas en 12. En este caso se evaluaron, además del caudal de carbamato y la producción, las temperaturas de salida del reactor, cuyos resultados se presentan en la *Tabla 3.6*.

Tabla 3.6. Análisis del volumen a número de etapas constante.

Volumen [m^3]	Sobredimensionamiento	Caudal de carbamato [ton/hr]	Producción [ton/hr]	Temperatura a la salida [$^{\circ}C$]
20	1	15,70	171,90	297,90
22	1,10	12,50	171,90	298,50
23	1,15	11,20	171,90	298,70
24	1,20	10,00	171,90	299,00

Nota: La temperatura de salida del reactor disminuyó una vez que se conectaron el resto de los equipos de la sección de síntesis. Ver el valor final en la sección Diagrama de flujo.

Se observa que, al aumentar el volumen el caudal de recirculación disminuye debido al mayor tiempo de residencia disponible para la conversión. Sin embargo, la temperatura de salida se ve afectada: con volúmenes menores, el caudal de carbamato es mayor y produce un enfriamiento excesivo, una vez conectados los equipos reduce la temperatura por debajo del rango adecuado de operación. En el extremo opuesto, para volúmenes de $24 m^3$, el caudal de carbamato es tan bajo que el efecto de enfriamiento se reduce, la temperatura a la salida es más elevada que también resulta inadecuada para la estabilidad del proceso.

Dado lo mencionado anteriormente, se determinó que el número óptimo de etapas es de 12, con un volumen individual de $23 m^3$, lo que resulta en un volumen total de $276 m^3$ y una producción de urea de $171,90 ton/hr$. En estas condiciones, se cumple la relación molar NH_3/CO_2 mayor a 2 y la reacción global se mantiene exotérmica.

Para los equipos seleccionados, se utilizará *Safurex* como material de construcción, a la presión de trabajo (15 MPa) se debe utilizar un espesor del material de 32 mm según *Rajasekaran, N. (2010)*. Se

recomienda agregar un margen de seguridad por corrosión de 3 mm por lo que el espesor será de 35 mm. En la *Tabla 3.7* se resumen las dimensiones del reactor de urea.

Tabla 3.7. Dimensiones del reactor de urea.

Variable	Valor
Número de platos	12
Volumen [m^3]	276
Diámetro [m]	2,50
Altura total de la torre [m]	56,23
Espesor de la pared [mm]	35

Análisis de la multiplicidad de estados estacionarios

Como se mencionó anteriormente, el sistema se modela mediante dos reactores con diferentes características y reacciones químicas. Aunque la reacción global de síntesis de urea es exotérmica, el comportamiento termodinámico y cinético de cada reactor difiere considerablemente.

En el reactor de equilibrio (ELV) ocurre únicamente la reacción de formación de carbamato, la cual libera una cantidad significativa de calor y provoca un aumento de la temperatura de la corriente que ingresa al TAC. En cambio, en los reactores TAC la reacción principal es la deshidratación del carbamato para formar urea, la cual es endotérmica. Por este motivo, el calor generado en el ELV se aprovecha como aporte energético para satisfacer los requerimientos energéticos del TAC. Se analizará la posibilidad de tener múltiples estados estacionarios en cada uno de estos equipos por separado.

Reactor de equilibrio

En este reactor ocurre la formación del carbamato de amonio a partir del dióxido de carbono y el amoníaco. Como se mencionó anteriormente, la reacción alcanza el equilibrio de forma instantánea y puede considerarse irreversible; por lo tanto, el volumen asociado a la reacción se considera despreciable. Al ser un sistema adiabático, el calor liberado por la reacción se traduce directamente en un aumento de temperatura de la corriente que alimenta al reactor TAC.

Si bien este es el único equipo en el que podría existir la multiplicidad de estados estacionarios, en la práctica el reactor de equilibrio no presenta este fenómeno. Esto se debe a que, al tratarse de una reacción muy rápida, el sistema alcanza el equilibrio de forma inmediata, sin los acoplamientos entre velocidad de reacción y transferencia de calor que suelen dar origen a múltiples estados estacionarios.

Reactores TAC

En los reactores TAC pueden existir distintos puntos de estado estacionario, aunque no todos son estables. La multiplicidad de estados estacionarios se presenta en operaciones adiabáticas y en operaciones no isotermas ni adiabáticas (NINA). Para analizar este fenómeno, se emplean los conceptos de calor transmitido y calor generado, que surgen de reescribir el balance de energía del reactor. En la *Ecuación 3.5* se expresa el balance de energía para este equipo.

$$m \cdot C_p \cdot \frac{dT}{dt} = \sum_{i=1}^n (-\Delta H_{ri} \cdot r_i) \cdot V + G \cdot \bar{C}_p \cdot (T_o - T_s) + U \cdot A \cdot (T_c - T_s) \quad \text{Ecuación 3.5}$$

Se descarta el término correspondiente al intercambio de calor con el fluido de servicio debido a que el reactor opera de manera adiabática y en estado estacionario. Por lo tanto, el balance de energía se simplifica y queda expresado según la *Ecuación 3.6*.

$$0 = (-\Delta H_{ri} \cdot r_i) \cdot V + G \cdot \bar{C}_p \cdot (T_o - T_s) \quad \text{Ecuación 3.6}$$

A partir de este balance, se definen las expresiones de calor transmitido y calor generado, como se observan en las *Ecuaciones 3.7 y 3.8* respectivamente.

$$\phi_T = G \cdot \bar{C}_p \cdot (T_s - T_o) \quad \text{Ecuación 3.7}$$

$$\phi_G = (-\Delta H_{ri} \cdot r_i) \cdot V \quad \text{Ecuación 3.8}$$

En el caso de las reacciones endotérmicas, el calor generado es negativo y el gráfico tiene la misma forma para sistemas reversibles e irreversibles, como se ilustra en la *Figura 3.4*. Este es el único escenario en el que no se presenta multiplicidad de estados estacionarios, debido a que la curva de calor generado queda siempre por debajo de la recta de calor transmitido y sólo pueden intersectarse en un punto.

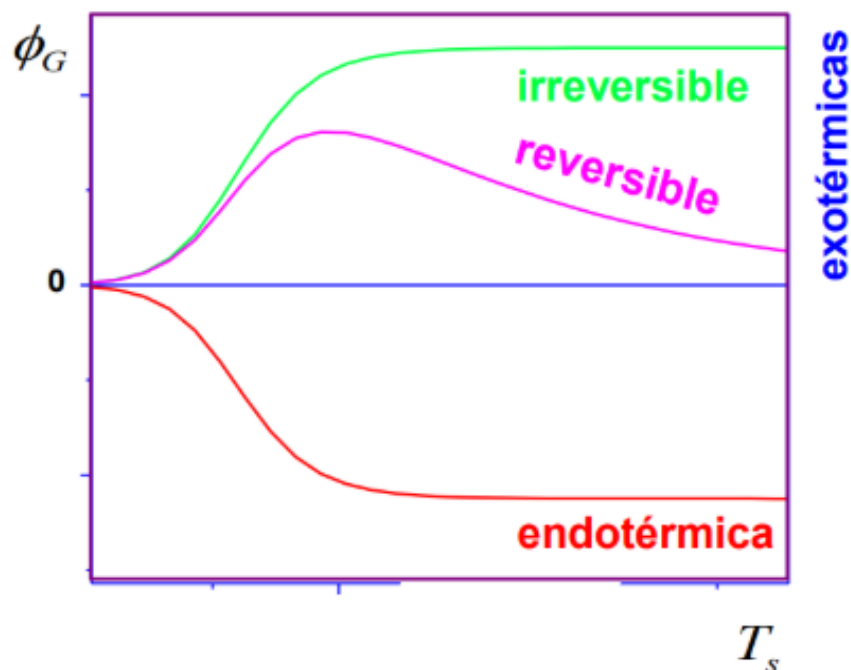


Figura 3.4. Curvas de calor de reacción.

Nota: Imagen extraída de la clase “Balance de energía en el TAC” de la asignatura Ingeniería de las Reacciones Homogéneas, dictada por la Prof. Laura Fasce, Facultad de Ingeniería, Universidad Nacional de Mar del Plata.

Por consiguiente, para el modelo propuesto no se tienen problemas de multiplicidad de estados estacionarios en ninguno de los reactores simulados.

Análisis del efecto de la temperatura

Se modelaron los perfiles de flujo másico de urea en el reactor a una presión de 15 MPa y un rango de temperaturas de alimentación comprendido entre 150 °C y 170 °C. Los resultados obtenidos se presentan en la *Figura 3.5*.

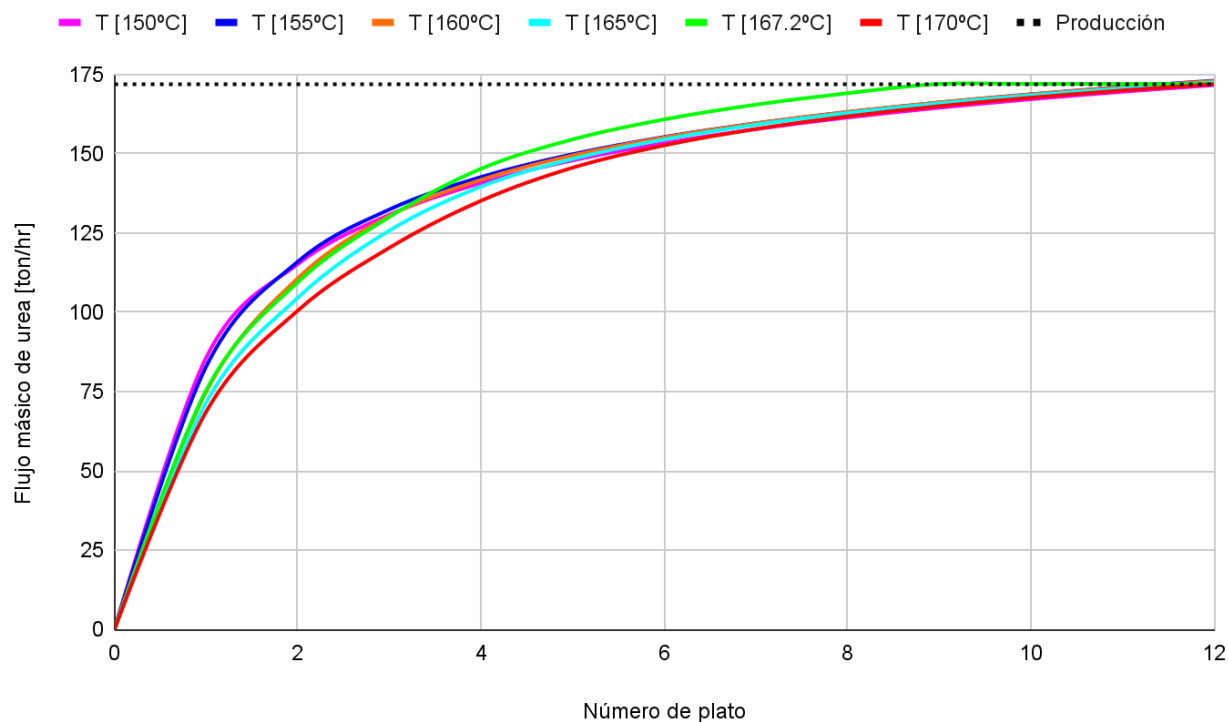


Figura 3.5. Perfil de flujo másico de urea vs número de platos.

No se aprecia una tendencia marcada que indique que un aumento en la temperatura de alimentación favorezca significativamente la producción de urea. Este comportamiento puede explicarse por la influencia de dicha variable en las condiciones de operación de la etapa de síntesis global, ya que su variación modifica los reciclos y las temperaturas de trabajo tanto a la salida del *stripper* como a la entrada del condensador.

Con el objetivo de analizar con mayor detalle la zona próxima a la producción deseada, se amplía el gráfico en el intervalo de etapas comprendido entre 10 y 12, ver la *Figura 3.6*.

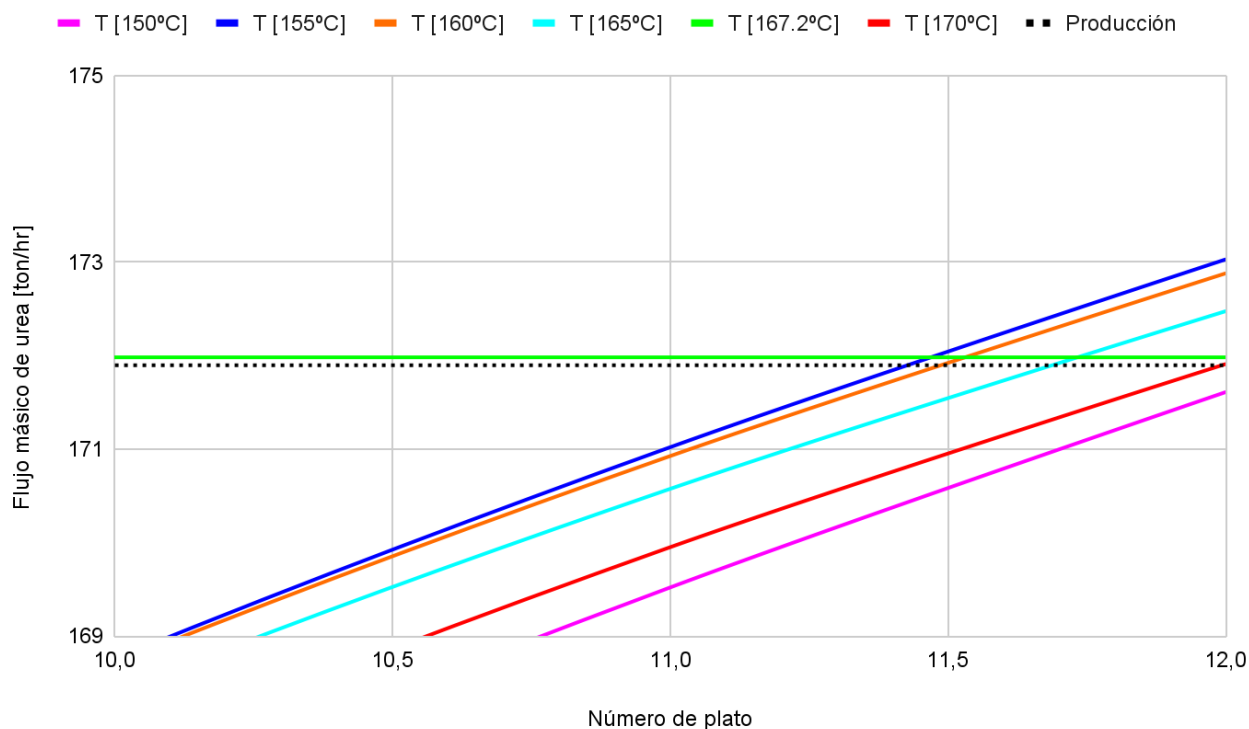


Figura 3.6 Ampliación del perfil del flujo másico de urea vs número de platos.

Se observa que, para temperaturas de alimentación de 155 °C, 160 °C y 165 °C, el flujo másico de urea supera la producción objetivo. Este comportamiento se quiere evitar, porque implica una mayor formación de biuret. Por este motivo, dichas temperaturas se descartan como puntos de operación.

Por otra parte, una temperatura de 150 °C no resulta conveniente, ya que para alcanzar la producción requerida sería necesario incrementar significativamente el número de etapas o, en su defecto, aumentar el volumen del reactor. Finalmente, se selecciona una temperatura de operación de 167,2 °C en lugar de 170 °C, dado que esta última supera el rango de temperatura de salida recomendado para el reactor.

Análisis de la presión de operación

El rango de presión de operación considerado se redujo a 14 - 15 MPa, dado que trabajar con presiones elevadas favorece la formación de biuret. Tal como se mencionó en el *Capítulo 2*, la mayoría de los procesos industriales operan dentro de este intervalo de presiones *Capítulo XI, Urea, (1982)*.

Durante el modelado del reactor, a una presión de 14 MPa se analizó el comportamiento del mismo al variar la temperatura de alimentación. Los resultados mostraron que, para alcanzar la producción de urea deseada, sería necesario incrementar considerablemente el número de etapas o, en su defecto, aumentar el volumen del reactor.

Además, se requiere trabajar a temperaturas más elevadas, lo que provoca que la temperatura de salida del reactor también sea mayor. Este efecto no es deseable, ya que favorece aún más la formación de biuret y, en algunos casos, eleva la temperatura a valores superiores a la crítica del sistema, por lo que se evita operar en dichas condiciones.

Por lo tanto, se decidió trabajar a una presión de 15 MPa, esta condición permite alcanzar la producción requerida, controlar las temperaturas de salida y minimizar la formación de biuret.

Perfiles de flujo

En las *Figuras 3.7 y 3.8* se observan los perfiles de flujo para la fase gaseosa y líquida en el reactor para la condición de operación elegida, la alimentación a este equipo se detalla en la sección *Diagrama de Flujo*.

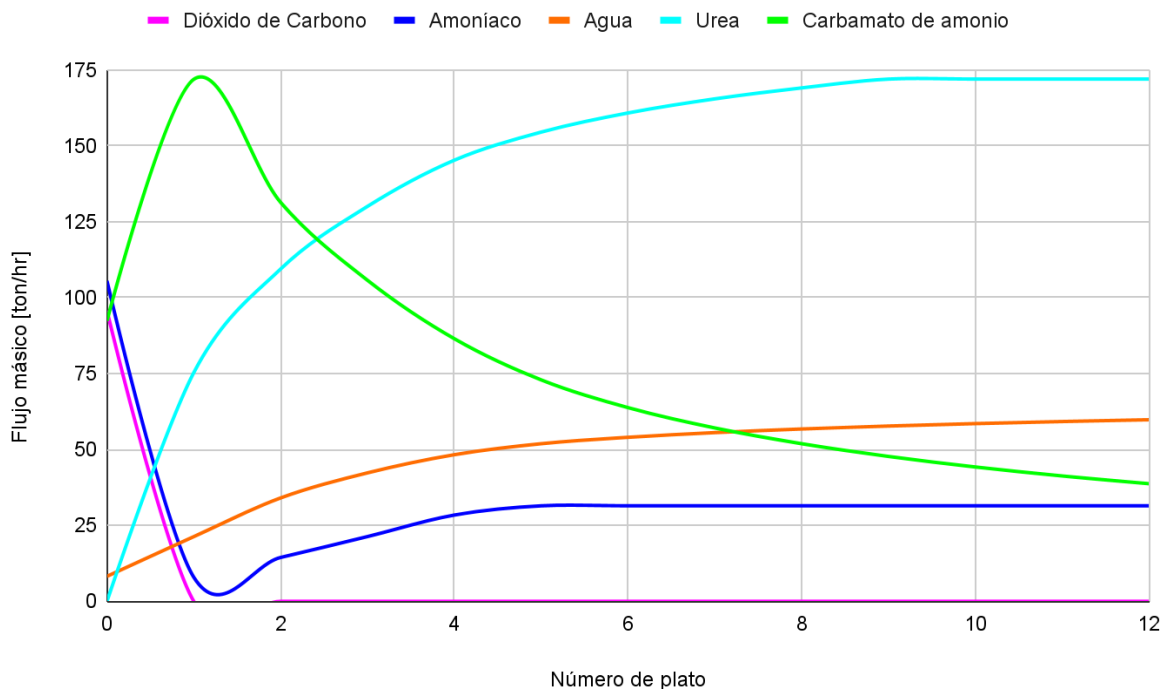


Figura 3.7. Perfiles de flujo másico en fase líquida en el reactor.

Se observa una disminución en el flujo másico de amoníaco y dióxido de carbono como consecuencia de la formación de carbamato. A su vez, el perfil de este compuesto intermedio muestra un incremento en su flujo másico hasta alcanzar un punto máximo, luego comienza a disminuir debido a su conversión en urea. Finalmente, el perfil de la urea evidencia un aumento progresivo hasta alcanzar el nivel de producción deseado.

El mínimo observado en el caudal de amoníaco se puede explicar al analizar en simultáneo el perfil de flujo másicos en la fase vapor (ver *Figura 3.8*) donde en ese mismo intervalo se detecta un aumento del caudal de amoníaco. Este comportamiento está asociado a la temperatura de operación del reactor entre las etapas 1 y 2, parte del amoníaco presente en la fase líquida se evapora, incrementa temporalmente su concentración en la fase vapor y, a medida que la temperatura en el reactor disminuye, se condensa y retorna a la fase líquida.

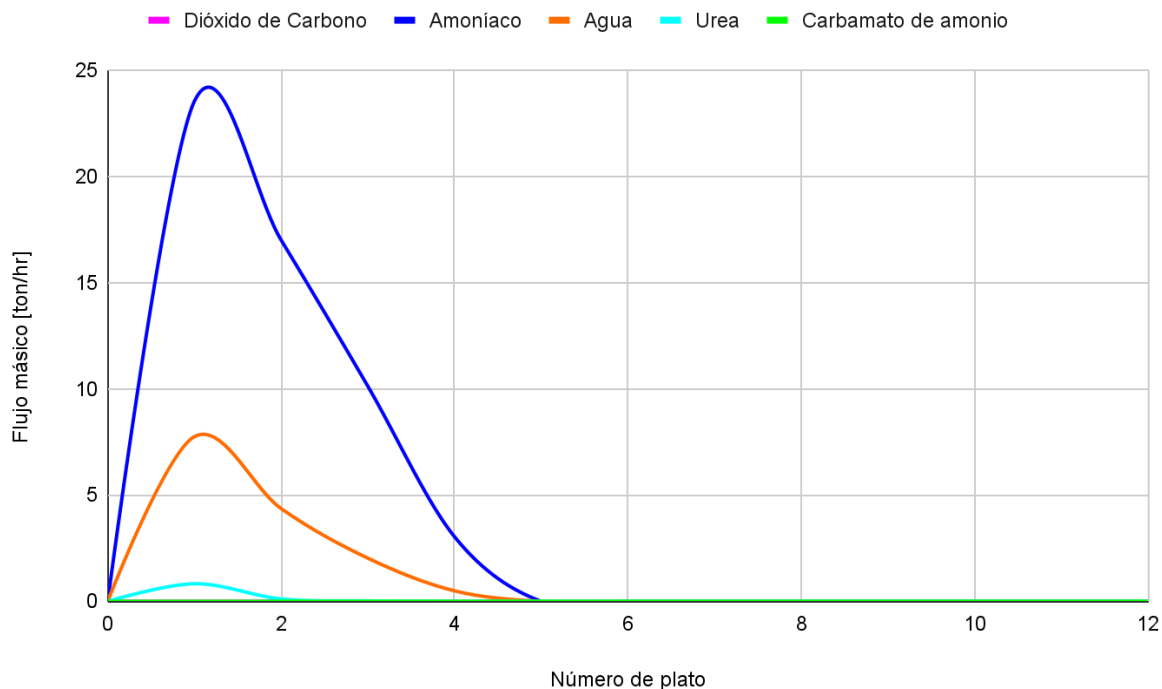


Figura 3.8. Perfiles de flujo másico en fase vapor en el reactor.

Se consideró en el dimensionamiento del reactor un volumen tal que permita alcanzar una producción de urea superior a la requerida, al incorporar 0,80 *ton/hr* adicionales. Este exceso corresponde a la cantidad de urea equivalente al biuret generado en el reactor, como se explicó en el *Capítulo 2*. De este modo, la simplificación adoptada queda contemplada en la producción de urea obtenida para el volumen de reactor seleccionado.

Perfil de temperatura

En la *Figura 3.9* se presenta el perfil de temperaturas del reactor de síntesis de urea. Dado que el modelado utilizado no permite obtener un perfil de temperatura continuo a lo largo de todo el reactor, sino únicamente los valores de entrada y salida de cada equipo, se optó por representar el perfil a partir de la temperatura de salida de cada TAC de manera de describir el comportamiento térmico global.

Durante la simulación se observó que la temperatura de salida del ELV y la del TAC no coincidían. Sin embargo, como ambos equipos representan de manera conjunta cada etapa del reactor, se verificó si era necesario ajustar la temperatura de salida del reactor de equilibrio para igualarla con la del TAC. Al realizar esta verificación, se comprobó que el perfil térmico no se modificaba, ya que el sistema operaba con una conversión de CO_2 a carbamato prácticamente unitaria en el primer ELV. Debido a esto:

- La composición que ingresa a cada TAC es prácticamente constante entre etapas
- El calor liberado por la reacción no varía de una etapa a otra
- La temperatura de salida de cada TAC permanece inalterada

Como resultado, el TAC se comporta de manera isotérmica a lo largo de todas las etapas. Esto explica por qué igualar o no las temperaturas del ELV y del TAC no altera el perfil final: con conversión casi completa, el balance de energía es el mismo y la temperatura resultante coincide en ambos casos.

En función de esta verificación, se adoptó como criterio representar la temperatura de cada etapa mediante la temperatura de salida del TAC, ya que es la que refleja el estado termodinámico final y consistente de cada plato dentro del modelo.

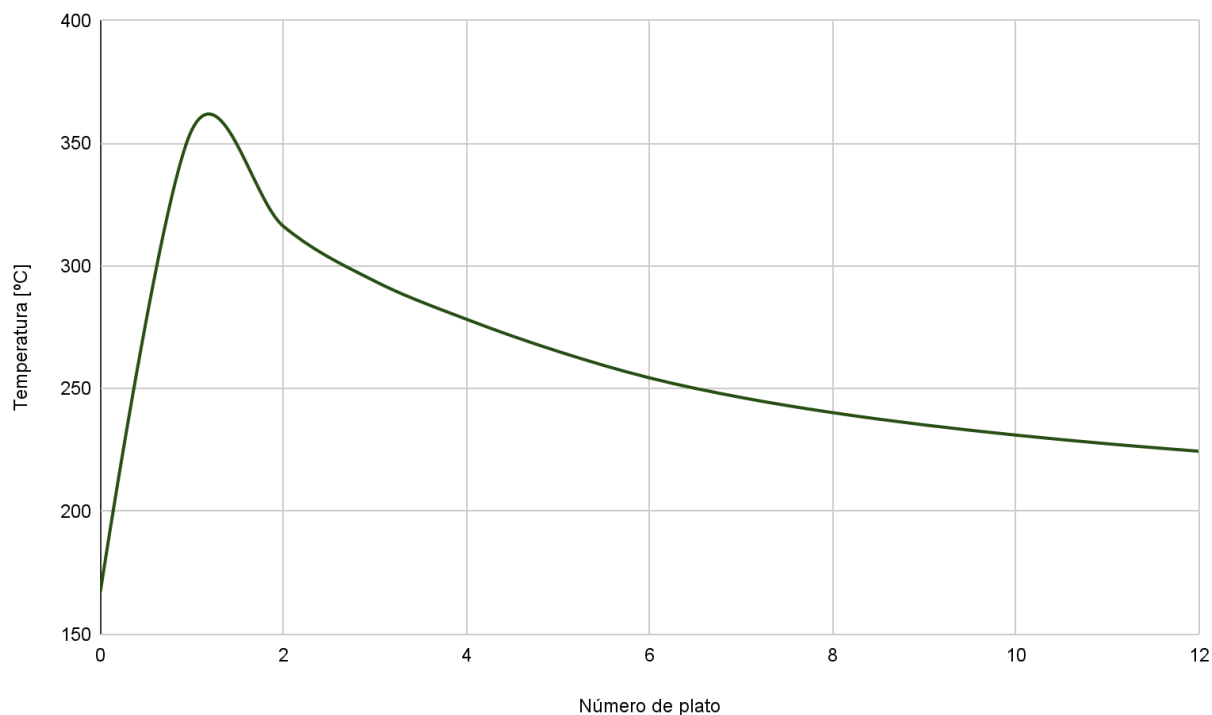


Figura 3.9. Perfil de temperatura para cada plato.

Al analizar la curva obtenida, la misma presenta un comportamiento característico de un sistema adiabático en el cual se llevan a cabo reacciones consecutivas, una exotérmica y otra endotérmica.

Inicialmente se registra un aumento progresivo de la temperatura, debido a la formación de carbamato de amonio. Esta reacción es fuertemente exotérmica y, dado que el reactor opera bajo condiciones adiabáticas el calor generado se acumula dentro del sistema, y provoca un ascenso de la temperatura.

Posteriormente, la temperatura alcanza un valor máximo, luego comienza a descender a medida que avanza la conversión del carbamato en urea y agua. Además, la velocidad de generación de calor disminuye conforme se reduce la concentración de reactivos primarios, lo cual contribuye al descenso térmico.

Este comportamiento térmico es consistente con la cinética de las reacciones implicadas en la síntesis de urea, y debe ser cuidadosamente considerado en el diseño y la operación del reactor para asegurar condiciones óptimas de conversión y seguridad.

Condensador de carbamato

En la simulación se lo representa como un reactor de equilibrio horizontal (ver *Figura 3.10*). Si bien este equipo corresponde físicamente a un intercambiador de calor tubular *Chinda et al. (2017)*, su función es intercambiar calor para favorecer la reacción entre NH_3 y CO_2 y formar carbamato de amonio.

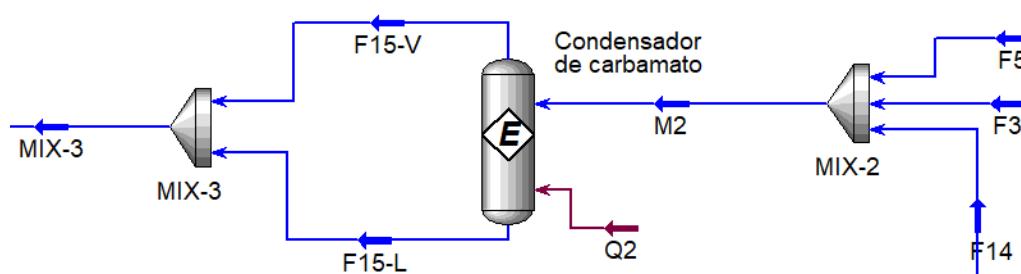


Figura 3.10. Diseño del condensador de carbamato.

La elección de este equipo para su simulación se fundamenta en que la reacción de formación de carbamato es rápida y altamente exotérmica. Resulta apropiado modelar mediante un reactor de equilibrio, al tener en cuenta que no se dispone de datos confiables sobre el volumen del condensador de carbamato y que este equipo no requiere dicha especificación para su cálculo.

Inicialmente se evaluó la posibilidad de representarlo mediante un reactor TAC con una cinética reversible rápida. Sin embargo, las expresiones disponibles en la bibliografía presentaban inconsistencias en la definición de las unidades de las constantes, lo que condujo a resultados erróneos en la simulación. Por este motivo, y con el fin de evitar ambigüedades, se optó por el modelo de equilibrio.

De acuerdo con *Chinda et al. (2017)*, el volumen del condensador de carbamato representa aproximadamente un tercio del volumen total del reactor de síntesis, lo que permite estimar un volumen de 92 m^3 . Análogamente a lo considerado para el reactor, se estima un espesor de pared de 34 mm para la presión de trabajo *Rajasekaran, N., (2010)*. En la *Tabla 3.8* se resumen las dimensiones del condensador.

Tabla 3.8. Dimensiones del condensador.

Variable	Valor
Volumen [m^3]	92
Diámetro [m]	4,27
Largo [m]	6,41
Espesor [mm]	34

Además, la *Ecuación 3.2* representa adecuadamente la formación y el equilibrio de la reacción respecto de las cinéticas reportadas en diversas fuentes. Finalmente, bajo las condiciones de alta presión y temperatura en las que opera el condensador, se puede asumir que el sistema alcanza el equilibrio químico.

Como se mencionó anteriormente, a fines prácticos se asume que desde la etapa de concentración, se recicla la totalidad del CO_2 , NH_3 , H_2O y carbamato de amonio, presentes en la corriente líquida a la salida del *stripper*. Este supuesto inicial se adopta a modo de simplificación y será calculado posteriormente en el *Capítulo 4*.

Como la reacción es altamente exotérmica y se requiere que la temperatura a la salida del condensador disminuya dentro del rango de 150 - 220 °C *Chinda et al., (2017)*, se contempla el intercambio de calor en el equipo con un valor simulado de $-1,98 \times 10^8 \text{ kJ/hr}$.

Como diseño preliminar se asume que el agua de servicio para el condensador de carbamato ingresa a 25 °C; esto se basa en que el aire que alimenta la torre de enfriamiento entra a 31,1 °C y 52% de humedad relativa, y se asume que el agua sale unos 5 °C por encima del bulbo húmedo del aire *Treybal, (1988)*. El equipo se dimensiona bajo las condiciones más desfavorables (aire caliente y saturado durante los meses cálidos en Bahía Blanca), cuyo cálculo final se presentará en el *Capítulo 5*.

Además, no se eleva la temperatura del agua caliente por encima de 60 °C ya que, a temperaturas mayores, la presión de vapor del agua crece significativamente, lo que puede generar mayores pérdidas por evaporación *ASHRAE, (2016)*, reducir la eficiencia de la torre y aumentar el costo operativo. Esta práctica es común en diseños de torres, donde se limita la temperatura de entrada para evitar la evaporación excesiva.

Como el fluido caliente es una mezcla, se adoptó un coeficiente global de transferencia de calor U intermedio dentro del rango típico de condensación de vapor de agua ($1.500 - 3.000 \text{ W/m}^2\text{K}$), que resulta realista y seguro para la etapa de simulación preliminar Cao, (1983); la *Tabla 3.9* resume los resultados obtenidos.

A partir del calor estimado en la simulación, el caudal de agua se calcula mediante $Q = w \cdot C_p \cdot (T_{in,w} - T_{out,w})$, y el área de intercambio con $Q = U \cdot A \cdot LMTD$. Como ya se mencionó, este es un diseño preliminar ya que, en el *Capítulo 5* al abordar la integración energética, es posible que cambien los valores reportados.

Tabla 3.9. Propiedades del fluido de servicio.

Temperatura de entrada [°C]	25,00
Temperatura de salida [°C]	50,00
Capacidad calorífica [kJ/kg °C]	4,18
DTML [°C]	131,12
Coeficiente global de transferencia de calor U [$\text{W/m}^2\text{K}$]	2.250
Área de intercambio [m^2]	186,43
Caudal másico [ton/hr]	1.894,74

Stripper

El *stripper* es un intercambiador de calor de película descendente tipo tubo y coraza, utilizado en la etapa de síntesis de urea Chinda et. al, (2017). El efluente líquido procedente del reactor ingresa en los tubos laterales del equipo y circula a contracorriente junto con el dióxido de carbono, mientras que en la carcasa se inyecta vapor a alta presión.

El calor suministrado por el vapor, junto con la reducción de la presión parcial de amoníaco causada por el CO_2 , favorece la descomposición del carbamato de amonio en NH_3 y CO_2 . Como resultado, la fase gaseosa compuesta principalmente por NH_3 y CO_2 , se dirige al condensador de carbamato, mientras que la fase líquida, que contiene el producto de interés, se dirige a la etapa de concentración.

Para representar su funcionamiento dentro de la planta, el *stripper* se modela como un reactor de conversión en el cual se incluye la reacción de descomposición del carbamato. De acuerdo con la tecnología *Stamicarbon*, en esta unidad se alcanza una conversión aproximada del 80% Brouwer, (2025). En condiciones típicas de operación, el equipo trabaja a presiones cercanas a 15 MPa y temperaturas superiores a 200 °C, que generan una corriente gaseosa rica en NH_3 y CO_2 .

En el simulador, esto se implementa al definir los componentes involucrados y los coeficientes estequiométricos de la reacción, positivo para producto y negativo para reactivo, sin necesidad de especificar cinéticas adicionales, dado que el modelo de reactor de conversión solo requiere esos datos para reproducir el desempeño esperado de la unidad.

El equipo se alimenta con la corriente de salida (tope y fondo) del último TAC junto con una alimentación estequiométrica de dióxido de carbono, distribución característica de la tecnología *Stamicarbon*. Además, debido al carácter endotérmico de la reacción de descomposición del carbamato de amonio,

se debe suministrar calor para lograr una separación eficiente. El valor estimado por el simulador del calor a intercambiar es de $1,26 \times 10^8 \text{ kJ/hr}$.

Se setea la temperatura a la salida del equipo de manera tal de alcanzar una concentración de urea en el fondo cercana al 70%p/p, como se indicó la sección de *Post tratamiento* del *Capítulo 1*. El esquema adoptado se observa en la *Figura 3.11*.

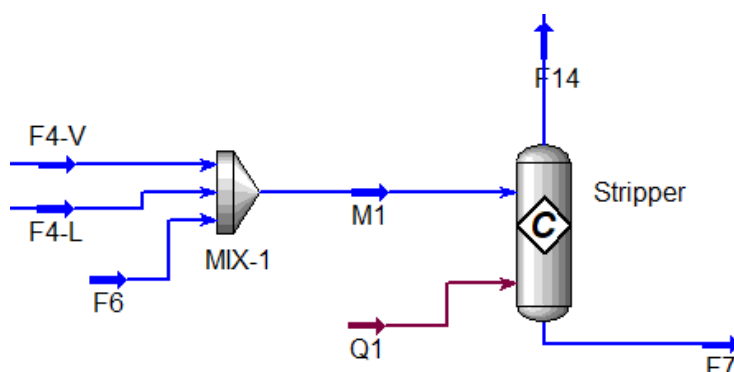


Figura 3.11. Diseño del stripper.

Nuevamente, *UniSim Design* no requiere la especificación del volumen del equipo para su simulación, el mismo se estima entre un 10 y 30% del volumen del reactor *Guadalupe et al, (1978)*. Se decide estimarlo como un 30% del volumen del reactor, el cual corresponde a un valor aproximado de 83 m^3 .

Para el intercambio de calor en este equipo se utilizará un fluido térmico, el área de transferencia y las propiedades de dicho fluido se determinarán en el *Capítulo 5*. Por último, se estima el espesor de pared requerido en 34 mm . En la *Tabla 3.10* se resumen las dimensiones del *stripper*.

Tabla 3.10. Dimensiones del *stripper*.

Variable	Valor
Volumen [m^3]	83
Diámetro [m]	4,13
Largo [m]	6,20
Espesor de pared [mm]	34

Aislación

El aislamiento térmico constituye un aspecto fundamental en el diseño y operación de instalaciones industriales, ya que permite minimizar pérdidas energéticas, garantizar la estabilidad de los procesos y proteger tanto al personal como a los equipos. En particular, en la planta de síntesis de urea, equipos como el reactor de síntesis, el *stripper* y el condensador de carbamato operan en condiciones de presión y temperatura elevadas, por lo que requieren un estudio específico del aislamiento.

De acuerdo con las *Guías de Buenas Prácticas en el Aislamiento Industrial*, las razones principales para implementar aislamiento son: la reducción de pérdidas de calor y el consumo energético; la limitación de la temperatura superficial para prevenir accidentes y daños materiales y la reducción de emisiones de CO_2 asociadas al gasto energético. Se recomienda que las pérdidas máximas de diseño no superen los 90 W/m^2 en procesos industriales.

Para los equipos seleccionados, se utilizará el *Safurex* como material de construcción. Aunque no existe bibliografía respecto a la conductividad térmica del material se estima como la de los aceros dúplex, la cual suele estar entre 14 y 18 $W/m.K$ a temperatura ambiente, y puede disminuir ligeramente con el aumento de temperatura. Asimismo, se selecciona lana de vidrio como aislante dado que es ideal para las temperaturas de trabajo.

En el presente análisis se adopta como hipótesis que la temperatura de pared del equipo es equivalente a la temperatura del fluido en su interior, y que la conductividad térmica del material aislante se mantiene constante con la temperatura. Asimismo, se consideran tanto las pérdidas a través de la superficie lateral como las de los extremos.

La superficie lateral se modela como conducción cilíndrica y los extremos se aproximan por cáscaras esféricas huecas. La pérdida total se evalúa como la suma de la pérdida lateral (cilindro) más la pérdida por los dos extremos (equivalente a una esfera completa). Con este enfoque se obtiene una estimación más conservadora y representativa de las pérdidas reales, y se permite calcular de forma consistente el espesor de aislación necesario para cumplir con un requisito de pérdida máxima.

Las dimensiones geométricas (longitud y radio interno) se obtuvieron a partir del volumen total estimado en el simulador. El cálculo del aislamiento en la sección lateral de los equipos se realiza mediante la *Ecuación 3.9*, dicha expresión es la definición de conducción de calor para geometrías cilíndricas.

$$Q = \frac{k \cdot 2\pi \cdot r_1 \cdot h \cdot (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \quad \text{Ecuación 3.9}$$

Donde las variables involucradas son:

- Q : calor intercambiado con los alrededores
- k : conductividad térmica de la lana de vidrio (0,045 $W/m.K$)
- r_1 : radio externo del equipo
- h : altura del equipo
- T_1 : temperatura del equipo, se elige como criterio conservador la máxima temperatura que alcanza el equipo
- T_2 : temperatura de la pared, como criterio se toma en 40 °C
- r_2 : radio externo del equipo con aislante

Por otro lado, para estimar las pérdidas de calor a través de los extremos del equipo, éstos se modelan como cáscaras esféricas huecas de espesor igual al aislante. La expresión utilizada corresponde a la conducción radial en geometría esférica, ver *Ecuación 3.10*.

$$Q = \frac{k \cdot 4\pi \cdot (T_1 - T_2)}{\frac{1}{r_1} - \frac{1}{r_2}} \quad \text{Ecuación 3.10}$$

Donde las variables involucradas son:

- Q : calor intercambiado con los alrededores
- k : conductividad térmica de la lana de vidrio (0,045 $W/m.K$)
- r_1 : radio externo del equipo
- T_1 : temperatura del equipo, se elige como criterio conservador la máxima temperatura que alcanza el equipo
- T_2 : temperatura de la pared, como criterio se toma en 40 °C
- r_2 : radio externo del equipo con aislante

Finalmente, la pérdida total de calor del equipo se obtiene como la suma de las *Ecuaciones 3.9 y 3.10*. La *Ecuación 3.11* representa el modelo adoptado para la estimación de pérdidas de calor, y constituye la base de cálculo empleada para determinar el espesor de aislación necesario en cada equipo, en función de las dimensiones geométricas y de los criterios de diseño establecidos.

$$Q = \frac{k \cdot 2\pi \cdot r_1 \cdot h \cdot (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} + \frac{k \cdot 4\pi \cdot (T_1 - T_2)}{\frac{1}{r_1} - \frac{1}{r_2}} \quad \text{Ecuación 3.11}$$

De esta forma, el cálculo del requerimiento de aislamiento se plantea como una estimación de la pérdida de calor equivalente a un porcentaje del calor transferido en el equipo, se adopta como valor aceptable una pérdida de 0,02%. Este criterio busca asegurar un diseño eficiente, que mantenga la temperatura de pared dentro de rangos seguros y maximice el aprovechamiento energético de la instalación.

Reactor de urea

El reactor trabaja de manera adiabática por lo que, es de suma importancia que el intercambio de calor con el ambiente sea mínimo. En primera instancia se calcula el calor máximo generado por el equipo, como si todo su volumen se mantuviera a la temperatura máxima de reacción y sin considerar la aislación. Para el cálculo del aislamiento en este equipo se utiliza la *Ecuación 3.11* y los datos de la *Tabla 3.11*.

Tabla 3.11. Variables para el cálculo de Q_{max} .

Variable	Valor
k, Conductividad térmica, <i>Safurex</i> [W/m. K]	18,00
r_1 , radio reactor [m]	1,25
r_2 , radio reactor + espesor [m]	1,28
h, altura reactor [m]	56,23
T_1 , temperatura del reactor [°C]	355,41
T_2 , temperatura pared [°C]	40,00

Se obtiene un $Q_{max} = 1,1 \times 10^8$ W, que se utiliza para calcular el espesor de aislante requerido. En la *Tabla 3.12* se tabulan los valores de las variables requeridas.

Tabla 3.12. Variables para el cálculo del espesor del aislante en el reactor.

Variable	Valor
Q, Calor de reacción [W]	0,02% Q_{max}
k, Conductividad térmica, aislante [W/m. K]	0,045
r_1 , radio reactor [m]	1,28
h, altura reactor [m]	56,23
T_1 , temperatura del reactor [°C]	355,41
T_2 , temperatura pared [°C]	40,00

Para el cálculo del espesor del aislante, se impone que el calor perdido sea un 0,02% del calor intercambiado sin aislación, se obtiene así un espesor de fibra de vidrio de 404 mm.

Condensador de carbamato

Para el cálculo del aislamiento térmico de este equipo se emplea la *Ecuación 3.11* junto con los datos de la *Tabla 3.13*. Dicho cálculo se realiza con el objetivo de garantizar una condición segura de operación, limitando la temperatura superficial del equipo ante un eventual contacto del personal.

Tabla 3.13. Variables para el cálculo del espesor del aislante para el condensador.

Variable	Valor
0,02% Q a extraer (en módulo) [W]	$1,1 \times 10^4$
k, Conductividad térmica, aislante [W/m. K]	0,045
r_1 , radio reactor [m]	2,17
h, altura reactor [m]	6,41
T_1 , temperatura del equipo, [°C]	170,63
T_2 , temperatura pared [°C]	40,00

Se obtiene un espesor de material de aislación de 138 mm.

Stripper

Para el cálculo del aislamiento en este equipo se utiliza la *Ecuación 3.11* y los datos de la *Tabla 3.14*.

Tabla 3.14. Variables para el cálculo del espesor del aislante para el *stripper*.

Variable	Valor
0,02% Q a entregar [W]	$7,01 \times 10^3$
k, Conductividad térmica, aislante [W/m. K]	0,045
r_1 , radio reactor [m]	2,10
h, altura reactor [m]	6,20
T_1 , temperatura del equipo, [°C]	239,00
T_2 , temperatura pared [°C]	40,00

Así, el valor de espesor de lana de vidrio para aislar el *stripper* resulta igual a 317 mm.

En conclusión, el procedimiento adoptado permite estimar de manera preliminar un espesor de aislación térmica de los equipos planteados, coherente con los valores típicamente utilizados en la industria. Esta metodología contribuye a optimizar la eficiencia energética del equipo y asegura condiciones operativas adecuadas con los requerimientos del proceso de producción de urea.

Como se decidió utilizar un enfoque conservador, se puede asegurar que las pérdidas serán mínimas a lo largo del año, independientemente de las fluctuaciones de temperatura dentro y fuera del reactor.

Diagrama de flujo

A continuación, en la *Figura 3.12* se muestra un diagrama simplificado de los equipos abordados en este capítulo y en la *Tabla 3.15* se reportan las propiedades y caudales de todas las corrientes involucradas.

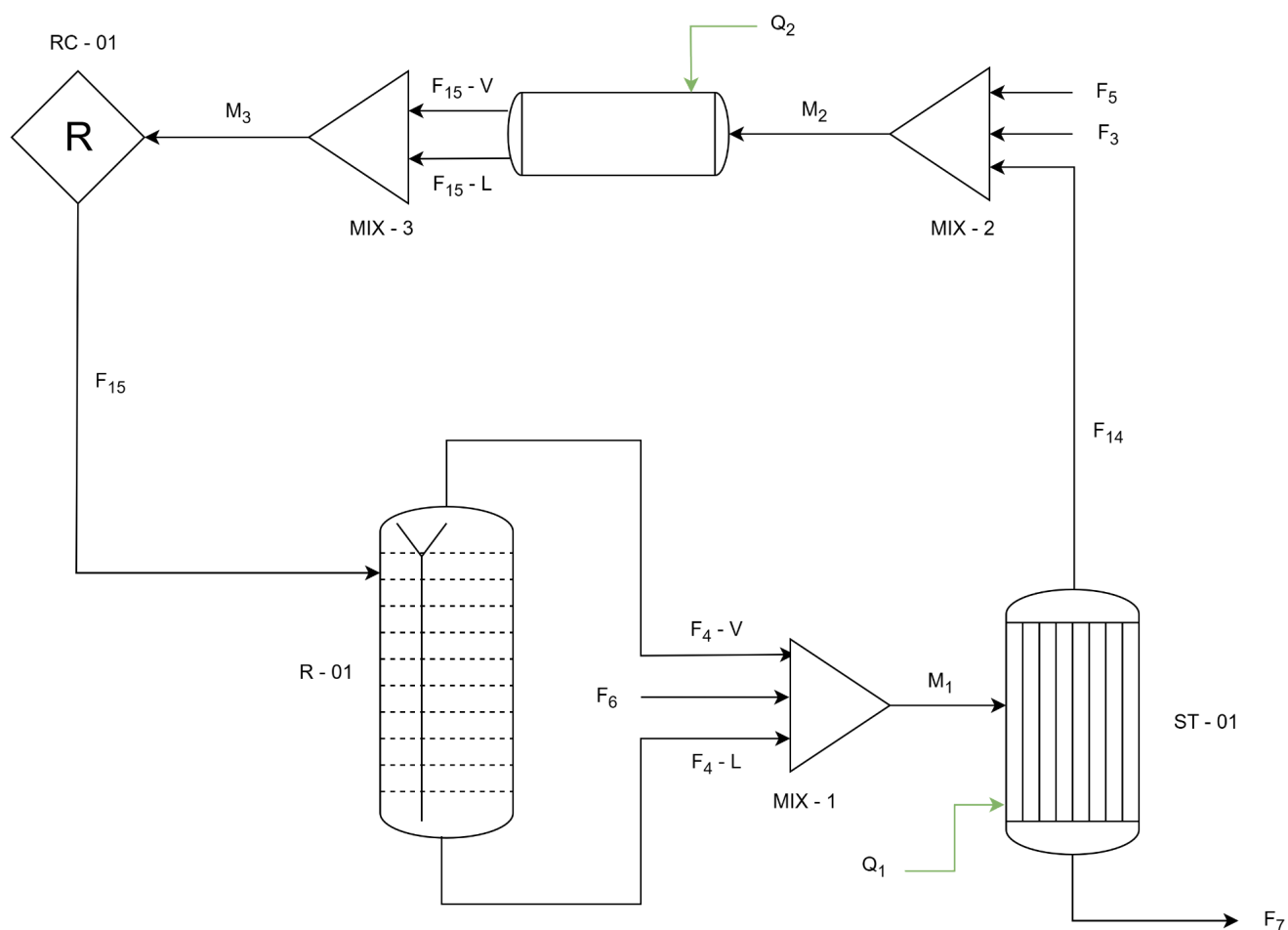


Figura 3.12. Diagrama de flujo de la planta.

Tabla 3.15. Propiedades y Composición.

Corriente	Propiedades				Composición [ton/hr]				
	Fracción de vapor	Temperatura [°C]	Presión [MPa]	Caudal másico [ton/hr]	Dióxido de carbono	Amoníaco	Agua	Urea	Carbamato de amonio
F3	0,00	96,00	15,00	97,50	0,00	97,50	0,00	0,00	0,00
F4-V	1,00	224,50	15,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
F4-L	0,00	224,50	15,00	301,92	0,00	31,46	59,80	171,91	38,75
F5	0,00	86,60	15,00	31,44	5,63	17,91	0,14	0,00	7,75
F6	1,00	89,40	15,00	126,00	126,00	0,00	0,00	0,00	0,00
F7	0,00	239,00	15,00	254,94	5,63	17,91	51,74	171,90	7,75
F14	1,00	239,00	15,00	172,97	137,84	27,07	8,06	0,01	0,00
F15-V	1,00	167,20	15,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
F15-L	0,00	167,20	15,00	301,91	95,75	105,54	8,20	0,01	92,41
F15	0,00	167,20	15,00	301,90	95,75	105,54	8,20	0,01	92,41
M1	0,28	200,86	15,00	427,92	126,00	31,46	59,80	171,91	38,75
M2	0,25	170,63	15,00	301,91	143,47	142,48	8,20	0,01	7,75
M3	0,00	167,20	15,00	301,91	95,70	105,51	8,20	0,01	92,49

Por último, se verifica el balance de masa:

$$Entrada = F_6 + F_5 + F_3 = 254,94 \text{ ton/hr}$$

$$Salida = F_7 = 254,94 \text{ ton/hr}$$

Conclusión

En este capítulo se establecieron los fundamentos de diseño de la sección de síntesis de urea y se logró modelar de forma precisa el comportamiento del sistema bajo diferentes condiciones operativas. La elección del modelo termodinámico y el ajuste de parámetros de interacción binaria permitieron obtener predicciones consistentes con datos experimentales, lo que respalda la validez de la simulación desarrollada.

La elección de un sistema compuesto por reactores de equilibrio L-V + TACs en régimen adiabático, junto con equipos auxiliares como el condensador de carbamato y el *stripper*, permitieron alcanzar los objetivos de producción establecidos, al minimizar la formación de subproductos y optimizar el aprovechamiento energético. Además, el análisis de variables críticas como temperatura, presión, número de etapas y perfiles de flujo aportó fundamentos sólidos para el dimensionamiento de los equipos y la definición de condiciones óptimas de operación.

El estudio del aislamiento térmico complementa el diseño desde una perspectiva de sustentabilidad y seguridad, asegura la estabilidad térmica del sistema y reduce las pérdidas energéticas. En conjunto, los resultados obtenidos no solo validan la metodología empleada, sino que también sientan las bases para la integración eficiente con las etapas posteriores del proceso, al consolidar un diseño integral, confiable y alineado con las exigencias de la industria química moderna.

Referencias

American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers. (2016). *ASHRAE Handbook—HVAC Systems and Equipment: Chapter 39, Cooling Towers*. ASHRAE.

Baboo, P. (s.f.). *Ammonium carbamate temperature vs. specific heat* [Chart]. National Fertilizers Ltd., India.

Baboo, P. (2015). *Reactor Kinetics of urea formation*. National Fertilizers Ltd., India. Recuperado el [7 de julio de 2025] de: [researchgate.net](https://www.researchgate.net)

Brouwer, M. (2025). *How to solve stripper efficiency issues*. UreaKnowHow. Recuperado el [14 de agosto de 2025], de ureaknowhow.com.

Chinda, R. (2017). *Modeling and simulating the synthesis section of an industrial urea plant analyzing the biuret formation*, Pág 5 - 12. Recuperado el [14 de agosto de 2025] de ureaknowhow.com.

Fasce, L. (2024). *Balance de energía en el TAC*. Ingeniería de las Reacciones Homogéneas, Facultad de Ingeniería, Universidad Nacional de Mar del Plata.

Guía de Buenas Prácticas de Aislamiento en la Industria. (s.f.). *Asociación Nacional de Instaladores de Sistemas de Aislamiento Industrial (ANDIMAI)*. Recuperado el [8 de septiembre de 2025].

Guadalupe et al. (1978, mayo). United States Patent Process for the production of urea having a low carbamate content. Recuperado el [6 de septiembre de 2025] de ureaknowhow.com

Hamidipour M. (2005), Modeling the synthesis section of an industrial urea plant. Chemical Engineering Journal, Volume 106, Issue 3, Pág. 249 - 260.

Irazoqui, H. A., Isla, M. A., & Genoud, C. M. (1993). Simulation of a urea synthesis reactor. 2. Reactor model. Pág 7. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 32(11), 2671–2680.

Isla, M. A., Irazoqui, H. A., & Genoud, C. M. (1993). Simulation of a urea synthesis reactor. 1. Thermodynamic framework. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 32(11), 2662–2670.

Pandya, J. (2015, julio). *Manufacture of urea by Snamprogetti process* [Publicación de ResearchGate]. Lok Jagruti Kendra Institutes. Recuperado el [4 de julio de 2025] de [researchgate.net](https://www.researchgate.net)

Rajasekaran, N. (2010). *ASME Section VIII Div. 1 Basics: Pressure Vessels Guide* [Guía técnica]. Recuperado el [30 de septiembre de 2025] de [/studylib.net](https://www.studylib.net)

Rajesh, A. S. , et al (2019), Study on the Production of Urea by Snam Ammonia Stripping Process and Stami Carbon Dioxide Stripping Process. International Journal for Scientific Research & Development. Vol. 7, Issue 03, 2019.

Rasheed, S. A. (2011, septiembre). *Revamping urea synthesis reactor using Aspen Plus*. Agritech Limited, Pág. 5. Recuperado el [16 de julio de 2025] de ureaknowhow.com.

Sandvik, (s.f.), *SAFUREX® Datasheet*, Sandvik Materials. Recuperado el [6 de septiembre de 2025] de ureaknowhow.com

Sazali, R. A. B. (2007, julio), *Steady State Modeling of Urea Synthesis Loop*, Pág 64. *Universiti Teknologi Petronas*.

Elias, A. P. (2023). *Quick reference for selection of thermodynamic activity models*. Recuperado el [30 de agosto de 2025] de [linkedin.com](https://www.linkedin.com).

Zhang, X.P.. (2001). Simulation of urea reactor of industrial process. Institute of Process Systems Engineering, Dalian University of Technology, China. Transactions on Engineering Sciences vol 30, Recuperado de witpress.com.



Universidad Nacional de Mar del Plata
Facultad de Ingeniería
Departamento de Ingeniería Química

**DISEÑO DE UNA PLANTA DE
PRODUCCIÓN
DE UREA GRANULADA**

CAPÍTULO 4

**DISEÑO DEL SISTEMA DE
PURIFICACIÓN**



2025

Resumen ejecutivo

En el *Capítulo 4* se completa el diseño de la sección de síntesis y se definen las etapas posteriores del proceso de producción de urea, al integrar en un mismo esquema los equipos de separación, concentración, evaporación, desorción e hidrólisis y granulación. El objetivo principal es establecer las condiciones de operación y la viabilidad de cada unidad, para garantizar el cumplimiento de las exigencias de pureza del producto, la recuperación de materias primas y la reducción de emisiones.

La primera parte del capítulo aborda el depurador de alta presión (SC - 01), equipo característico de la tecnología *Stamicarbon*, cuya función es recuperar el amoníaco y reducir las emisiones gaseosas del circuito de síntesis. Se analizan su configuración particular, ventajas operativas y criterios de simulación.

Posteriormente, se analiza la etapa de concentración, conformada por absorbedores, condensadores, una columna rectificadora y un separador flash. El objetivo de esta sección es maximizar la recuperación de materia prima y concentrar la corriente líquida de urea de 70%p/p hasta 80%p/p. Para ello, se dimensionan los absorbedores de baja presión (A - 01) y atmosférico (A - 02) mediante la herramienta *Tray Sizing* en *UniSim Design*. La columna rectificadora (D - 01) se representa como un separador *flash* con reacción; el condensador (C - 02) como un reactor de equilibrio; los condensadores (C - 03); (C - 04) y el separador (S - 01) como un separador *flash*.

En la etapa de evaporación, se modela un esquema de doble evaporación al vacío (pre-evaporador (EV - 01) y evaporador (EV - 02)), que permite alcanzar una pureza en la urea del 98% p/p y bajo contenido de humedad, previo a ingresar a la etapa de granulación.

La etapa de desorción e hidrólisis se representa como un único equipo (DH - 01) simplificado en *UniSim Design*, dada la dependencia entre los desorbedores y el hidrolizador. El objetivo de esta sección es eliminar la urea residual de las aguas, hidrolizándola en amoníaco y dióxido de carbono para su posterior recirculación.

Finalmente, se desarrolla el diseño de la torre de *prilling* para ello, se plantearon balances de energía y transferencia de calor en *Mathcad*, y se estableció el requerimiento de aire en las condiciones más desfavorables (38 °C y 100% de humedad relativa en Bahía Blanca), así se pudo calcular el diámetro, la altura y el volumen del equipo.

Introducción

Mientras que en el *Capítulo 3* se presentaron los criterios de dimensionamiento para los tres primeros equipos, en esta instancia se aborda en detalle la simulación del *scrubber* de alta presión; para completar el diseño de la sección de síntesis de la planta, la cual está conformada por un reactor, un *stripper*, un condensador y un *scrubber* que operan a una presión de 15 MPa.

De manera complementaria, se definen los equipos correspondientes a las etapas de concentración, evaporación y granulación, lo cual permite establecer la integración de toda la planta en su conjunto. Para ello, resulta fundamental identificar los rangos de presión característicos de cada etapa:

- Alta presión: entre 12 y 30 MPa, con un rango operativo preferente de 13 a 16 MPa
- Media presión: entre 1 y 7 MPa, para la tecnología *Stamicarbon*, no se opera en dicho intervalo
- Baja presión: entre 0,1 y 1 MPa, con un rango operativo preferente de 0,2 y 0,5 MPa

Estos valores de referencia se establecen de acuerdo con la información técnica reportada en la patente *AU2018366077A1* y la patente *WO2021/137701A1*.

Asimismo, en este capítulo se completan las especificaciones de todas las corrientes de proceso, al detallar el caudal, la composición, la temperatura y la presión. Con esta información se procede al diseño de los equipos de separación mediante simulaciones en *UniSim Design*, a excepción de la etapa de granulación, cuya resolución se lleva a cabo de manera algebraica mediante el uso de *Mathcad*. De esta forma, se obtiene una descripción integral del proceso y se establecen las bases para la evaluación del desempeño global de la planta.

Depurador de alta presión (SC - 01)

En la tecnología *Stamicarbon*, el depurador de alta presión (*scrubber*) cumple un rol fundamental dentro de la sección de síntesis. Su función principal consiste en reducir las emisiones y recuperar el amoníaco residual presente en la corriente gaseosa a la salida del reactor. Consta de un recipiente de alta presión con un intercambiador de calor diseñado para minimizar las emisiones de la síntesis de urea, ver *Figura 4.1*.

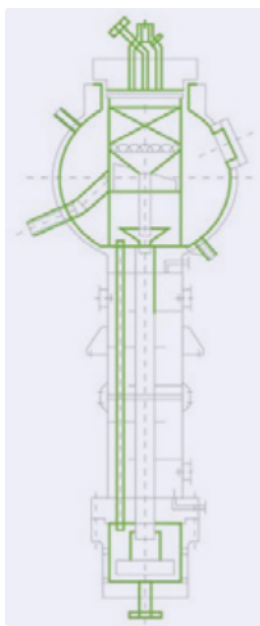


Figura 4.1. Esquema del depurador de alta presión de la tecnología *Stamicarbon*.

Nota: Imagen extraída de *Stamicarbon equipment*.

La composición de los vapores tratados depende del material de construcción de los equipos de la sección de síntesis y de la versión de la tecnología implementada. En este trabajo se considera la variante *Urea 2000 Plus*, caracterizada por el empleo del material *Safurex*. Este material, exclusivo de *Stamicarbon*, ofrece una elevada resistencia a la corrosión, lo que elimina la necesidad de ingresar aire pasivador junto con la alimentación de CO_2 .

Cabe destacar que la presencia simultánea de H_2 , NH_3 y aire de pasivación implica riesgos de explosión de no ser controlado adecuadamente. Al incorporar el *scrubber* en la etapa de síntesis, se mitiga este tipo de riesgos. Además, como se mencionó en el *Capítulo 2*, el H_2 generado durante la producción de CO_2 se recircula hacia la planta de amoníaco, con el fin de reducir aún más dichos riesgos y favorecer la integración entre ambas plantas. No obstante, la posibilidad de contaminación de la corriente de CO_2 constituye un desafío operativo adicional que también justifica la elección de esta tecnología.

El gas que ingresa al *scrubber* contiene principalmente NH_3 y H_2O . En el interior del equipo, esta corriente entra en contacto con el líquido procedente del primer condensador de baja presión (C - 02) y con una corriente de agua pura. Bajo estas condiciones, el amoníaco se transfiere a la fase líquida y se recircula al condensador de carbamato (C - 01), lo que incrementa la eficiencia del proceso. La fracción gaseosa se dirige al absorbedor de baja presión, donde continúa la recuperación de materias primas, mientras que la fase líquida del *scrubber* se conduce a un eyector accionado con amoníaco puro, el cual se dimensionará en el *Capítulo 5*.

La inclusión de este equipo en la sección de síntesis, exclusiva de la tecnología *Stamicarbon*, proporciona ventajas relevantes frente a otros procesos de producción de urea. Al incrementar la recuperación de reactivos mediante la absorción de vapores arrastrados, mejora el rendimiento global de la planta. A su vez, reduce de forma significativa las emisiones de amoníaco, lo que asegura el cumplimiento de normas ambientales y disminuye los requerimientos de tratamiento posterior de gases. También, protege a los equipos ubicados aguas abajo ya que evita la formación de depósitos de carbamato que pueden ocasionar obstrucciones y fenómenos de corrosión. De este modo, se prolonga la vida útil de la planta y se reducen los costos asociados a mantenimiento.

En este capítulo, el *scrubber* se simula mediante dos equipos: la parte superior se modela como un intercambiador de calor vertical de un paso por los tubos y un paso por la coraza, mientras que la parte inferior se considera un absorbedor empacado. Este enfoque permite representar de manera rigurosa los fenómenos de transferencia de masa y calor que tienen lugar en su interior. Para la simulación se emplea el mismo paquete termodinámico utilizado en el *Capítulo 3*, basado en el modelo UNIQUAC para la fase líquida y en la hipótesis de gas ideal para la fase vapor.

Como referencia para las dimensiones del equipo se tomaron los datos reportados por *Christof Group* para *scrubbers* de alta presión, que especifican 330 tubos, un diámetro de coraza de 2,74 m y una longitud de 7 m. Con el criterio de minimizar el caudal de fluido de intercambio, se adoptaron dichas dimensiones como base de diseño, las cuales se resumen en la *Tabla 4.1*.

Tabla 4.1. Diseño del intercambiador esférico

Diámetro de la carcasa [m]	2,74
Número de tubos	330
Espesor del tubo [m]	0,002
Área de transferencia de calor [m ²]	124,40
Volumen de la coraza [m ³]	34,76
Capacidad total de transferencia de calor [kJ/°C hr]	1,705 x 10 ⁶

Nota: Los valores de caudales y las condiciones de operación se reportan en la sección Diagrama de flujo.

Por otra parte, para la sección inferior del *scrubber* se tomó como referencia la longitud de 7 m reportada en la bibliografía. Dado que no se dispone de información más detallada sobre las dimensiones del absorbedor, se decidió ajustar la cantidad de etapas de equilibrio como variable de diseño, con el fin de maximizar la recuperación de NH_3 y utilizar el menor caudal posible de agua pura.

Los valores obtenidos se tabulan en la *Tabla 4.2*.

Tabla 4.2. Diseño del absorbedor empacado.

Diámetro [m]	2,00
Altura del empaque [m]	7,00
Volumen [m ³]	34,76
Recuperación de NH_3 [%]	90,00

Nota: Los valores de caudales y las condiciones de operación se reportan en la sección Diagrama de flujo.

Etapa de concentración

La etapa de concentración está integrada por los siguientes equipos: un absorbedor de baja presión, un absorbedor atmosférico, una columna de rectificación, tres condensadores de baja presión y un separador *flash*.

Esta sección tiene dos objetivos, en primer lugar, maximizar la recuperación de materia prima para que los gases liberados al ambiente cumplan con las normativas vigentes en cuanto a emisiones de NH_3 , al recircular a la sección de síntesis la materia prima sin reaccionar. En segundo lugar, concentrar la corriente de urea proveniente del *stripper* de 70%p/p hasta 80%p/p, nivel de pureza requerido para su posterior procesamiento.

Para ello, se ingresa al descomponedor la corriente líquida que sale del *stripper*. En este equipo, el carbamato remanente se descompone; se separa el agua y la urea de los gases residuales de amoníaco y dióxido de carbono. La solución líquida resultante ingresa a un tanque *flash*, donde se reduce la presión para favorecer la evaporación del agua a menor temperatura, lo que permite obtener una corriente de urea con mayor concentración.

Por otro lado, el resto de los equipos mencionados se destinan a la recuperación de materia prima sin reaccionar. En los apartados siguientes se describe en detalle el funcionamiento de cada uno de ellos y su disposición dentro de la planta.

Como criterio conservador, se optó por simular todos los equipos de esta etapa a 0,5 MPa, valor que corresponde al límite superior sugerido por la patente AU2018366077A1. Además, las tesis consultadas trabajan con presiones de síntesis de 14 MPa y consideran 0,4 MPa para esta etapa. Dado que la planta simulada en este trabajo opera a una presión de síntesis superior (15 MPa), se consideró que adoptar 0,4 MPa no resulta representativo debido a la ausencia de documentación oficial que indique la presión de operación de esta sección.

Absorbedor

Un absorbedor es un equipo donde un gas y un líquido se ponen en contacto con el objetivo de transferir determinados componentes de la fase gaseosa hacia la fase líquida. El proceso de absorción se basa en la afinidad del soluto por el disolvente, lo que permite su separación del resto de la corriente gaseosa. Para que esta operación resulte eficiente, se requiere una amplia superficie de contacto entre las fases y un tiempo de residencia suficiente que favorezca la transferencia de materia.

La configuración seleccionada para su simulación es la torre empacada. Se trata de una columna cilíndrica que contiene un lecho relleno, cuya función es asegurar una gran superficie de contacto entre las fases. El gas ingresa en la parte inferior de la torre y asciende a través de los intersticios del relleno, mientras que el líquido se introduce en la parte superior y desciende en contracorriente. El diseño permite manejar caudales importantes de gas y líquido con una caída de presión reducida, que lo convierte en una opción eficiente para la absorción.

En la etapa de concentración se utilizan dos absorbedores, uno de baja presión (A - 01) y otro atmosférico (A - 02). Ambos emplean agua como líquido absorbente para extraer amoníaco de corrientes gaseosas. Este procedimiento evita la emisión de contaminantes y permite la recuperación de reactivos que poseen un valor significativo en el proceso. El primero asegura la calidad del producto final, ya que elimina gases residuales y el segundo opera cerca de la presión atmosférica y se encarga de purificar los gases que provienen del condensador de carbamato y de los evaporadores.

Absorbedor de baja presión (A - 01)

Su función principal es absorber el NH_3 y el CO_2 que no reaccionaron en el circuito de síntesis, para evitar pérdidas de reactivos. Opera a una presión de 0,5 MPa a fin de facilitar la absorción selectiva de los gases mencionados.

Este equipo recibe la corriente gaseosa procedente del *scrubber* de alta presión y permite separar la mezcla de NH_3 y CO_2 . Esta corriente ingresa por la parte inferior de la columna, la cual contiene un relleno que proporciona una extensa superficie de contacto entre las fases. A medida que el gas asciende a través del empaque, entra en contacto con agua pura a 43 °C y 0,1 MPa, lo que permite la disolución de NH_3 y CO_2 en la corriente líquida. El gas tratado, ya libre de estos componentes, abandona la columna por la parte superior y se ventea a la atmósfera, mientras que la corriente líquida se dirige a la sección de purificación de agua, donde se recuperan los compuestos absorbidos.

En *UniSim Design*, el equipo se simuló como un absorbedor empacado con 5 etapas teóricas, según lo reportado en Barragán Bermúdez, M, (2024). El diseño se orientó a minimizar el caudal de agua de absorción requerido. Como no era necesario especificar de antemano el diámetro ni la altura de la torre, se ajustó inicialmente el caudal de agua y luego se empleó la herramienta *Tray Sizing* en modo *Design* para dimensionar el equipo. Se selecciona como relleno *Ballast Rings (Metal, random) 1 inch*. Los resultados obtenidos se resumen en la *Tabla 4.3*

Tabla 4.3. Resultados del dimensionamiento preliminar del absorbedor de baja presión.

Diámetro [m]	0,304
Altura del empaque [m]	1,52
ΔP sección [kPa]	$2,6 \times 10^{-7}$
Número estimado de piezas de empaque	5.516
Masa estimada del empaque [kg]	53,40
HETP [m]	0,304

Con estas dimensiones preliminares cargadas en el simulador, se realizó una segunda verificación mediante el uso de *Tray Sizing* en modo *Rating*. El ajuste devolvió los mismos valores reportados en la *Tabla 4.3*. De este modo, la simulación permitió definir las dimensiones adecuadas del absorbedor de baja presión, bajo estas condiciones se logró recuperar la totalidad del NH_3 y un 57,82% del CO_2 en la fase líquida.

Absorbedor atmosférico (A - 02)

Este equipo complementa al absorbedor de baja presión (A - 01), su función principal es recuperar el amoníaco presente en los gases de escape provenientes de los tres condensadores de baja presión. De este modo se evita la emisión de contaminantes y se asegura la reutilización de compuestos valiosos en la sección de síntesis.

Este equipo emplea agua pura como absorbente, lo que permite reducir significativamente la emisión de amoníaco, tal como lo señala *Soemardji (2012)*. La elección de este solvente se debe a que la presión de operación, cercana a la atmosférica, ya no constituye un parámetro decisivo para mejorar la eficiencia del proceso. En estas condiciones, la absorción se encuentra desfavorecida, por lo que el tipo de absorbente adquiere mayor relevancia.

El efluente líquido, enriquecido en amoníaco, se envía a la sección de aguas residuales, donde se recupera para su posterior recirculación a la síntesis. El método de resolución es análogo al del absorbedor de baja presión (A - 01) por lo que, en la *Tabla 4.4* se reportan los resultados finales del dimensionamiento del equipo, cabe destacar que cuando se verificó el dimensionamiento se obtuvieron los mismos resultados. Se logró recuperar la totalidad del NH_3 .

Tabla 4.4. Dimensiones ajustadas del absorbedor atmosférico.

Diámetro [m]	2,29
Altura del empaque [m]	3,845
ΔP sección [kPa]	0,96
Número estimado de piezas de empaque	95.307
Masa estimada del empaque [kg]	6.075
HETP [m]	0,6408
Número de etapas	6

Nota: En esta torre se seleccionó como relleno *Ballast Rings (Metal, random)* 2 inch. Los valores de caudales y las condiciones de operación se reportan en la sección *Diagrama de flujo*.

Columna rectificadora (D – 01)

En una planta de producción de urea, la columna rectificadora constituye un equipo esencial para la separación y purificación de la solución de carbamato. Su función principal es descomponer el carbamato de amonio que no fue convertido en el *stripper* y separar el NH_3 y el CO_2 de la solución de urea. De este modo, se recupera urea de alta pureza y se asegura la recirculación de reactivos, que contribuyen a la eficiencia global del proceso.

Para la simulación de la columna rectificadora se adoptaron valores de diseño basados en la literatura disponible. Al tomar como referencia los datos reportados por *ScienceDirect*, (2025) donde la altura de la torre es de 19 m y el diámetro de la columna es de 6,5 m. Estos valores se ajustan al rango típico de columnas de rectificación para plantas de urea.

Al intentar simularla como una columna reactiva con cinética definida, los resultados no fueron satisfactorios. En contraste, el uso de un separador *flash* con reacción de conversión resultó una alternativa más adecuada, ya que esta unidad permite especificar directamente los coeficientes estequiométricos y el porcentaje de conversión.

En cuanto a la cinética, al no disponer de datos públicos precisos para la reacción de descomposición, la literatura indica que la reacción es rápida y que la limitación principal en el diseño industrial proviene de la transferencia de masa *Mark Brouwer*, (2009). Al considerar que los datos de equilibrio y la termodinámica del sistema indican una conversión muy cercana al 100% bajo las condiciones de operación, se adoptó dicho modelo para simplificar la simulación.

La columna trabaja típicamente en el rango de 0,4 a 0,5 MPa según *Barragán Bermúdez, M*, (2024); donde se seleccionó 0,5 MPa para la simulación. Una presión más elevada favorece la retención de urea y carbamato en fase líquida y mejora la separación de los componentes volátiles. La temperatura de salida de la columna se mantiene alrededor de 125 °C, esto garantiza la adecuada solubilidad de la urea en la solución, facilita la descomposición del carbamato y favorece la separación de NH_3 y CO_2 .

En las plantas de producción de urea, la operación de la columna rectificadora se basa en el principio de destilación fraccionada. La solución de urea–carbamato ingresa por la parte inferior y al calentarse, los componentes más volátiles (NH_3 y CO_2) se evaporan y ascienden por la columna, mientras que los menos volátiles (urea y agua) permanecen en fase líquida y descienden. Para favorecer el contacto

entre fases, la columna se encuentra equipada con bandejas o empaques que promueven el equilibrio líquido - vapor.

En la parte superior de la columna la corriente gaseosa rica en NH_3 y CO_2 , se condensa y reincorpora al circuito de síntesis. En el fondo la corriente líquida enriquecida en urea, pasa a etapas adicionales de purificación hasta alcanzar la calidad requerida del producto final.

En la etapa de rectificación, la descomposición del carbamato de amonio en NH_3 y CO_2 está favorecida termodinámicamente. Bajo condiciones de operación típicas (120 - 160 °C y presiones de 0,2 - 0,5 MPa), la constante de equilibrio se encuentra desplazada hacia los productos, de modo que prácticamente todo el carbamato se convierte en NH_3 y CO_2 *Isla, (1993)*. En la *Tabla 4.5* se resumen los valores obtenidos de la simulación.

Tabla 4.5. Dimensiones de la columna de rectificación.

Diámetro [m]	6,50
Altura [m]	19,00
Volumen [m^3]	630,50
Calor intercambiado [kJ/hr]	$- 6,13 \times 10^7$

Nota: El calor intercambiado se entrega para compensar el que consume la reacción de descomposición. Los valores de caudales y las condiciones de operación se reportan en la sección Diagrama de flujo.

Condensador

La función principal del condensador consiste en remover energía térmica de una corriente de vapor hasta llevarla por debajo de su temperatura de saturación, para que ocurra el cambio de fase al estado líquido. Este proceso se realiza mediante la transferencia de calor latente desde el vapor hacia el medio refrigerante, que usualmente es agua, el cual circula en el interior del equipo.

En la etapa de concentración se emplean tres condensadores:

- C - 02: ubicado a la salida del equipo D - 01
- C - 03: ubicado a la salida del equipo S - 01
- C - 04: ubicado a la salida del descomponedor e hidrolizador (DH - 01)

Todos estos equipos emplean agua como fluido de enfriamiento, lo que permite obtener los gradientes de temperatura necesarios para asegurar la condensación de los gases. La construcción de los condensadores se realiza en acero inoxidable 316L, material seleccionado por su resistencia a la corrosión y adecuada durabilidad en las condiciones de operación.

En cuanto a la cinética, al no disponer de datos públicos precisos para la reacción de descomposición, la literatura indica que la reacción es rápida y que la limitación principal en el diseño industrial proviene de la transferencia de masa *Mark Brouwer, (2009)*.

Condensador de carbamato LP (C - 02)

El condensador de carbamato de baja presión actúa simultáneamente como condensador y reactor. En este equipo se enfrían y condensan los gases provenientes de la columna de rectificación (D - 01), al

mismo tiempo que se produce la reacción de formación de carbamato a partir de NH_3 y CO_2 remanentes. Opera a una presión de 0,5 MPa, la salida líquida va al *scrubber* (SC - 01) y la gaseosa al absorbedor atmosférico (A - 02), donde se recupera la materia prima.

Este equipo se simuló mediante un reactor de equilibrio, en *UniSim Design*, que considera tanto la reacción de formación de carbamato como la separación de fases. Al tratarse de un modelo de equilibrio, no fue necesario especificar dimensiones para realizar los cálculos.

La temperatura de salida se fijó en 71 °C, en concordancia con lo reportado en *Barragán Bermúdez, M (2024)*, que establece una temperatura máxima admisible de 95 °C. Esta elección da un margen de seguridad operacional, evita cristalizaciones o degradaciones del carbamato y garantiza condiciones estables de operación. Además, al trabajar a 71 °C se asegura que la mayor parte de la materia prima permanezca en la fase vapor, lo que facilita su posterior recuperación en el absorbedor atmosférico.

Los balances de energía realizados en *UniSim Design*, consideran tanto el calor que debe extraerse para condensar los componentes como el generado por la reacción exotérmica de formación de carbamato. Bajo estas condiciones, se determinó que el calor a extraer del condensador corresponde a $2,81 \times 10^7$ kJ/hr.

Condensador de tanque flash (C - 03)

El condensador de tanque *flash* recibe la corriente gaseosa proveniente del separador *flash* S - 01 y su función principal es enfriar y condensar parcialmente esta corriente, al separar el amoníaco y dióxido de carbono en la fase vapor, para luego recuperarlos en el absorbedor atmosférico. La corriente líquida es dirigida al condensador de reflujo (C - 04), donde se mezcla con la salida de vapor del descomponedor e hidrolizador (DH - 01), con el objetivo de recuperar materia prima remanente dentro del circuito.

En la tecnología *Stamicarbon*, este condensador opera con un sistema de agua de enfriamiento que actúa como medio refrigerante, permite reducir la temperatura de los gases y favorecer su condensación. El condensado, que contiene amoníaco y dióxido de carbono, se colecta y recircula hacia la sección de síntesis de urea, para asegurar el aprovechamiento de materias primas *Nazrul, (2023)*.

Este equipo se simuló mediante un separador *flash*, en *UniSim Design*, que resulta adecuado para reproducir la función de condensación y separación de fases sin necesidad de un modelo específico de condensador. Esta aproximación permite obtener balances de masa y energía confiables aun sin disponer de bibliografía técnica para establecer sus dimensiones, este equipo opera a 0,5 MPa.

Finalmente, se fijó la temperatura de salida en 44 °C, de manera que la mayor parte del amoníaco y dióxido de carbono permanezcan en la fase vapor, para favorecer su recuperación en el absorbedor atmosférico. Esta elección asegura una operación estable, minimiza pérdidas de materia prima en la fase líquida y optimiza la integración del sistema de recuperación. El simulador determinó que el calor a extraer del condensador corresponde a $5,73 \times 10^6$ kJ/hr.

Condensador de reflujo (C - 04)

Dentro de la etapa de concentración se encuentra el condensador de reflujo, un equipo esencial para la recuperación de amoníaco y dióxido de carbono. Su función principal es condensar y separar las corrientes que provienen del desorbedor e hidrolizador (DH - 01), con el fin de recuperar estos componentes para su posterior reciclado a la sección de síntesis.

Este equipo recibe la corriente gaseosa que abandona la parte superior del desorbedor e hidrolizador (DH - 01) rica en NH_3 y CO_2 , junto con una corriente líquida que proviene de C - 03, que contiene

pequeñas cantidades de agua y materia prima remanente. En este equipo se condensa parte del amoníaco y dióxido de carbono gaseoso y se separan las fases líquida y vapor.

La materia prima en la corriente gaseosa es recirculada al reactor de formación de carbamato en la etapa de síntesis, para aumentar la eficiencia del proceso, mientras que la corriente líquida del equipo se envía nuevamente al desorbedor e hidrolizador. De esta forma, el condensador de reflujo permite recuperar y reciclar internamente los compuestos, reducir pérdidas y optimizar el consumo de materias primas.

El equipo opera a 0,5 MPa, se fijó la temperatura de salida en 61 °C como criterio de diseño, de manera que la mayor parte del amoníaco y del dióxido de carbono permanezcan en fase vapor y puedan recuperarse para su posterior recirculación al condensador de carbamato en la etapa de síntesis.

Este equipo se simuló como un separador flash, en *UniSim Design*, que resultó adecuado para reproducir su función de condensación y separación de fases sin disponer de un modelo específico. Esta aproximación permitió obtener balances de masa y energía confiables aun sin bibliografía técnica sobre las dimensiones del equipo. Esta simulación determinó que el calor a extraer del condensador corresponde a $4,12 \times 10^5 \text{ kJ/hr}$.

Separador flash (S - 01)

Un separador *flash* es un equipo diseñado para separar una mezcla de fluidos en sus fases líquida y vapor. La separación se logra debido a las diferencias de volatilidad de los componentes, de modo que los más volátiles pasan a la fase vapor mientras que los menos volátiles se concentran en la fase líquida.

El tanque del equipo se construye en acero inoxidable 316L, debido a la naturaleza corrosiva de los vapores de amoníaco presentes en el proceso. En la planta, el separador ubicado a la salida de la columna de rectificación (*D - 01*), tiene el objetivo de separar la urea y el agua, del amoníaco y el dióxido de carbono antes de que la corriente ingrese a la etapa de evaporación.

El equipo opera a una presión de 0,5 MPa, y se fijó la temperatura de salida en 150 °C como criterio de diseño. Estas condiciones permiten que la mayor parte del amoníaco y del dióxido de carbono pase a la fase vapor, para facilitar su recuperación y posterior recirculación al condensador de carbamato durante la etapa de síntesis.

Este equipo es simulado como un separador *flash*, en *UniSim Design*, donde se determinó que el calor a entregar corresponde a $2,17 \times 10^7 \text{ kJ/hr}$.

Etapa de evaporación

La etapa de evaporación tiene como objetivo concentrar la solución de urea procedente de la etapa de concentración y acondicionarla para cumplir los requerimientos del proceso de granulación. En la planta se emplean evaporadores al vacío en serie, los cuales permiten reducir la presión por debajo de la atmosférica y, en consecuencia, disminuir la temperatura de ebullición de la solución concentrada de urea. Esta condición de operación resulta ventajosa, ya que posibilita trabajar por debajo de los rangos críticos de la urea ($\sim 150\text{ }^{\circ}\text{C}$), donde existe riesgo de hidrólisis o formación de biuret.

El funcionamiento de un evaporador de vacío puede dividirse en dos etapas principales. En la primera, la mezcla se calienta en un intercambiador de calor a presión constante. En la segunda, la corriente pasa a un separador *flash* donde se separa el gas formado del líquido concentrado.

El pre-evaporador (*EV - 01*) elimina la mayor parte del agua, amoníaco libre y dióxido de carbono; y el evaporador (*EV - 02*) opera a una presión aún menor para obtener urea fundida con bajo contenido de humedad previo a ingresar en la etapa de granulación.

La bibliografía indica que los evaporadores de urea suelen operar en el rango de $130 - 140\text{ }^{\circ}\text{C}$, por encima del punto de fusión teórico de la urea. En este trabajo se tomaron como referencia las condiciones de operación de la patente *WO2021/137701A1*, correspondiente a la tecnología *Stamicarbon*, que describe un proceso de doble evaporación en vacío para minimizar la formación de biuret y obtener urea fundida de baja humedad adecuada para *prilling* o granulación.

Para la simulación de los evaporadores se siguió la metodología propuesta por *Iglesias (2013)*, que consiste en modelar el equipo mediante un intercambiador de calor y un separador *flash* dentro de *UniSim Design*, dado que el simulador no dispone de un modelo específico para evaporadores.

Evaporador

Pre-evaporador (EV - 01)

El pre-evaporador tiene como función principal evaporar la mayor parte del agua, así como el amoníaco libre y el dióxido de carbono presentes en la solución de urea, para lograr una concentración inicial elevada sin pérdidas significativas de producto. Opera con vacío moderado, a presiones absolutas de $0,02$ a $0,035\text{ MPa}$, y temperaturas de salida entre 130 y $140\text{ }^{\circ}\text{C}$, obteniéndose una solución concentrada con al menos un 90% en peso de urea, incluido el biuret, y alcanza idealmente entre 92 y 96% en condiciones óptimas. Se considera que la presión en el primer evaporador debe ser al menos el doble de la del segundo, y así facilitar la operación del siguiente evaporador (*WO2021/137701A1*).

Para la simulación se eligió operar a $0,035\text{ MPa}$ y una temperatura de salida de $140\text{ }^{\circ}\text{C}$. Esta elección se encuentra dentro del rango de operación típico reportado por la patente *WO2021/137701A1*, que reproduce de manera representativa el comportamiento del pre-evaporador: la presión asegura un vacío moderado para la evaporación sin cristalización de la urea, y la temperatura de salida permite alcanzar la concentración deseada sin degradar el producto.

El pre-evaporador se simuló, en *UniSim Design*, como un intercambiador de calor acoplado a un separador *flash*. La corriente líquida del separador *flash* (*S - 01*) circula por los tubos del intercambiador, mientras que por la coraza circula el fluido calefactor. Con el fin de evitar la degradación de la urea, se emplea vapor saturado a $150\text{ }^{\circ}\text{C}$ a la presión de saturación correspondiente. Esto garantiza una fuerza impulsora de $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ respecto a la temperatura de salida del evaporador y asegura una transferencia de calor eficiente.

Como referencia para las dimensiones del intercambiador de calor se tomaron los datos reportados por *Barragán Bermúdez, M, (2024)*, que especifican 750 tubos, un diámetro de coraza de 0,84 m y una longitud de 1,50 m. Dichas dimensiones fueron adoptadas con el criterio de minimizar el caudal de fluido de intercambio, las cuales se resumen en la *Tabla 4.6*.

Tabla 4.6. Diseño del intercambiador de calor del pre-evaporador.

Diámetro de la carcasa [m]	0,84
Número de tubos	750
Espesor del tubo [m]	0,003
Área de transferencia de calor [m ²]	77,75
Volumen de la coraza [m ³]	0,40
Capacidad total de transferencia de calor [kJ/°C hr]	$2,07 \times 10^6$
Pasos por los tubos	1
Pasos por la coraza	1

Nota: Los valores de caudales y las condiciones de operación se reportan en la sección *Diagrama de flujo*.

La salida gaseosa del pre-evaporador ingresa al condensador C - 04, para la posterior recuperación del amoníaco en exceso con el objetivo de mejorar la eficiencia del proceso. La fase líquida que contiene 96%p/p de urea, dicho valor se encuentra dentro de las condiciones óptimas reportadas en la bibliografía.

Evaporador (EV - 02)

En el segundo evaporador se termina de concentrar la solución hasta obtener urea fundida de muy baja humedad, adecuada para la etapa de granulación. Opera a presiones significativamente más bajas que el primer evaporador, y mantiene la temperatura en el rango de 130 - 140 °C para evitar acercarse a 150 °C, donde la urea podría hidrolizarse.

La patente *WO2021/137701A1* indica que, a una temperatura de salida de 138 °C y una presión de operación entre 0,01 y 0,015 MPa, se obtiene urea fundida con 1 - 3% de humedad, adecuada para la etapa de granulación. La elección de operar a 0,015 MPa y una temperatura de salida de 138 °C, está justificada por encontrarse dentro del rango de operación reportado y representa aproximadamente la mitad de la presión de operación del pre-evaporador.

El segundo evaporador se simuló de forma análoga al equipo *EV - 01*. La corriente líquida procedente de *EV - 01* circula por los tubos del intercambiador, mientras que por la coraza pasa el fluido calefactor, con las mismas características que en *EV - 01* al provenir de la misma caldera; la única diferencia es el caudal, que se ajusta para aportar el calor necesario para la evaporación.

Como referencia para las dimensiones del intercambiador de calor se tomaron los datos reportados por *Barragán Bermúdez, M, (2024)*, que especifican 1.350 tubos, un diámetro de coraza de 1,37 m y una longitud de 3 m. Dichas dimensiones fueron adoptadas con el criterio de minimizar el caudal de fluido de intercambio, las cuales se resumen en la *Tabla 4.7*.

Tabla 4.7. Diseño del intercambiador de calor del evaporador.

Diámetro de la carcasa [m]	1,37
Número de tubos	1.350
Espesor del tubo [m]	0,002
Área de transferencia de calor [m ²]	254,50
Volumen de la coraza [m ³]	3,12
Capacidad total de transferencia de calor [kJ/°C hr]	$2,59 \times 10^4$
Pasos por los tubos	1
Pasos por la coraza	1

Nota: Los valores de caudales y las condiciones de operación se reportan en la sección Diagrama de flujo.

La salida en fase vapor correspondiente al separador *flash* se envía al condensador C - 04 para recuperar la materia prima, mientras que la urea fundida se dirige a la etapa de granulación para transformarse en producto sólido, con un porcentaje en peso de urea del 98%.

Esta disposición en dos etapas permite operar los eyectores de vacío con menor consumo de agua, facilita la recuperación de amoníaco, mantiene condiciones seguras, estables y asegura un producto de alta pureza y baja humedad.

Etapa de desorción e hidrólisis

Desorbedor e hidrolizador (DH - 01)

En la tecnología *Stamicarbon*, la etapa de desorción e hidrólisis comprende dos desorbedores y un hidrolizador de alta presión, cada uno con funciones específicas.

El primer desorbedor procesa la corriente de agua amoniacal proveniente del condensador C - 04 y del segundo desorbedor e hidrolizador, para remover la mayor parte del amoníaco y dióxido de carbono hacia el condensador de carbamato de alta presión, mientras que la fracción líquida, que contiene urea residual, se dirige al hidrolizador.

El hidrolizador descompone la urea presente en la corriente líquida en amoníaco y dióxido de carbono mediante vapor a alta presión, de manera de asegurar la ausencia de emisiones de urea en las aguas residuales.

Por último, el segundo desorbedor limpia la corriente líquida proveniente del hidrolizador al utilizar vapor a baja presión (6 bar), de esta manera minimiza la cantidad de agua que se pierde y emplea el vapor liberado como gas limpiador en el primer desorbedor.

Dado que el sistema presenta dos recirculaciones (del hidrolizador al primer desorbedor y del segundo desorbedor al primero), los balances de masa y energía de cada equipo dependen directamente del diseño de los otros dos. Modelar cada equipo por separado en *UniSim Design* resultaría en una simulación muy compleja y potencialmente inestable, debido a la dependencia cíclica de las corrientes.

Por esta razón, se optó por simular los dos desorbedores y el hidrolizador como un único equipo tipo separador *flash* con intercambio de calor. Esta simplificación reproduce correctamente la funcionalidad principal de los equipos reales: separar amoníaco y dióxido de carbono del agua residual, hidrolizar la

urea remanente y garantizar que la corriente líquida cumpla con los límites ambientales, mientras que los gases generados se reciclan hacia la etapa síntesis.

Se eligió que el equipo opere a 0,5 MPa, según la referencia bibliográfica de *Barragán Bermúdez, M, (2024)*, con una temperatura de salida de 99 °C, ya que estas condiciones permiten una simulación estable en *UniSim Design* y, al mismo tiempo, aseguran la máxima recuperación de materia prima en la corriente líquida que se dirige al condensador de carbamato de la etapa de síntesis. El simulador indica que se requiere un aporte de calor de $8,95 \times 10^5 \text{ kJ/hr}$.

Etapa de granulación

La etapa de granulación constituye la fase final del proceso de producción de urea, en la cual el fundido concentrado es transformado en un producto sólido estable y de fácil manipulación. Esta sección incluye diferentes equipos de granulación y acondicionamiento (torres de *prilling* o granuladores, enfriadores, cribas y transportadores), que en conjunto permiten obtener urea en forma granular, adecuada para su almacenamiento, transporte y posterior aplicación como fertilizante.

En el presente trabajo únicamente se realizó el cálculo de la torre de *prilling*, debido a la ausencia de información detallada de diseño para el resto de los equipos de esta etapa. No obstante, todos los equipos enumerados se tendrán en cuenta en el capítulo del análisis económico, de modo que su incidencia en la inversión y en los costos de operación esté reflejada en el análisis integral de la planta.

Torre de prilling

La torre de *prilling* representa la etapa de conversión del fundido en producto comercializable, aquí se asegura que la urea generada y concentrada adopte una forma sólida, estable y adecuada para su distribución como fertilizante granular.

La torre de *prilling* es el equipo convencionalmente utilizado para la solidificación de fertilizantes como la urea, la cual permite su obtención en forma de partículas esféricas (*prills*) con diámetros comprendidos generalmente entre 1 y 2 mm.

El principio de funcionamiento se basa en el enfriamiento y solidificación de gotas urea fundida ($T > 132^\circ\text{C}$) que son pulverizadas desde la parte superior de la torre. A lo largo de su caída libre, dichas gotas atraviesan aire en contracorriente, que actúa como medio de enfriamiento, deshumidificación y facilita la solidificación. Este mecanismo convierte a la torre en un intercambiador de masa y calor de contacto directo a gran escala.

Como se observa en la *Figura 4.2*, la torre de *prilling* se modela como un intercambiador de calor y masa de contacto directo, donde el fundido de urea es pulverizado en la parte superior y solidifica durante su caída en contracorriente con el aire de enfriamiento.

Desde el punto de vista operativo, este equipo presenta diversas ventajas: permite obtener partículas sólidas de tamaño relativamente uniforme, fáciles de manipular y almacenar sin necesidad de aditivos de conformado. Además, se trata de un proceso continuo y de alta capacidad, adecuado para plantas de gran escala.

No obstante, también existen limitaciones asociadas a este método. Entre ellas, la generación de emisiones de polvo fino y el arrastre de amoníaco en el aire de enfriamiento, lo que requiere sistemas de tratamiento y recuperación.

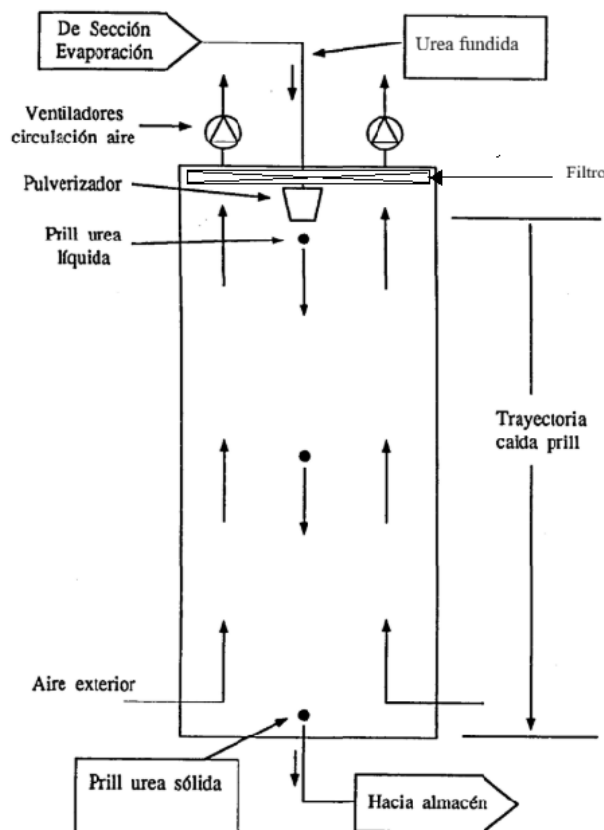


Figura 4.2. Esquema de la torre de Prilling.

El arrastre de polvo fino ocurre debido a la formación de gotas demasiado pequeñas durante la atomización, que no alcanzan a solidificarse completamente antes de ser transportadas por el flujo ascendente de aire. Dichas emisiones no sólo implican pérdida de producto útil, sino que también representan un riesgo ambiental por la dispersión de polvo de urea.

Para mitigar esto, se propone la incorporación de un sistema de filtración a la salida de aire en la parte superior de la torre. Este dispositivo permitirá retener y recuperar las partículas sólidas finas, reducir significativamente las emisiones y posibilitar su reintegración al proceso, lo que incrementa el rendimiento global de la planta y asegura el cumplimiento de las normativas ambientales vigentes relacionadas con la calidad del aire. Otro aspecto relevante en el diseño de la torre de *prilling* es la influencia de las condiciones climáticas externas, ya que el proceso de solidificación de las gotas depende directamente de las propiedades del aire de enfriamiento. Variables como la temperatura, la humedad relativa (%HR) y la velocidad del aire determinan la capacidad de este medio para absorber calor y humedad del fundido.

Con el objetivo de garantizar una operación estable y continua durante todo el año, se adoptó como criterio de diseño el peor escenario climático registrado en la localidad de Bahía Blanca. Esto corresponde a la temperatura máxima histórica (38 °C), combinada con una humedad relativa del 100%. Bajo estas condiciones extremas, el aire de enfriamiento presenta su mínima capacidad de absorción de calor y masa, por lo que resulta el caso más desfavorable para la solidificación del *prill*.

Para la evaluación de la torre de *prilling* se desarrolló un modelo matemático en *Mathcad*, donde se consideró el balance de energía y transferencia de calor entre la gota de urea y el aire de enfriamiento.

De la simulación se obtienen las condiciones de entrada de la corriente líquida a la torre, con una temperatura de entrada a la torre de 138 °C y el caudal másico total 174,94 ton/hr. Luego, se plantea el balance de energía de la torre donde se tiene en cuenta el cambio de fase de la urea, ver *Ecuación 4.1*.

$$L_1 \cdot Cp_L \cdot (TL_1 - T_f) + L_1 \cdot \Lambda + L_1 \cdot Cp_S \cdot (T_f - TL_2) = V_a \cdot Cp_a \cdot \rho_a (TG_1 - TG_2) \quad \textbf{Ecuación 4.1.}$$

Donde las variables involucradas son:

- L_1 : caudal total de líquido a la entrada = 174,94 ton/hr
- Cp_L : capacidad calorífica de la urea líquida = 0,76 kcal/kgK
- Cp_S : capacidad calorífica de la urea sólida = 0,32 kcal/kgK
- Cp_a : capacidad calorífica del aire = 1.007 J/kgK
- Λ : calor latente de solidificación = 57,8 kcal/kg
- ρ_a : densidad del aire = 1,135 kg/m³
- V_a : Caudal volumétrico del aire
- TL_1 : temperatura de entrada del líquido = 138 °C
- T_f : temperatura de fusión de la urea = 132,70 °C
- TL_2 : temperatura de salida del líquido
- TG_1 : temperatura de salida del aire
- TG_2 : temperatura de entrada del aire = 38 °C

Luego, se define la temperatura de salida del agua TL_2 en 70 °C (Quera Miró, 1993) debido a que si el *prill* sale demasiado caliente ($T > 70$ °C) existe riesgo de apelmazamiento, formación de polvo excesivo y tiene mayor higroscopicidad. Por otro lado, enfriar a temperaturas por debajo de los 70 °C no suele ser necesario, porque luego de la torre pasa por un sistema de transporte/enfriamiento adicional.

Como se verá posteriormente, se seleccionó la temperatura de salida del aire en 78 °C, de manera que el diámetro de la torre caiga dentro del rango de diseño (15 - 30 m). Al definir dichos valores, se obtiene que el requerimiento del caudal de aire es 2.461,7 m³/s.

Diámetro de la torre

A diferencia de la altura, el diámetro de la torre no suele estar definido por el proceso de transmisión de calor entre los *prills* y el aire. La estimación de dicho valor se hace a partir de la producción de fertilizante de la torre.

Como parámetro se debe utilizar la velocidad de ascenso del aire en la torre, ya que este es fundamental para el buen funcionamiento de la misma.

Si se elige una velocidad del aire elevada, el diámetro de la torre será más pequeño y surgen las siguientes limitaciones:

- Existe la posibilidad de que una parte de los *prills* generados por el pulverizador impacten, en su trayectoria de descenso, contra las paredes de la torre, esto culmina en una pérdida de producto
- Aumentará la concentración de polvo de urea (disgregado de los *prills*) arrastrado por el aire de la torre, lo que provocará mayor contaminación y podría superar los límites legales permitidos

En cambio, si se elige una velocidad del aire baja, el diámetro de la torre será mayor y surgen las siguientes limitaciones:

- Aumentará la velocidad neta de caída del *prill* y, en consecuencia, aumentará la altura de la torre necesaria para permitir la solidificación del *prill*

- El costo de construcción de la torre será mayor

Es por esto que el valor óptimo de la velocidad media de ascensión del aire, usualmente adoptado, está comprendido entre 0,6 y 0,8 m/s, donde el más crítico es 0,8 m/s. Por último, el diámetro de la torre se calcula a partir de la *Ecuación 4.2*.

$$D = \sqrt{\frac{V_a^4}{\pi v}} \quad \text{Ecuación 4.2}$$

Donde:

- V_a : caudal volumétrico del aire
- v : velocidad media de ascenso del aire
- D : diámetro de la torre = 24,08 m

Altura de la torre

Para el cálculo de la altura de la torre se la divide en dos secciones, la primera es la altura de solidificación y la segunda es la altura de enfriamiento. Previo a la determinación de las mismas se deben calcular una serie de coeficientes para determinar el régimen de trabajo.

Altura de solidificación

Ahora, se debe calcular la velocidad límite de caída del *prill*, que es uno de los parámetros básicos para el dimensionamiento de la altura de la torre. Se considera el *prill* como una esfera perfecta, sin deformaciones, por lo que su velocidad de caída queda determinada por la *Ley de Newton*.

Inicialmente, se calculó la velocidad límite de caída del *prill* según el régimen de trabajo, para ello se seleccionó un diámetro de *prill* de 2 mm de manera de tener mayor tiempo de residencia. Con este dato y la *Ecuación 4.3* se calcula para el régimen de *Ley de Newton*.

$$v_{inf} = \sqrt{3,03 \frac{d_p g \cdot (\rho_s - \rho_a)}{\rho_a}} \quad \text{Ecuación 4.3.}$$

Donde:

- d_p : diámetro del *prill* = 2 mm
- g : gravedad = 9,81 m/s
- ρ_s : densidad de la urea sólida
- ρ_a : densidad del aire
- v_{inf} : velocidad de caída límite del *prill* = 8,34 m/s

Luego, con la *Ecuación 4.4* se verifica dicho régimen al calcular el *Reynolds* y que el mismo sea mayor a 500.

$$Re = \frac{\rho_a \cdot v_{inf} \cdot d_p}{\mu_a} \quad \text{Ecuación 4.4}$$

Donde:

- ρ_a : densidad del aire

- v_{inf} : velocidad de caída límite del *prill*
- d_p : diámetro del *prill*
- μ_a : viscosidad del aire = $1,909 \times 10^{-5} \text{ kg/m s}$
- Re : número de Reynolds = $992 > 500$ corresponde con el régimen propuesto

A continuación, mediante la *Ecuación 4.5* se calcula la velocidad absoluta de caída del *prill*.

$$v_p = v_{inf} - v \quad \textbf{Ecuación 4.5}$$

Donde v_p es velocidad absoluta de caída del *prill* y su valor es $7,54 \text{ m/s}$. Luego, para el cálculo del tiempo de solidificación se debe calcular el *número de Prandtl*, ver *Ecuación 4.6*.

$$Pr = \frac{\mu_a \cdot Cp_a}{\lambda_a} \quad \textbf{Ecuación 4.6}$$

Donde λ_a es la conductividad térmica del aire ($0,026 \text{ W/mK}$) y el número de *Prandtl* resulta $0,739$. Con este valor y la correlación de la *Ecuación 4.7* se calcula en *número de Nusselt*.

$$Nu = 2 + 0,522 \cdot Re^{0,5} \cdot Pr^{1/3} = 17,72 \quad \textbf{Ecuación 4.7.}$$

A continuación, al utilizar la definición de dicho número adimensional, se calcula el coeficiente convectivo superficial h , ver *Ecuación 4.8*.

$$h = \frac{\lambda_a \cdot Nu}{d_p} = 230,36 \text{ W/m}^2\text{K} \quad \textbf{Ecuación 4.8.}$$

Luego, se calcula el *número de Stefan*; el *número de Biot* y el *número de Fourier*; mediante las *Ecuaciones 4.9, 4.10 y 4.11* respectivamente; que son los parámetros que se requieren para utilizar la curva del factor de corrección de tiempos de solidificación.

$$Ph = \frac{\Lambda + Cp_L \cdot (TL_1 - T_f)}{Cp_s (T_f - TL_2)} = 3,08 \quad \textbf{Ecuación 4.9}$$

$$Bi = \frac{h \cdot d_p}{2\lambda_s} = 0,194 \quad \textbf{Ecuación 4.10}$$

$$Fo = Ph \cdot \left(\frac{1}{6} + \frac{1}{3Bi} \right) = 5,82 \quad \textbf{Ecuación 4.11}$$

Otro parámetro necesario para el cálculo del tiempo de solidificación teórico es la difusividad térmica α , ver *Ecuaciones 4.12 y 4.13* respectivamente.

$$\alpha = \frac{\lambda_s}{Cp_s \cdot \rho_s} = 6,68 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s} \quad \textbf{Ecuación 4.12}$$

$$t_{s1} = \frac{Fo \cdot d_p^2}{4\alpha} = 8,71 \text{ s} \quad \textbf{Ecuación 4.13}$$

Con los datos previamente calculados, se ingresa al gráfico de factor de corrección para el tiempo de solidificación, ver *Figura 4.3*. Para ello, se ingresa con el número de *Biot* en el eje x y se corta la curva

de $1/Ph = 0,325$. Cabe aclarar que dicha curva no está graficada pero sabe que estará entre 0,1 y 0,5 por lo que, se la aproxima y se corta el eje y para leer $t_e/t_{e\min} = 1,14$.

Este factor adimensional corrige el tiempo de solidificación teórico, de esta manera se tienen en cuenta efectos de resistencia convectiva externa, distribución de temperatura real, entre otros. Por lo tanto, el tiempo corregido es $t_{s2} = 1,14 \cdot t_{s1} = 9,93 \text{ s}$ y la altura de la etapa de solidificación resulta

$$H_S = v_p \cdot t_{s2} = 74,92 \text{ m}$$

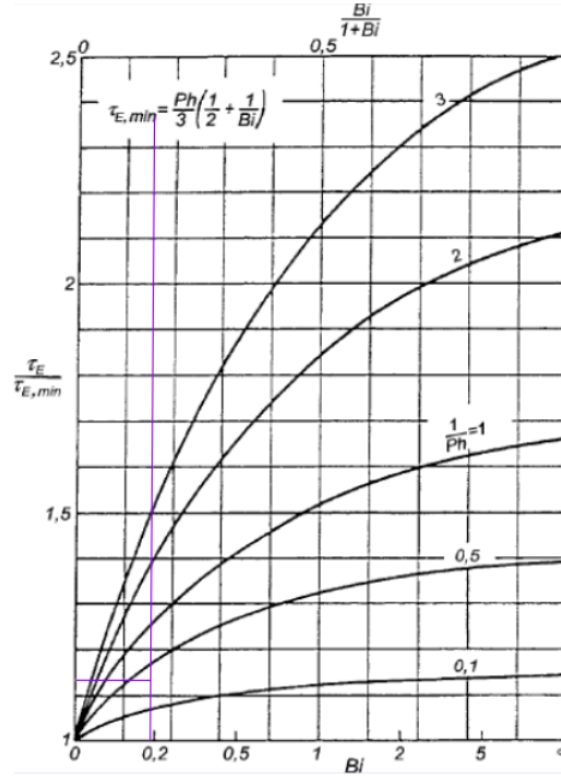


Figura 4.3. Gráfico del factor de corrección para el tiempo de solidificación *From VDI, (1993).*

Altura de enfriamiento

En primer lugar, se utiliza la *Ecuación 4.14* que corresponde a la expresión estándar del coeficiente convectivo efectivo (k_c) para una esfera, expresada como la suma de resistencias combinadas entre la convección externa y la conducción interna.

$$\frac{1}{k_c \cdot R^2} = \frac{1}{h \cdot R^2} + \frac{2(R - \frac{R}{2})}{\lambda_s \cdot R^2} \quad \textbf{Ecuación 4.14}$$

De donde se obtiene $k_c = 193 \text{ W/m}^2\text{K}$, dicho coeficiente se utiliza en la *Ecuación 4.15* para calcular el tiempo de enfriamiento del *prill*.

$$t_c = \frac{\rho_s \cdot c_{p_s} \cdot d_p}{5 k_c} \cdot \ln\left(\frac{T_f - TG_2}{T_{L2} - TG_2}\right) = 4,01 \text{ s} \quad \textbf{Ecuación 4.15}$$

Análogamente, se calcula la altura de la sección de enfriamiento como $H_E = v_p \cdot t_c = 30,21 \text{ m}$ por lo tanto la altura total de la torre resulta de la suma de ambas secciones $H = H_S + H_E = 105,14 \text{ m}$ y, si se estima el volumen como el de un cuerpo cilíndrico se obtiene $V = 47.882 \text{ m}^3$.

Diagrama de flujo y balances de masa

A continuación, la *Figura 4.4* muestra el diagrama de la planta de urea, que tiene en cuenta la etapa de síntesis, concentración, evaporación y desorción e hidrólisis. La nomenclatura de los equipos es reportada en la *Tabla 4.21* y la *Tabla 4.22* contiene las propiedades y caudales de todas las corrientes involucradas.

Tabla 4.21. Nomenclatura de los equipos de la planta

Nomenclatura	Equipo
A - 01	Absorbedor de baja presión
A - 02	Absorbedor atmosférico
B - 01 ... B - 02	Bomba
C - 01	Condensador de carbamato de alta presión
C - 02	Condensador de carbamato de baja presión
C - 03	Condensador de tanque flash
C - 04	Condensador de reflujo
D - 01	Columna rectificadora
DH - 01	Desorbedor e hidrolizador
EV - 01	Pre-Evaporador
EV - 02	Evaporador
MIX - 1 ... MIX - 7	Mezclador
R - 01	Reactor de urea
S - 01	Separador flash
S - 02	<i>Scrubber</i>
I - 01	
SC - 01	
ST - 01	<i>Stripper</i>

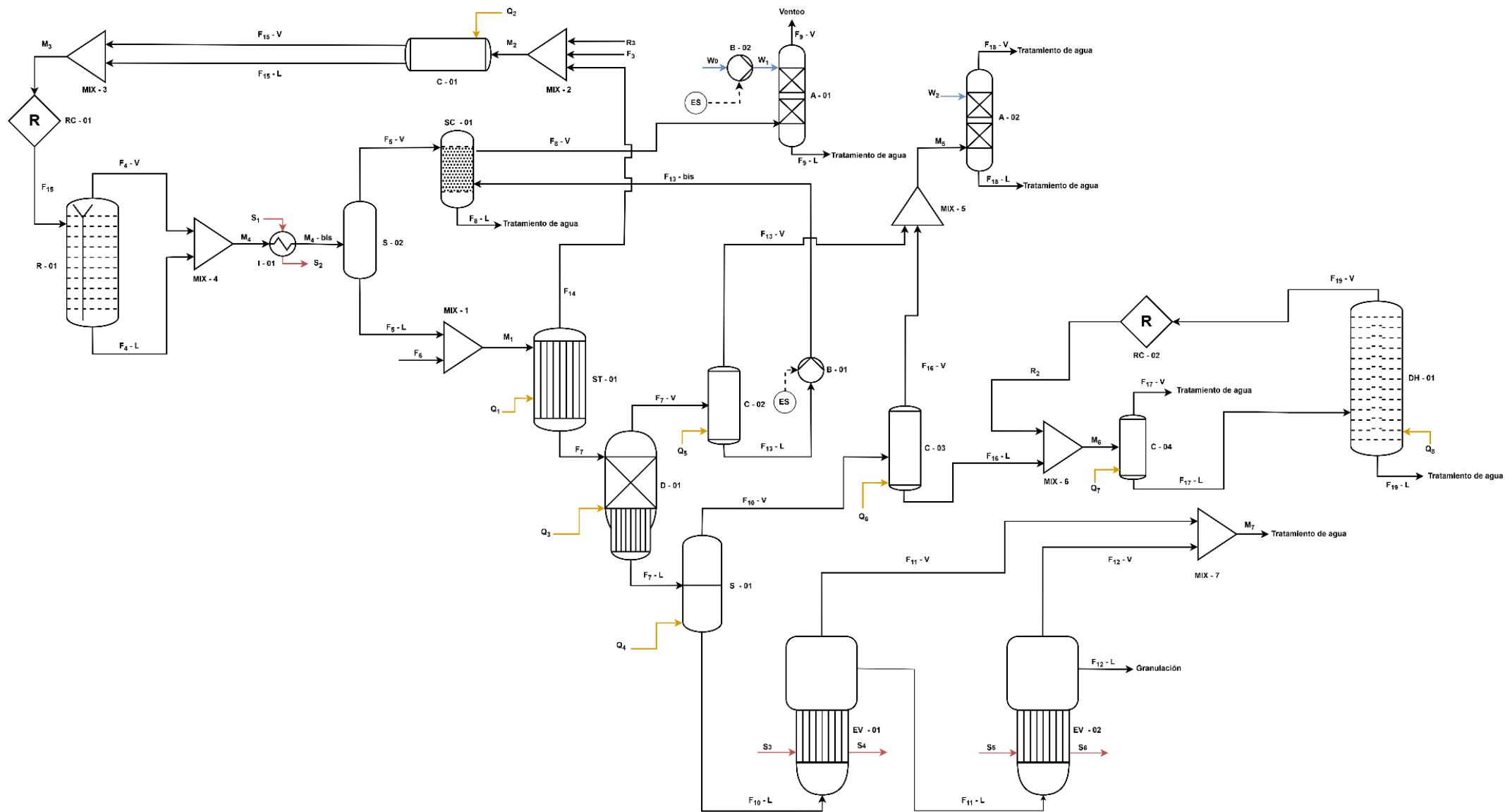


Figura 4.4. Diagrama de flujo de la planta.

Tabla 4.22. Propiedades y composición (Parte 1)

Corriente	Propiedades				Composición [ton/hr]				
	Fracción de vapor	Temperatura [°C]	Presión [MPa]	Caudal másico [ton/hr]	Dióxido de carbono	Amoníaco	Agua	Urea	Carbamato de amonio
F3	0,0	96,0	15,0	97,5	0,0	97,5	0,0	0,0	0,0
F4-V	1,0	231,8	15,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
F4-L	0,0	231,8	15,0	282,9	0,0	17,9	59,2	171,9	34,0
F5-V	1,0	323,0	15,0	2,8	0,0	1,9	0,9	0,0	0,0
F5-L	0,0	323,0	15,0	280,1	0,0	16,0	58,3	171,9	33,9
F6	1,0	89,4	15,0	126,0	126,0	0,0	0,0	0,0	0,0
F7	0,0	241,0	15,0	245,5	4,4	11,7	50,8	171,9	6,8
F7-V	1,0	125,0	0,5	19,9	8,2	8,8	3,0	0,0	0,0
F7-L	0,0	125,0	0,5	225,6	0,1	5,9	47,8	171,9	0,0
F8-V	1,0	340,0	15,0	2,5	0,0	0,3	2,2	0,0	0,0
F8-L	0,5	319,0	15,0	11,7	0,2	2,3	1,5	0,0	7,7
F9-V	0,0	43,0	0,5	5,6	0,0	0,0	5,5	0,0	0,0
F9-L	0,0	104,0	0,5	2,2	0,0	0,2	2,0	0,0	0,0
F10-V	1,0	150,0	0,5	3,9	0,1	2,2	1,6	0,0	0,0
F10-L	0,0	150,0	0,5	221,8	0,0	3,6	46,2	171,9	0,0
F11-V	1,0	140,0	0,0	43,5	0,0	3,6	39,9	0,0	0,0
F11-L	0,0	140,0	0,0	178,3	0,0	0,0	6,3	171,9	0,0
F12-V	1,0	138,0	0,0	3,4	0,0	0,0	3,3	0,0	0,0
F12-L	0,0	138,0	0,0	174,9	0,0	0,0	3,0	171,9	0,0
F13-V	1,0	71,0	0,5	8,5	3,6	4,7	0,2	0,0	0,0
F13-L	0,0	71,0	0,5	11,5	0,2	0,7	2,8	0,0	7,7

Tabla 4.22. Propiedades y Composición (Parte 2)

Corriente	Propiedades				Composición [ton/hr]				
	Fracción de vapor	Temperatura [°C]	Presión [MPa]	Caudal másico [ton/hr]	Dióxido de carbono	Amoníaco	Agua	Urea	Carbamato de amonio
F13-bis	0,0	76,7	15,0	11,5	0,2	0,7	2,8	0,0	7,7
F14	1,0	241,0	15,0	160,6	136,9	16,2	7,5	0,0	0,0
F15	0,0	167,3	15,0	282,9	96,8	92,8	7,6	0,0	85,7
F15-V	1,0	167,3	15,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
F15-L	0,0	167,3	15,0	282,9	96,8	92,8	7,6	0,0	85,7
F16-V	1,0	44,0	0,5	1,5	0,0	1,4	0,0	0,0	0,0
F16-L	0,0	44,0	0,5	2,4	0,0	0,8	1,6	0,0	0,0
F17-V	1,0	61,0	0,5	0,7	0,0	0,7	0,0	0,0	0,0
F17-L	0,0	61,0	0,5	2,1	0,0	0,5	1,6	0,0	0,0
F18-V	1,0	43,0	0,1	3,7	3,6	0,0	0,1	0,0	0,0
F18-L	0,0	54,5	0,1	156,2	0,0	6,1	150,1	0,0	0,0
F19-V	1,0	99,0	0,5	0,4	0,0	0,3	0,1	0,0	0,0
F19-L	0,0	99,0	0,5	1,7	0,0	0,1	1,5	0,0	0,0
M1	0,4	275,4	15,0	406,2	126,0	16,0	58,3	171,9	34,0
M2	0,2	170,3	15,0	282,9	140,8	126,9	7,5	0,0	7,7
M3	0,0	167,3	15,0	282,9	96,8	92,8	7,6	0,0	85,7
M4	0,0	231,8	15,0	282,9	0,0	17,9	59,2	171,9	34,0
M4-bis	0,0	323,0	15,0	282,9	0,0	17,9	59,2	171,9	34,0
M5	1,0	66,0	0,5	10,0	3,6	6,1	0,2	0,0	0,0
M6	0,2	50,0	0,5	2,8	0,0	1,1	1,6	0,0	0,0
M7	1,0	139,4	0,0	46,9	0,0	3,6	43,2	0,0	0,0

Tabla 4.22. Propiedades y Composición (Parte 3)

Corriente	Propiedades				Composición [ton/hr]				
	Fracción de vapor	Temperatura [°C]	Presión [MPa]	Caudal másico [ton/hr]	Dióxido de carbono	Amoníaco	Agua	Urea	Carbamato de amonio
R2	1,0	99,0	0,5	282,9	96,8	92,8	7,6	0,0	85,7
R3	0,0	86,6	15,0	24,7	3,9	13,1	0,0	0,0	7,7
S1	1,0	333,0	13,4	80,0	0,0	0,0	80,0	0,0	0,0
S2	0,0	332,6	13,4	80,0	0,0	0,0	80,0	0,0	0,0
S3	1,0	150,0	0,5	39,4	0,0	0,0	39,4	0,0	0,0
S4	0,0	150,0	0,5	39,4	0,0	0,0	39,4	0,0	0,0
S5	1,0	150,0	0,5	3,0	0,0	0,0	3,0	0,0	0,0
S6	0,0	150,0	0,5	3,0	0,0	0,0	3,0	0,0	0,0
W0	0,0	43,0	0,1	5,3	0,0	0,0	5,3	0,0	0,0
W1	0,0	43,0	0,5	5,3	0,0	0,0	5,3	0,0	0,0
W2	0,0	43,0	0,1	150,0	0,0	0,0	150,0	0,0	0,0

Por último, se verifica el balance de masa:

$$Entrada = F_3 + F_6 + R_3 + W_0 + W_2 + W_3 + S_1 + S_3 + S_5 = 525,9 \text{ ton/hr}$$

$$Salida = F_{8L} + F_{9L} + F_{9V} + F_{12L} + F_{16L} + F_{17V} + F_{18V} + F_{18L} + F_{19L} + M_7 + S_2 + S_4 + S_6 = 525,9 \text{ ton/hr}$$

Conclusión

El desarrollo del *Capítulo 4* permitió integrar en un mismo esquema las diferentes operaciones unitarias involucradas en la producción de urea, desde la recuperación de materias primas hasta la obtención del producto sólido. Más allá de los cálculos y simulaciones individuales, el principal aporte fue demostrar la coherencia del proceso en su conjunto, al verificar que cada etapa se articula de manera complementaria para cumplir con los objetivos de pureza, eficiencia y seguridad ambiental.

El análisis evidenció la relevancia de ciertos equipos, como el depurador de alta presión, los evaporadores al vacío o la torre de *prilling*, que resultan determinantes para asegurar tanto la calidad del producto como la reducción de pérdidas y emisiones. Asimismo, el uso combinado de herramientas de simulación y modelos matemáticos permitió obtener resultados confiables aún en etapas donde la información de diseño era limitada.

Este capítulo no sólo entregó las bases técnicas para el dimensionamiento de los equipos principales y estableció criterios de operación y lineamientos de optimización, sino que además prepara el camino para el dimensionamiento detallado de los equipos, que será desarrollado en el capítulo siguiente.

Referencias

- A.k.M. Nazrul Islam Ripon. (2023, 28 de octubre). *All About Urea Plant (Stamicarbon CO₂ Stripping Process)*. Scribd. Recuperado el [19 de septiembre de 2025] de www.es.scribd.com
- Asgharian, H., Pujol Duran, A., Yahyaee, A., Pignataro, V., Nielsen, M. P., Iov, F., & Liso, V. (2025). *Sustainable urea production via CO₂ capture from cement plants: A techno-economic analysis with focus on process heat integration and electrification*. *International Journal of Hydrogen Energy*. Advance online publication. Recuperado el [19 de septiembre de 2025] de www.doi.org
- Barragán Bermúdez, M., Benavente Anguita, R., Cazalla Fernández, J., Tarrida Levy, M., Varo Pérez, A., & Vázquez Yáñez, S. (2024). Proyecto de fin de grado: Planta de producción de urea – Capítulo 2: Equipos de planta (R. Bosch Palacios, Tutor). Grado en Ingeniería Química, Universidad Autónoma de Barcelona. Recuperado el [19 de septiembre de 2025] de www.ddd.uab
- Barragán Bermúdez, M., Benavente Anguita, R., Cazalla Fernández, J., Tarrida Levy, M., Varo Pérez, A., & Vázquez Yáñez, S. (2024). *Proyecto de fin de grado: Planta de producción de urea – Capítulo 11: Manual de cálculos* (R. Bosch Palacios, Tutor). Grado en Ingeniería Química, Universidad Autónoma de Barcelona. Recuperado el [20 de septiembre de 2025] de www.ddd.uab
- Cao, E. (1983). *Intercambiadores de calor*. [Libro electrónico]. Editorial Edigem, Buenos Aires. Recuperado el [19 de septiembre de 2025].
- Cengel, Y. (2017). *Termodinámica, Séptima Edición*. Mc Graw Hill, México.
- Christof Group. (s.f.). *HP scrubbers*. Recuperado el [15 de septiembre de 2025] de www.christof-group.com
- Iglesias, O. A., & Paniagua, C. N. (2013). *Conceptos básicos de simulación de procesos en simuladores modulares* [Libro electrónico]. Editorial de la Universidad Nacional de La Plata (EDULP). ISBN 978-950-34-1000-4. Recuperado el [19 de septiembre de 2025] de www.libros.unlp.edu.ar
- Isla, M. A., & Irazoqui, H. A. (1993). *Simulación de un reactor de síntesis de urea: 1. Marco termodinámico*. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 32, 2662-2670. Recuperado el [19 de septiembre de 2025] de www.ureaknowhow.com
- Isla, M. A., & Irazoqui, H. A. (1993). *Simulation of a urea synthesis reactor. 2. Reactor model*. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 32, 2671-2680.
- Mathijs R. (2021, julio). Urea production process and plant. Australia. Recuperado el [15 de septiembre de 2025] de www.patents.google.com
- Milad, I. I. I., Khamis, O. M. A., Faiz, F. J. J., & Shalash, W. S. M. (2018). *Manufacture of Urea (Stamicarbon Technology)* [Trabajo de grado, Bright Star University, El-Brega]. Scribd. Recuperado el [19 de septiembre de 2025] de www.es.scribd.com
- Mark Brouwer. (2009, junio). *Propiedades termodinámicas del proceso de urea*. Recuperado el [19 de septiembre de 2025] de www.ureaknowhow.com
- Utpedia. (s.f.). *Descomposición del carbamato de amonio en la síntesis de urea*. Recuperado el [19 de septiembre de 2025] de www.utpedia.utp.edu

Quera Miró, M. (1993). *Modelo numérico de cálculo y simulación de torres de prilling* [Tesis doctoral, Universitat Politècnica de Catalunya]. Escola Tècnica Superior d'Enginyers Industrials de Terrassa. Recuperado el [13 de septiembre de 2025] de www.upcommons.upc

Soemardji, A. (2012). *How green is the Stamicarbon urea process?* Stamicarbon B.V. Recuperado el [19 de septiembre de 2025] de www.ureaknowhow.com

Stamicarbon (s.f.). *High-pressure Scrubber*. Recuperado el [15 de septiembre de 2025] de www.stamicarbon.com

Stamicarbon B.V. (2021). *Urea production with multiple evaporators* (Patente internacional WO2021137701A1). World Intellectual Property Organization. Recuperado el [19 de septiembre de 2025] de www.patents.google.com



Universidad Nacional de Mar del Plata
Facultad de Ingeniería
Departamento de Ingeniería Química

**DISEÑO DE UNA PLANTA DE
PRODUCCIÓN
DE UREA GRANULADA**

CAPÍTULO 5

**EQUIPOS AUXILIARES E
INTEGRACIÓN ENERGÉTICA**



2025

Resumen ejecutivo

Este capítulo aborda la integración energética y la selección de equipos auxiliares para la planta de producción de urea granulada. La integración térmica se desarrolló mediante el análisis *Pinch*, con el objetivo de maximizar la recuperación de calor dentro del proceso y minimizar el uso de servicios externos de calentamiento y enfriamiento.

A partir de las curvas compuestas y el diagrama de rejilla obtenidos en el *software HINT*, se identificaron los requerimientos mínimos de energía auxiliar: 15.060,60 *kW* para calentamiento y 30.155,90 *kW* para enfriamiento, con una recuperación teórica de 16.510,76 *kW*. Se adoptó un ΔT_{min} de 10 °C, de manera de considerar un compromiso adecuado entre eficiencia y costo de inversión.

Se obtuvieron dos configuraciones, de acuerdo con su grado de integración energética, el número de intercambiadores requeridos y las implicancias operativas asociadas; se seleccionó la opción más conveniente, al priorizar la eficiencia térmica, la reducción del consumo de vapor y la estabilidad operativa del sistema. Como resultado, se obtuvieron 16 intercambiadores de calor, de los cuales 7 están integrados, y se obtiene una recuperación energética del 69,69%. El esquema propuesto reduce la demanda de fluido térmico auxiliar en un 10%.

Se seleccionó una caldera de fluido térmico *THERMINOL 66*, modelo *ATTSU FT - 16000*, que opera a 4 bar y 345 °C y un caudal de 868 m^3/hr . Asimismo, se instaló una caldera acuotubular *Babcock & Wilcox FM 160-124* para la generación de 92,40 *ton/hr* de vapor sobrecalentado a 7 bar y 175 °C, requerida por los eyectores de vacío en la etapa de evaporación.

Los equipos auxiliares fueron seleccionados al considerar criterios de eficiencia, seguridad y disponibilidad comercial. El dióxido de carbono se comprime mediante compresores *GEA Bock HGX46/440 - 4 ML CO₂*. El transporte de líquidos se realiza mediante bombas centrífugas *Grundfos* y *Lederle Hermetic*.

El eyector *EY - 01*, ubicado en la etapa de síntesis, opera como un mezclador de alta presión al emplear como fluido motriz, un caudal de amoníaco de 97,50 *ton/hr*, mientras que los eyectores *EY - 02* y *EY - 03* mantienen el vacío en la etapa de evaporación con un consumo total de 84 *ton/hr* de vapor. Finalmente, el sistema de torres de enfriamiento, compuesto por tres unidades idénticas que manejan un caudal total de 1.339,21 *ton/hr*, permite mantener las condiciones térmicas del agua de servicio.

El transporte de sólidos se realiza mediante dos elevadores de cangilones y una cinta transportadora, diseñados para trasladar los prills de urea desde la torre de *prilling* hasta la tamizadora y luego hacia la sección de envasado. Estos equipos fueron seleccionados por su bajo consumo energético, operación continua y capacidad para preservar la integridad del producto sin generar pérdidas de material.

En cuanto al transporte de fluidos, se diseñó una red de cañerías para la etapa de síntesis, se seleccionaron aceros inoxidables *AISI 316L* debido a su alta resistencia a la corrosión por carbamatos y temperaturas elevadas. Los diámetros y espesores de las tuberías se determinaron conforme a la norma *ASME B31.1*, y la identificación de cañerías se realizó según la norma *IRAM 2507*.

Finalmente, se estimó el consumo energético total de la planta, los principales aportes corresponden a las bombas (1.399,59 *kW*), los compresores (234,80 *kW*), las torres de enfriamiento (106,80 *kW*), los elevadores de cangilones (14,19 *kW*) y la cinta transportadora (1,89 *kW*). De esta manera, el consumo total asciende a 1.757,27 *kW*.

Introducción

La creciente preocupación por la eficiencia energética ha impulsado la aplicación de estas metodologías en el ámbito industrial. En la actualidad, el diseño de procesos se orienta a maximizar la recuperación de calor y minimizar el consumo de energía externa. En este contexto, la integración energética se consolida como una herramienta clave para lograr resultados sostenibles, económicos y ambientalmente responsables.

La integración energética constituye un aspecto esencial en el diseño de procesos industriales, ya que permite optimizar el uso de los recursos disponibles y reducir la dependencia de servicios auxiliares. Su principal objetivo es maximizar la eficiencia térmica del sistema mediante la reutilización del calor generado o consumido en distintas etapas del proceso, para favorecer el intercambio de energía entre corrientes frías y calientes. Esta estrategia contribuye a disminuir el consumo de vapor, agua de enfriamiento u otros servicios, con la consecuente reducción de los costos operativos y del impacto ambiental asociado.

El análisis de la posibilidad de intercambio térmico entre las corrientes del proceso resulta fundamental para identificar oportunidades de ahorro energético y económico. Un diseño apropiado de la red de intercambio de calor permite aprovechar al máximo la energía disponible dentro del sistema, evitar el uso excesivo de servicios auxiliares que incrementan los costos y reducen la rentabilidad del proyecto. Si bien la implementación de una integración energética puede implicar una inversión inicial considerable, los beneficios a largo plazo en términos de eficiencia y sostenibilidad compensan ampliamente dichos costos.

Entre las metodologías más utilizadas para el desarrollo de estrategias de integración térmica se destaca el análisis *Pinch*, propuesto por Linnhoff y Vredeveld en 1.970. Este método, basado en los principios de la termodinámica, permite identificar las oportunidades óptimas de recuperación de calor dentro del proceso y establecer los límites teóricos mínimos de consumo de energía externa. A través del análisis *Pinch* es posible diseñar redes de intercambio de calor que minimicen el uso de servicios auxiliares y reduzcan los costos fijos asociados al sistema.

Análisis Pinch

El análisis *Pinch* se fundamenta en las dos primeras leyes de la termodinámica y constituye una herramienta sistemática para la optimización del uso de la energía en procesos industriales. Su aplicación permite organizar de manera estratégica los flujos de energía y masa dentro de un sistema, al identificar las oportunidades de recuperación de calor existentes.

Uno de los principios esenciales del método consiste en reconocer los puntos del proceso donde ciertas corrientes presentan un exceso de energía que puede ser aprovechado por otras que la requieren. A partir de esta información, se clasifican las corrientes calientes, que deben ser enfriadas, y las corrientes frías, que necesitan ser calentadas, con el objetivo de utilizarlas como fluidos de intercambio energético. De este modo, el proceso se aborda como un sistema integrado en el cual es posible establecer intercambios térmicos internos eficientes.

El concepto de punto *pinch* representa la principal restricción energética del sistema. En este se determina la mínima diferencia de temperatura que permite el intercambio de calor, y por tanto, la frontera entre las regiones de recuperación y requerimiento de energía externa. La identificación precisa del punto *pinch* resulta fundamental para detectar las oportunidades de integración energética y optimizar la utilización del calor disponible, al reducir la demanda de servicios auxiliares como el vapor o el agua de enfriamiento.

Para el presente trabajo se empleó el *software HINT* con el fin de construir las curvas compuestas y el diagrama de rejilla del proceso. Dichos diagramas incluyeron tanto las corrientes frías como las calientes, junto con el valor del calor requerido y liberado, obtenidos a partir de la simulación en *UniSim Design*.

Curvas compuestas

El proceso de integración energética mediante el análisis *pinch* comienza con la evaluación de los requerimientos térmicos mínimos necesarios para establecer una red de intercambio de calor eficiente. Esta etapa implica una identificación precisa de las corrientes térmicas presentes en el sistema, clasificadas en corrientes calientes y corrientes frías, según su función dentro del proceso de transferencia de energía.

El análisis inicial de las corrientes de proceso permite definir sus temperaturas de entrada y salida, parámetros que determinan el nivel térmico de cada corriente y su capacidad para transferir o recibir calor. La *Tabla 5.1* presenta el conjunto de corrientes consideradas en la integración energética, junto con la información obtenida del *software HINT* y del diagrama tecnológico incluido en la sección *Diagrama de flujo y balances de masa*.

Tabla 5.1. Corrientes para el análisis *pinch*.

Corriente	Representa a	Tipo	Temperatura de entrada [K]	Temperatura de salida [K]	ΔH [kW]	mCp [kW/K]
1	M4	Fría	499,22	596,15	25.344,08	261,47
2	F7-L	Fría	398,15	423,15	5129,42	205,18
3	F10-V	Caliente	423,15	317,15	-254,34	2,40
4	M6	Fría	323,18	334,15	35,18	3,21
5	DS1	Caliente	423,45	341,15	-5.191,42	63,08
6	DS3	Caliente	426,05	341,15	-863,07	10,17
7	F17-L	Fría	334,15	372,15	98,80	2,60
8	F10-L	Caliente	423,15	413,15	-1.878,06	187,81
9	F11-L	Caliente	413,15	411,15	-268,00	134,00
10	F7	Caliente	514,15	398,15	-26.542,41	228,81
11	F7-V	Caliente	398,15	344,15	-554,61	10,27
12	M2	Caliente	443,45	440,45	-546,87	182,29
13	M1 a F14	Caliente	548,55	514,15	-1.875,55	54,52
14	M1 a F7	Caliente	548,55	514,15	-7.728,49	224,67

Nota: El valor de la entalpía fue calculado por el software y verificado por lo reportado en *UniSim Design*.

A partir de los valores de temperatura y requerimientos térmicos de cada corriente, se elaboran las curvas compuestas, que son representaciones gráficas de los perfiles de temperatura y entalpía del sistema. Estas curvas permiten visualizar la distribución de energía dentro del proceso y constituyen una herramienta fundamental para identificar oportunidades de recuperación de calor. En la *Figura 5.1* se presentan las curvas obtenidas, donde las corrientes con capacidad calorífica constante se representan como líneas rectas que conectan sus temperaturas de entrada y salida. La pendiente de estas rectas refleja la variación de temperatura y entalpía asociada a cada corriente.

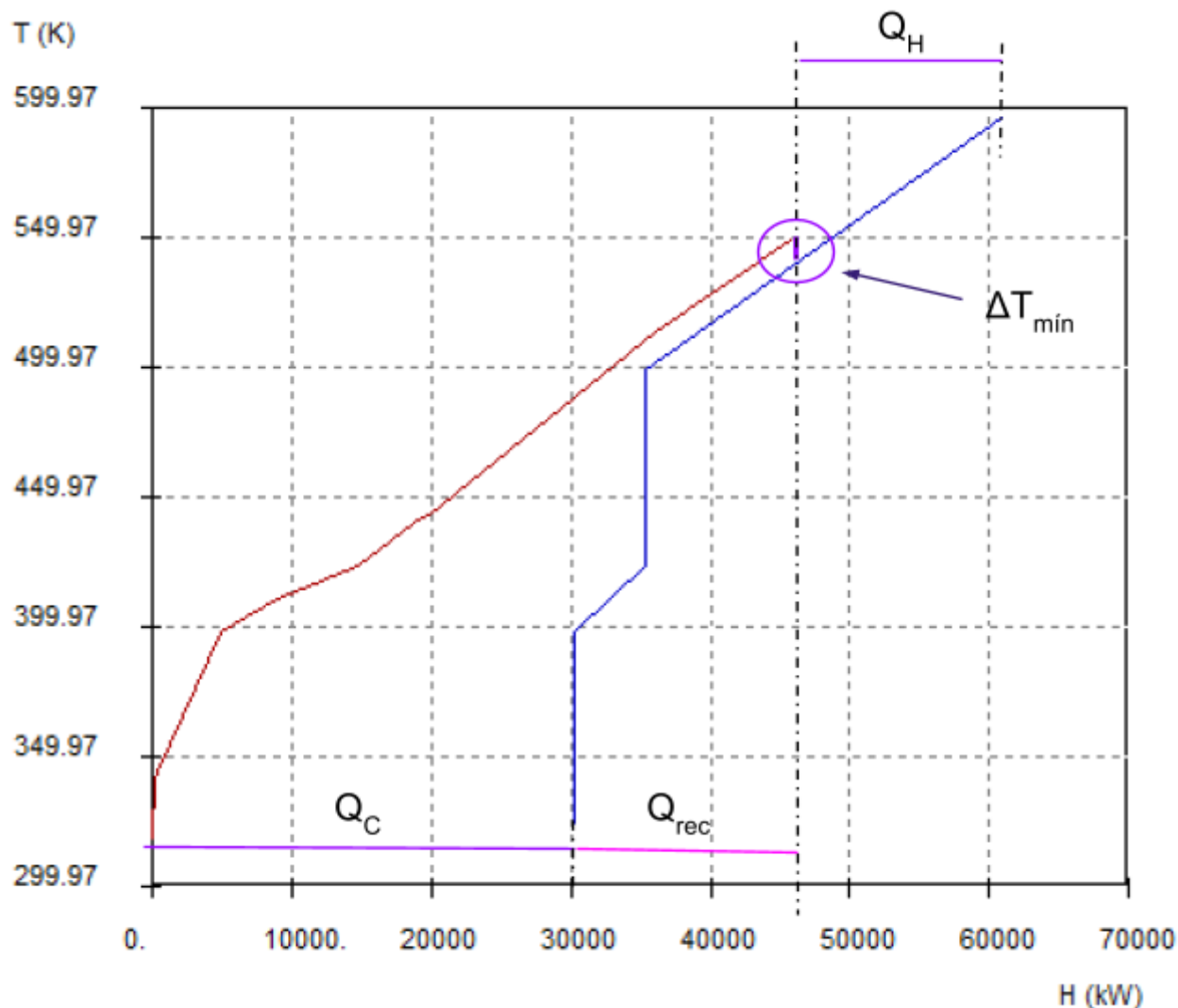


Figura 5.1. Gráfico de curvas compuestas

Nota: Extraído del software Hint.

La curva compuesta caliente (roja) indica la cantidad de calor disponible en el sistema, mientras que la curva compuesta fría (azul) representa la energía requerida. Para garantizar un intercambio térmico eficiente, la curva caliente debe mantenerse siempre por encima de la fría, lo que asegura una diferencia de temperatura adecuada para la transferencia de calor.

El análisis de las curvas permite identificar las regiones donde el sistema necesita calor adicional o refrigeración. Las zonas en las que la curva fría se extiende más allá de la curva caliente evidencian la necesidad de servicios auxiliares para el calentamiento (Q_H), mientras que las regiones donde la curva caliente sobrepasa a la fría indican la demanda de enfriamiento (Q_C).

Para definir la viabilidad del intercambio térmico, se establece una diferencia de temperatura mínima ($\Delta T_{\min}$), que actúa como fuerza impulsora del proceso de transferencia de calor. Este parámetro determina la menor diferencia de temperatura aceptable entre las corrientes calientes y frías para lograr una transferencia efectiva y equilibrar la eficiencia energética con los costos de inversión.

La elección del valor de $\Delta T_{\min}$ influye directamente sobre la integración energética y el diseño de los equipos. Un $\Delta T_{\min}$ elevado (20 °C) reduce el área requerida en los intercambiadores de calor y los costos de instalación, aunque limita la recuperación de energía y aumenta el consumo de servicios auxiliares. En cambio, un $\Delta T_{\min}$ reducido (5 °C) favorece la recuperación de calor y disminuye la

dependencia de fuentes externas, pero requiere superficies de intercambio mayores e incrementa los costos.

Por ello, se seleccionó un $\Delta T_{\min}$ de 10 °C que proporciona una adecuada fuerza impulsora para la transferencia de calor y una buena relación entre costos de inversión y recuperación energética. Este valor, permite lograr una integración térmica efectiva sin requerir equipos excesivamente grandes o costosos. En consecuencia, las corrientes que intercambien calor en un mismo equipo no deberán presentar una diferencia de temperatura menor a 10 °C.

A partir de esta información y del análisis de la *Figura 5.1*, se determina que el requerimiento mínimo de energía para el calentamiento auxiliar (Q_H) es de 15.060,60 kW, mientras que el mínimo necesario para el enfriamiento auxiliar (Q_C) alcanza los 30.155,90 kW. Asimismo, se determinó un valor teórico de calor recuperado (Q_{rec}) de 16.510,76 kW, correspondiente a la energía que puede ser recuperada, mediante la integración térmica del proceso.

Además, se planteó el uso de intercambiadores de flujo contracorriente, donde la corriente caliente ingresa a una temperatura superior que la salida de la corriente fría, y esta última entra a una temperatura inferior que la salida de la corriente caliente. De este modo, se definieron los gradientes térmicos en ambos extremos del intercambiador como $\Delta T_1 = T_{H,IN} - T_{C,OUT} > 0$ y $\Delta T_2 = T_{C,IN} - T_{H,OUT} < 0$. La *Tabla 5.2* resume las diferencias de temperatura entre las corrientes definidas, las resaltadas en color verde cumplen con los criterios del $\Delta T_{\min}$ y de signo establecidos.

Tabla 5.2. Análisis de la diferencia de temperaturas para la integración energética.

C	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
1	-	-	-173	-	-173	-170	-	-173	-183	-82	-198	-153	-48	-48
2	-	-	0	-	0	3	-	0	-10	91	-25	20	125	125
3	182	81	-	6	-	-	17	-	-	-	-	-	-	-
4	-	-	89	-	89	92	-	89	79	180	64	109	214	214
5	158	57	-	-18	-	-	-7	-	-	-	-	-	-	-
6	158	57	-	-18	-	-	-7	-	-	-	-	-	-	-
7	-	-	51	-	51	54	-	51	41	142	26	71	176	176
8	86	-15	-	-90	-	-	-79	-	-	-	-	-	-	-
9	88	-13	-	-88	-	-	-77	-	-	-	-	-	-	-
10	101	0	-	-75	-	-	-64	-	-	-	-	-	-	-
11	155	54	-	-21	-	-	-10	-	-	-	-	-	-	-
12	59	-42	-	-117	-	-	-106	-	-	-	-	-	-	-
13	-15	-116	-	-191	-	-	-180	-	-	-	-	-	-	-
14	-15	-116	-	-191	-	-	-180	-	-	-	-	-	-	-

Nota: Las celdas azules representan corrientes frías y las rojas corrientes calientes.

Diagrama de rejilla

El diagrama de rejilla permite representar la red de intercambio de calor dentro del proceso. A través de este esquema se visualiza la conexión entre las corrientes calientes y frías, así como la ubicación de los intercambiadores de calor y la cantidad de servicios auxiliares necesarios para satisfacer los requerimientos térmicos del sistema.

La construcción del diagrama se basa en dividir el proceso en dos zonas: una por encima y otra por debajo del punto *pinch*, lo que permite diseñar redes independientes sin transferencia de calor a través de dicho punto. De este modo, al aplicar las reglas heurísticas, se optimiza la red y se evalúan distintas alternativas de integración térmica.

En el desarrollo de la red, la corriente caliente debe mantener una temperatura superior a la temperatura de la corriente fría para asegurar la factibilidad del intercambio y evitar además que las corrientes conectadas en un mismo intercambiador crucen el punto pinch (548,55 - 538,55 K). Cuando no es posible alcanzar la temperatura objetivo únicamente con el intercambio de calor entre corrientes de proceso, se recurre al uso de servicios auxiliares. Estos pueden corresponder a un fluido calefactor, como vapor, o a un fluido de enfriamiento, como agua.

A partir de lo expuesto en las secciones anteriores, se analizaron dos posibles configuraciones de diagramas de rejilla, representadas en las *Figuras 5.2 y 5.3*. En dichos esquemas, los intercambiadores de color violeta corresponden al intercambio de calor entre dos corrientes de proceso, mientras que los de color verde representan el intercambio entre una corriente de proceso y un fluido auxiliar. Para las corrientes que participan en más de un equipo, se detallaron las temperaturas intermedias obtenidas a la salida de cada intercambiador.

En el diagrama de la *Figura 5.2*, se aplicaron las reglas heurísticas de diseño con el propósito de lograr el mayor grado de integración energética posible. A partir de este esquema se obtuvo una recuperación del 81,91% sobre un total de 16.510,76 kW. Las corrientes 2, 4, 7 y 14 quedaron completamente integradas dentro del sistema.

Cabe destacar que las corrientes 10 y 2 corresponden a la entrada y salida del descomponedor *D - 01* respectivamente por lo que, su interconexión directa podría implicar un reciclo de energía dentro del proceso, aspecto que debe evaluarse durante el diseño detallado de la red. El esquema propuesto requiere un total de 15 intercambiadores de calor, de los cuales 5 se encuentran integrados y 10 operan con servicios auxiliares.

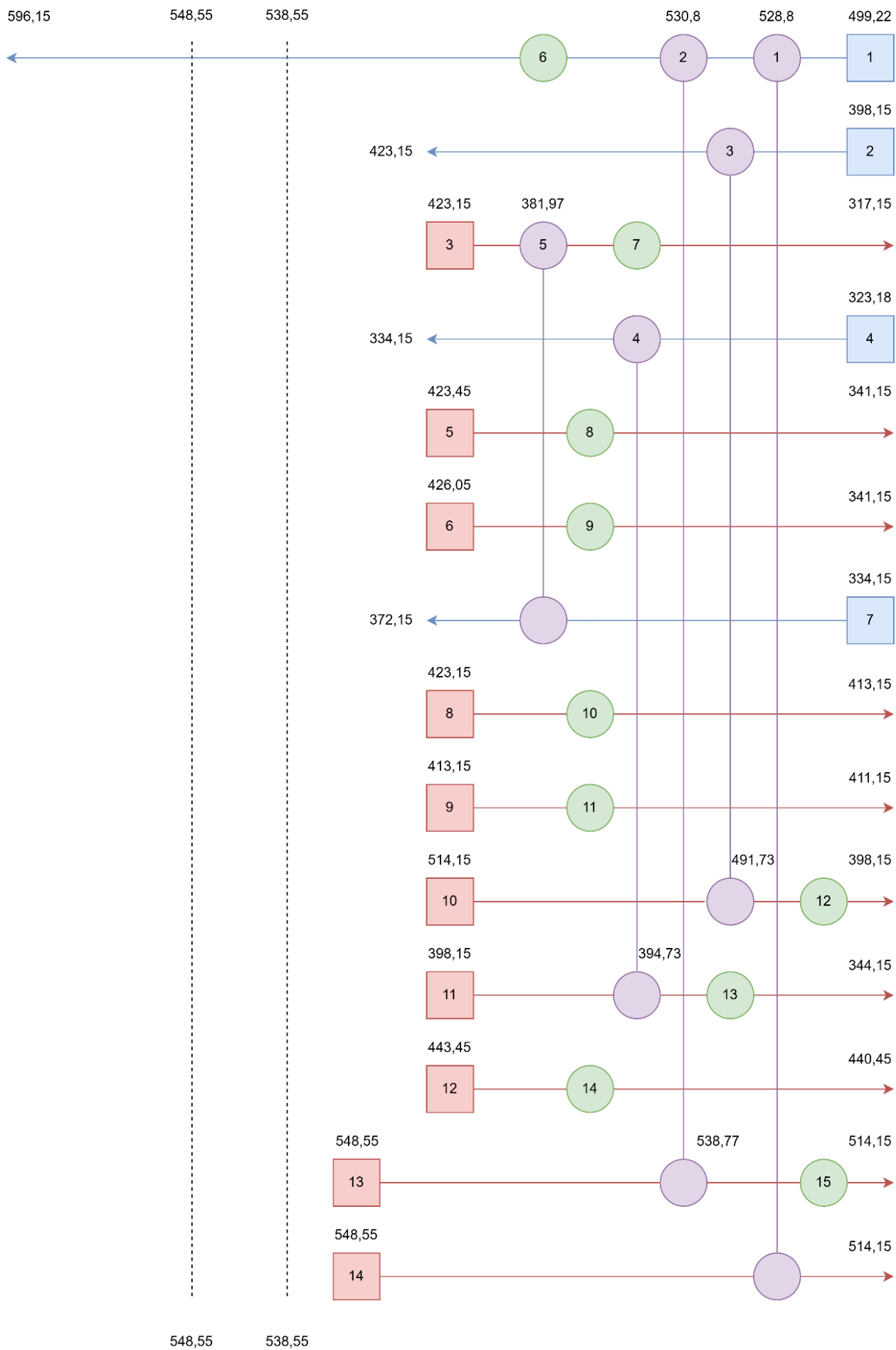


Figura 5.2. Diagrama de rejilla 1.

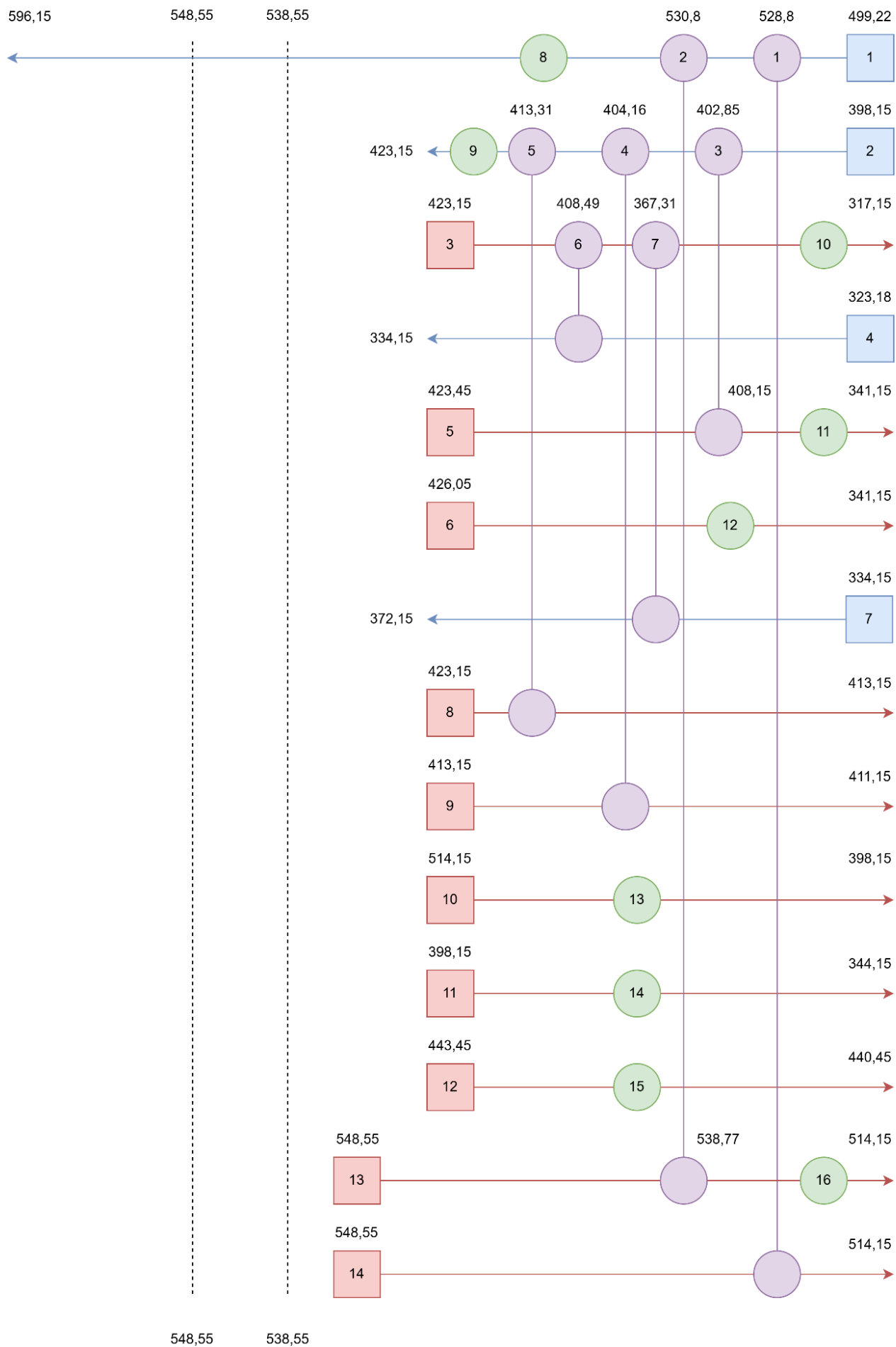


Figura 5.3. Diagrama de rejilla 2.

En el caso de la *Figura 5.3*, se prioriza la integración de las corrientes 8 y 9, provenientes de los evaporadores, que requieren vapor como fluido de servicio. El intercambio de calor se realizó con fluidos que no superaran los 200 °C, a fin de preservar la calidad del producto y evitar su degradación térmica.

El esquema propuesto requiere un total de 16 intercambiadores de calor, de los cuales 7 están integrados. La recuperación energética alcanzada fue del 69,69% sobre un total de 16.510,76 kW, con una integración completa de las corrientes 4, 7, 8, 9 y 14.

Si bien el porcentaje de recuperación energética obtenido es menor, respecto al primer diagrama, se seleccionó el segundo diagrama de rejilla como la configuración óptima. Esta elección se fundamenta en que permite prescindir del uso de la caldera para el funcionamiento del evaporador, evita el riesgo del reciclo de energía dentro del sistema y garantiza una integración más segura y operativamente estable.

Dimensionamiento de los intercambiadores

Una vez definida la disposición de las corrientes, se dimensionaron los intercambiadores involucrados en la integración. El *software Hint* cuenta con una herramienta que permite ingresar las propiedades termodinámicas de las corrientes, obtenidas mediante *UniSim Design*, para estimar el coeficiente global de transferencia de calor (U), calcular el ΔT_{ML} y el área de intercambio. Los resultados obtenidos se presentan en la *Tabla 5.3*.

Tabla 5.3. Dimensionamiento de los intercambiadores integrados.

Intercambiador	ΔT_{ML} [K]	U [kW/m ² K]	A [m ²]	Q [kW]
1	17,24	2,6475	186,28	7.728,49
2	13,50	1,7357	25,01	532,79
3	14,67	2,4302	29,79	965,11
4	8,64	1,1042	30,91	268,00
5	9,41	1,3621	161,22	1.878,06
6	87,14	0,7409	0,60	35,18
7	34,73	0,7503	4,17	98,80

Nota: Con el fin de mitigar posibles efectos por resistencia de ensuciamiento, se incrementó el área calculada en un 10%.

Los intercambiadores que no fueron integrados emplean agua de torre como fluido refrigerante y vapor de agua o fluido térmico como fluido calefactor, según la presión de operación disponible en la caldera.

Para el cálculo se consideró que el agua de servicio, que proviene de la torre de enfriamiento, ingresa a los intercambiadores a 25 °C, dicho valor se obtuvo a partir de las condiciones del aire de diseño, que entra a la torre a 31,10 °C y 52% de humedad relativa. De acuerdo con las recomendaciones de *Treybal (1988)*, la temperatura del agua, a la salida de la torre, se asume 5 °C por encima de la temperatura de bulbo húmedo del aire (20 °C), por ende su valor es 25 °C. El equipo se dimensiona bajo las condiciones más desfavorables, correspondientes a los meses cálidos en Bahía Blanca, ver la sección *Torre de enfriamiento*.

Además, se limitó la temperatura del agua caliente a 50 °C, dado que a temperaturas superiores, la presión de vapor del agua aumenta de forma significativa, genera mayores pérdidas por evaporación (*ASHRAE, 2016*), disminuye la eficiencia de la torre y eleva el costo operativo. Esta restricción es común en el diseño de torres de enfriamiento, donde se controla la temperatura de entrada para evitar pérdidas excesivas.

Por otro lado, se estableció que el vapor ingrese a una temperatura de 333 °C (606,15 K), con el propósito de asegurar un ΔT_{min} de 10 °C. Sin embargo, dicha condición implicaría una presión de vapor de 13,19 MPa, lo cual resulta excesivo para una caldera convencional.

Por este motivo, se selecciona un fluido térmico para los intercambiadores 8 y 9, que intercambie calor sensible de manera de alcanzar altas temperaturas a presiones moderadas, reducir los riesgos asociados al uso de vapor a elevada presión y simplificar el diseño del sistema.

Para su selección, se analizaron diferentes fluidos comerciales que cumplieran con los requerimientos térmicos y de seguridad del proceso. La *Tabla 5.4* resume las principales propiedades físicas y límites operativos de los fluidos evaluados.

Tabla 5.4. Comparación de posibles fluidos térmicos.

Propiedades / Fluido	DOWTHERM A	THERMINOL 66	MULTITHERM 660
Densidad [kg/m^3]	768,30	779,52	728,73
Capacidad calorífica [$kJ/kg K$]	2,46	2,70	2,44
Conductividad térmica [$W/m K$]	0,089	0,090	0,067
Viscosidad [$mPa \cdot s$]	0,178	0,37	0,2
Presión de vapor [bar] a 333 °C	4,39	148,7	29,06
Temperatura máxima [°C]	400	375	377
Temperatura recomendada [°C]	-	345	349

Entre las alternativas analizadas, se selecciona *THERMINOL 66* debido a que presenta la mayor capacidad calorífica (2,70 $kJ/kg K$), permite transferir la misma cantidad de calor con un caudal menor, optimiza el tamaño del intercambiador y el consumo energético del sistema de bombeo.

Además, su conductividad térmica favorece la transferencia de calor y su rango operativo hasta 375 °C resulta adecuado para las condiciones del proceso, al proporcionar un margen de seguridad térmica antes de alcanzar la temperatura máxima de descomposición.

En cuanto a su operación, se decidió trabajar a la temperatura recomendada por el fabricante de 345 °C con un rango de variación de 40 °C en la temperatura del fluido térmico y una diferencia mínima de 22 °C respecto a la corriente de proceso más caliente, con el fin de mantener una adecuada fuerza impulsora para la transferencia de calor. Este fluido presenta una presión de vapor relativamente alta en comparación con los otros fluidos, por lo que en el diseño de los equipos se hará especial hincapié en la hermeticidad del sistema, con el objetivo de minimizar pérdidas, evitar emisiones y garantizar un funcionamiento seguro.

En conjunto, el *THERMINOL 66* ofrece un equilibrio favorable entre capacidad calorífica, estabilidad térmica y seguridad operativa por lo que, se considera la opción más adecuada para el servicio analizado. La información complementaria sobre las condiciones de operación del fluido térmico se detalla en la sección *Caldera*.

A partir de los valores de calor obtenidos en la simulación, el caudal másico de los fluidos auxiliares se determinó mediante la *Ecuación 5.1*, al considerar para cada uno su correspondiente capacidad calorífica. La *Tabla 5.5* resume los resultados obtenidos.

$$Q = m_{aux} \cdot C_p \cdot (T_{w,out} - T_{w,in}) \quad \text{Ecuación 5.1.}$$

Tabla 5.5. Dimensionamiento de los intercambiadores sin integrar.

Intercambiador	ΔT_{ML} [K]	U [kW/m ² K]	A [m ²]	Q [kW]	m_{aux} [ton/hr]
8	33,07	2,5045	226,91	17.082,80	569,43
9	179,50	1,4122	8,76	2.018,25	67,28
10	29,83	0,6873	13,64	254,34	8,77
11	61,63	2,7467	27,46	4.226,31	145,71
12	68,65	2,7487	5,03	863,08	29,76
13	140,63	1,6939	122,57	26.542,50	915,10
14	59,32	2,6239	3,92	554,61	19,12
15	130,99	2,0137	2,28	546,87	18,85
16	215,81	1,5808	4,33	1.342,76	46,29

Nota: Los intercambiadores 8 y 9 utilizan como fluido calefactor THERMINOL 66, los equipos restantes intercambian calor con agua de torre.

Finalmente, se estimó el requerimiento de fluido térmico necesario para los evaporadores con el fin de determinar el caudal correspondiente al *Diagrama de Rejilla 1*. Bajo estas condiciones, el caudal adicional de THERMINOL 66 requerido es de 71,54 ton/hr y alcanza un caudal total de 708,24 ton/hr.

Este resultado justifica la selección del *Diagrama de Rejilla 2*, ya que permite reducir en aproximadamente un 10% la demanda de fluido térmico auxiliar y optimizar el consumo energético. De este modo, el esquema seleccionado resulta más eficiente desde el punto de vista energético y operativo, al requerir una menor circulación de fluido térmico para satisfacer las mismas necesidades de transferencia de calor.

Equipos auxiliares

En toda planta industrial, además de los equipos principales de proceso, resulta indispensable la presencia de equipos auxiliares que garanticen el funcionamiento continuo, eficiente y seguro del sistema productivo. Estos equipos no participan directamente en las reacciones químicas o transformaciones principales, pero son esenciales para asegurar las condiciones de operación requeridas.

Sus funciones abarcan desde el transporte y acondicionamiento de los fluidos hasta el control térmico y la generación de servicios. En este sentido, los equipos auxiliares permiten mantener los balances de energía y materia, transportar las corrientes, generar vacío o presión cuando es necesario y disponer de las temperaturas adecuadas para los distintos intercambios térmicos dentro de la planta.

En esta sección se presentan y describen los principales equipos auxiliares considerados en el diseño de la planta de urea granulada, los cuales son: compresores; bombas; eyectores, torres de enfriamiento y calderas. Cada uno de ellos cumple una función específica dentro del esquema global, contribuye al desempeño óptimo del sistema y al cumplimiento de los objetivos de producción.

El correcto dimensionamiento y selección de estos equipos influye directamente en la eficiencia energética y operativa del proceso, en la confiabilidad de la operación y en la seguridad de las instalaciones. Por ello, su análisis constituye una parte fundamental del diseño integral de la planta.

Compresores

En una planta industrial, los compresores se utilizan cuando es necesario aumentar la presión de un gas o vapor, reducir su volumen o transportarlo a través de tuberías. En la planta de urea, se requiere un compresor para la alimentación de CO_2 al *stripper*, donde el gas debe ingresar a alta presión.

Para el dimensionamiento del compresor, se utilizó la página *CheCalc – Reciprocating Compressor Calculation*, que permite estimar el aumento de temperatura y la potencia consumida durante la compresión de un gas desde una presión inicial hasta la presión de descarga deseada.

Según *Aspen plus*, (2011) el CO_2 ingresa a la planta como gas a 43 °C y 2,5 MPa, y debe comprimirse hasta 15 MPa, correspondiente a la presión de la etapa de síntesis. En la *Tabla 5.6* se resumen los datos ingresados al programa.

Tabla 5.6. Datos ingresados a la página.

Presión de succión [MPa]	2,50
Presión de descarga [MPa]	15,00
Temperatura de entrada [°C]	43,00
Caudal [m^3/s]	0,042
Presión crítica [MPa]	7,37
Temperatura crítica [°C]	30,95
Factor acéntrico	0,24
Peso molecular [g/mol]	44,01

El cálculo indicó una potencia total de compresión de 150,80 kW y de 188,60 kW al considerar una eficiencia mecánica del 80%. Se seleccionaron cuatro compresores en serie de modo que la temperatura a la salida del último compresor coincidiera con la temperatura requerida para la alimentación al *stripper* definida en el *Capítulo 3*. En la *Tabla 5.7* se resumen los resultados obtenidos mediante la simulación en *CheCalc*.

Tabla 5.7. Resultados de la simulación.

Compresor	1	2	3	4
Caudal [m^3/hr]	151,20	97,20	61,20	39,60
Presión de succión [MPa]	2,50	3,90	6,09	9,54
Temperatura de succión [°C]	43,00	45,00	45,00	45,00
Presión de descarga [MPa]	3,93	6,13	9,58	15,00
Temperatura de descarga [°C]	87,59	89,87	89,87	89,87

Nota: El programa estima las propiedades del fluido mediante la ecuación de estado *Peng - Robinson*.

De acuerdo con el catálogo de compresores *GEA Bock*, se seleccionó el modelo *HGX46/440-4 ML CO_2* , diseñado para aplicaciones con dióxido de carbono. Se propuso instalar cuatro compresores en paralelo, debido a que el modelo seleccionado permite comprimir un caudal de 37,80 m^3/hr , en una única etapa, desde 2,5 MPa hasta 15 MPa. Este equipo cuenta con seis cilindros, capaces de alcanzar presiones de hasta 15 MPa, y presenta una potencia máxima de consumo de 58,70 kW.

Bombas

El transporte de fluidos en la planta se realiza a través de redes de tuberías que pueden ser extensas y complejas, con accesorios que generan pérdidas de energía. Un fluido sólo puede desplazarse espontáneamente si su energía total disminuye a lo largo del recorrido; de lo contrario es necesario suministrar energía externa. En el caso de los líquidos, esta energía se incorpora mediante bombas.

Las bombas son equipos fundamentales en diversas secciones de la planta, ya que permiten impulsar los fluidos hacia los distintos equipos que los requieren. Su función principal es incrementar la energía del fluido, lo que puede traducirse en un aumento de presión, velocidad o altura, según las exigencias del proceso. La energía necesaria para el bombeo depende de diversos factores, entre ellos el caudal requerido, la altura de bombeo, la presión final, las características del sistema de tuberías (longitud, diámetro y pérdidas por accesorios) y las propiedades físicas del fluido, como su densidad y viscosidad.

De manera general, las bombas se clasifican en dos grandes grupos: dinámicas y de desplazamiento positivo. Las bombas dinámicas transfieren energía al fluido mediante un elemento rotativo, mientras que las de desplazamiento positivo lo hacen al atrapar y desplazar volúmenes definidos de fluido por medio de un movimiento mecánico alternativo o rotativo.

Dentro de las bombas dinámicas se incluyen las centrífugas y las periféricas. Las primeras utilizan un impulsor giratorio que acelera el fluido hacia el exterior, aumenta su presión y velocidad al atravesar la carcasa. Son adecuadas para líquidos de baja viscosidad, como agua o aceites ligeros, y permiten manejar altos caudales, aunque la presión disminuye a medida que el caudal aumenta. Además, se destacan por su diseño simple, bajo costo y facilidad de mantenimiento.

Por otro lado, las bombas periféricas son más compactas y se emplean cuando se requiere generar altas presiones con caudales moderados. En este tipo de bombas, el fluido circula alrededor del impulsor en un camino periférico, lo que permite aumentar la presión en cada revolución. Son más pequeñas y livianas que las centrífugas de capacidad similar y tienen la ventaja de ser autocebantes.

Las bombas de desplazamiento positivo, en cambio, funcionan atrapando una cantidad fija de fluido y desplazándola durante cada ciclo de operación. En este grupo se incluyen las bombas alternativas (como las de pistón o émbolo) y las rotativas (como las de engranajes o peristálticas). Este tipo de bombas permite un control preciso del volumen bombeado y mantiene un caudal prácticamente constante, independientemente de la presión de descarga. Son ideales para fluidos viscosos, líquidos con sólidos en suspensión o procesos que requieren un flujo uniforme y continuo. Sin embargo, suelen ser más costosas y complejas de mantener, presentan mayor desgaste en aplicaciones abrasivas y manejan volúmenes menores en comparación con las bombas centrífugas.

En el presente trabajo se dimensionan: la bomba que alimenta amoníaco a la planta; la bomba ubicada en la etapa de granulación que impulsa la urea líquida hacia la torre de *prilling*; las bombas que suministran agua de enfriamiento a los absorbedores, la bomba que alimenta la torre de enfriamiento y la bomba que impulsa la salida de C - 02 al *scrubber*.

Tras analizar las condiciones de operación de cada servicio, se seleccionaron bombas centrífugas por su eficiencia, bajo costo, facilidad de mantenimiento y capacidad para manejar grandes caudales de líquidos de baja viscosidad. Su versatilidad operativa las hace especialmente adecuadas para las distintas aplicaciones presentes en la planta, que abarcan desde el manejo de amoníaco y urea líquida hasta los circuitos de agua de servicios.

Selección de bombas

El correcto dimensionamiento de las bombas es fundamental, ya que el consumo energético requerido para impulsar líquidos representa una parte significativa del consumo total de la planta; estimar adecuadamente su potencia y desempeño resulta esencial para garantizar una operación eficiente y segura.

La *Tabla 5.8* resume las corrientes líquidas consideradas y sus principales condiciones de operación, las cuales servirán como base para el dimensionamiento de las bombas. Estos datos incluyen el caudal, la densidad, la temperatura y las presiones de entrada y salida, así como la altura de bombeo expresada en metros de columna de fluido.

Tabla 5.8. Características de las corrientes líquidas a impulsar.

Corriente	Fluido	Condiciones del fluido			P ₁ [MPa]	P ₂ [MPa]	Δh [m]
		Caudal [m ³ /hr]	Densidad [kg/m ³]	Temperatura [°C]			
F ₁	Amoniaco	158,30	615,90	27,00	2,50	15,00	0,00
F _{12-L}	Urea líquida	143,70	1.214	138,00	0,015	0,1013	105,14
F _{13-L}	Agua + carbamato	12,69	947,50	71,00	0,50	15,00	7,00
W ₀	Agua	5,30	1.015	43,00	0,1013	0,50	7,60
W ₂	Agua	150,30	1.015	43,00	0,1013	0,1013	23,10
L ₁ , L ₂ y L ₃	Agua	491,04	1.015	50,00	0,1013	0,1013	2,00

Al dimensionar las bombas es necesario conocer la altura de diseño, que representa la energía mecánica requerida para circular por el sistema. Esta altura, expresada en metros de columna de fluido, se obtiene a partir de la ecuación de *Bernoulli*. Se asume que el diámetro de la cañería no varía entre la entrada y la salida de la bomba por lo que, la variación de energía cinética se considera despreciable.

Asimismo, las pérdidas de carga debidas a accesorios se estiman pequeñas en comparación con los demás términos por lo que, también se pueden despreciar. De esta manera, el cálculo se simplifica y se utiliza la *Ecuación 5.2* para obtener la altura de diseño del sistema.

$$H_{dis} = \Delta h + \frac{\Delta P}{\rho \cdot g} \quad \text{Ecuación 5.2.}$$

Donde:

- ΔP: diferencia de presión entre la salida y la entrada de la bomba [Pa]
- Δh: altura de bombeo [m]
- ρ: densidad del fluido [kg/m³]
- g: gravedad [m/s²]
- H_{dis}: altura de diseño [m. c. f]

Por otro lado, la altura desarrollada corresponde a la potencia que la bomba puede entregar a un caudal determinado, y debe ser mayor a la altura de diseño del sistema; dicho valor será brindado por el fabricante en las curvas características. La *Tabla 5.9* resume las características relevantes a considerar en la selección de los modelos de las bombas principales, y destaca los factores clave relacionados con su función y desempeño.

Tabla 5.9. Datos de entrada para la selección del modelo.

Bomba	Fluido	Caudal [m ³ /hr]	Altura de diseño [m.c.f]	Altura desarrollada [m.c.f]	Potencia [kW]	Modelo seleccionado
B1	Amoniaco	158,30	1.035,49	2.000,00	530,82	Arreglo de 2 bombas en serie. Lederle Hermetic CAM-Tandem 64 (3000 rpm, 50 Hz)
B2	Agua	5,30	47,68	57,50	3,80	Grundfos NK 32-200/206 (2 polos, 50 Hz)
B3	Agua	150,30	23,10	26,30	14,80	Grundfos NK 80-315/305 (4 polos, 50 Hz)
B4	Urea líquida	143,70	112,39	119,00	9,80	Grundfos CRN 125-5 (50 Hz)
B5	Agua y carbamato	12,69	313,71	405,00	51,11	Arreglo de 5 bombas en serie. NIKKISO Non-Seal X32 (50 Hz)
B6, B7 y B8	Agua	491,04	2,00	10,00	18,00	Grundfos NK 150-250/238 (4 polos, 50 Hz)

Nota: La altura de diseño, la altura desarrollada y la potencia corresponden a una sola bomba.

Bomba de amoniaco (B1)

Se seleccionó un arreglo de 2 bombas, conectadas en serie para el bombeo de amoníaco líquido hacia el condensador de carbamato. La elección se fundamenta en que la altura total requerida por el sistema (2.070,97 m) excede la capacidad de una bomba individual.

El modelo *CAM - Tandem* de la marca *Lederle Hermetic*, resulta adecuado por su diseño hermético, los materiales de construcción empleados y las certificaciones de seguridad que posee. Estos factores garantizan un funcionamiento confiable y seguro frente al manejo de fluidos tóxicos, corrosivos y volátiles.

Las curvas características de la altura desarrollada para el modelo elegido se presentan en la *Figura 5.4*. La potencia requerida por la bomba se determina mediante la *Ecuación 5.3*, al considerar un incremento del 10% para contemplar las pérdidas de carga internas del equipo.

$$Pot = \frac{\Delta P}{\rho \cdot g} \cdot \rho \cdot g \cdot Q \quad \text{Ecuación 5.3.}$$

Donde:

- $\frac{\Delta P}{\rho \cdot g}$: altura desarrollada [m]
- ρ : densidad del fluido [kg/m³]
- g : gravedad [m/s²]
- Q : caudal volumétrico del fluido [m³/hr]
- Pot : potencia requerida [kW]

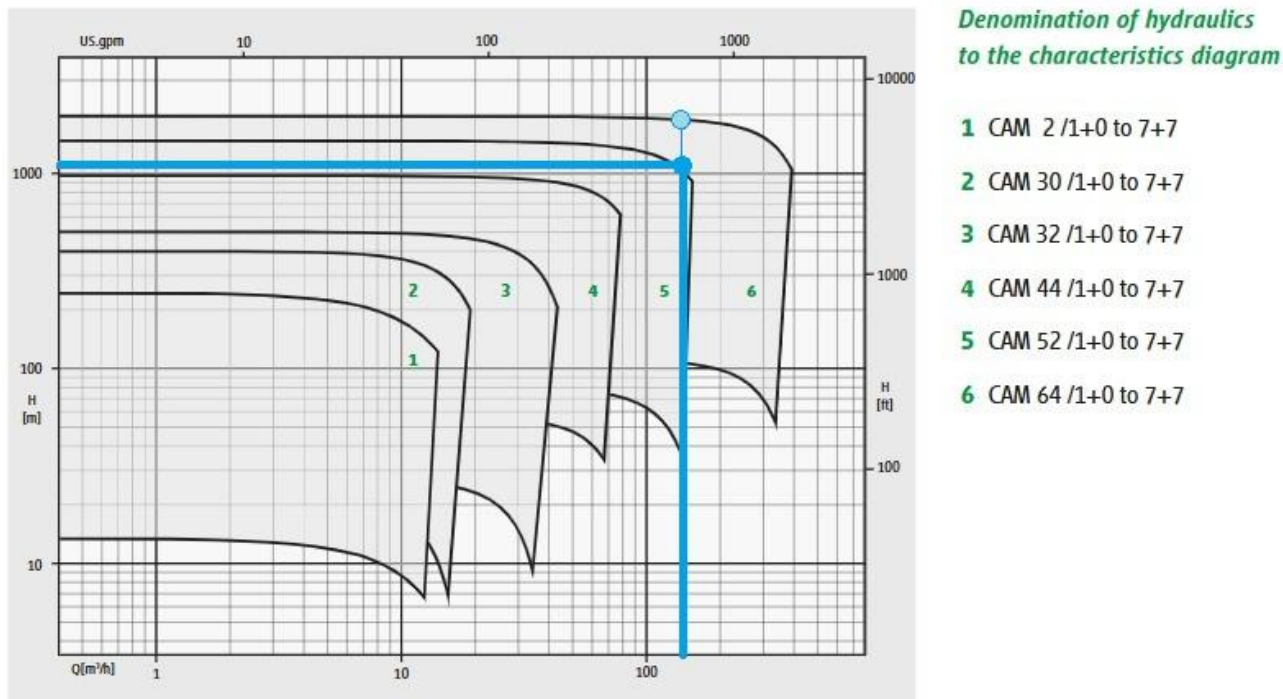


Figura 5.4. Curvas de la bomba Lederle Hermetic CAM-Tandem 64 (3000 rpm, 50 Hz) para la corriente F_1 .

Nota: Elaborado por Lederle.

Bomba para los absorbedores (B2 y B3)

Se seleccionaron bombas *Grundfos NK* para impulsar el agua hacia los absorbedores. Debido a sus múltiples usos, son adecuadas para una variedad de aplicaciones que requieran un suministro seguro y económico. Las curvas características de altura desarrollada y potencia requerida de cada modelo seleccionado se muestran en la *Figura 5.5* y *Figura 5.6*.

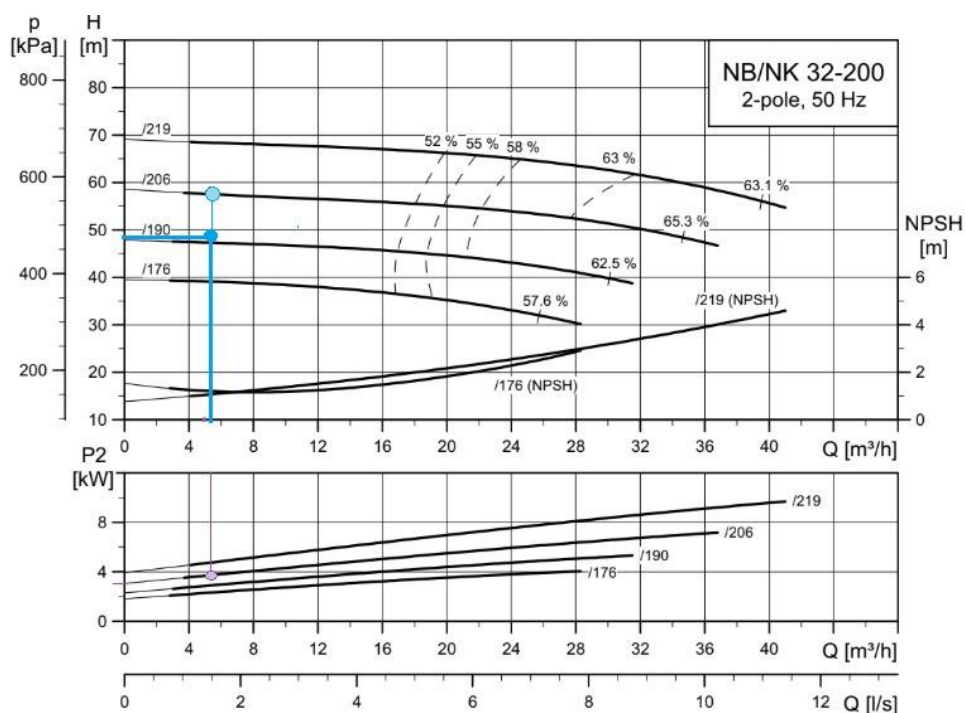


Figura 5.5. Curvas de la bomba Grundfos NK 32-200/206 (2 polos, 50 Hz) para la corriente W_0 .

Nota: Elaborado por Grundfos.

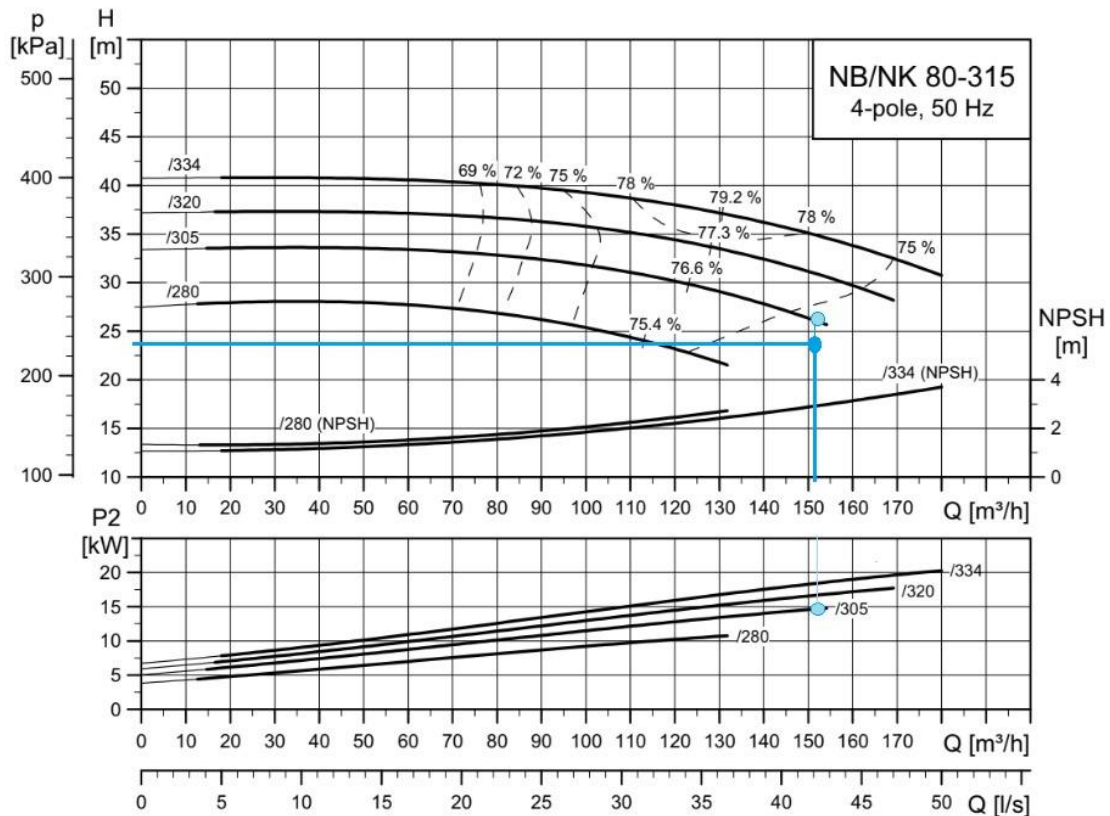


Figura 5.6. Curvas de la bomba Grundfos NK 80-315/305 (4 polos, 50 Hz) para la corriente W_2 .

Nota: Elaborado por Grundfos.

Bomba de la etapa de granulación (B4)

Se seleccionó una bomba *Grundfos CRN* para la impulsión de la corriente de urea líquida hacia la etapa de granulación. Su diseño multietapa, construcción en acero inoxidable y posibilidad de operar a temperaturas elevadas, la hacen adecuada para el manejo de líquidos industriales calientes y de viscosidad moderada, como la urea.

Las curvas características proporcionadas en el catálogo de la serie *Grundfos CRN* (Figura 5.7) corresponden a agua a 20 °C, cuya viscosidad es aproximadamente de 1 cP. Dado que la viscosidad de la urea líquida es similar a la del agua, dichas curvas pueden emplearse sin necesidad de corrección. No obstante, es necesario ajustar la potencia en el eje en función de la densidad del fluido y considerar un margen de sobredimensionamiento del motor, a fin de garantizar un funcionamiento seguro y continuo.

Cabe señalar que las curvas de potencia indicadas corresponden a la potencia de entrada por etapa. El catálogo presenta curvas para impulsores de diámetro completo (1/1) y reducido (2/3); en este caso, se emplean las curvas correspondientes a los impulsores de diámetro completo.

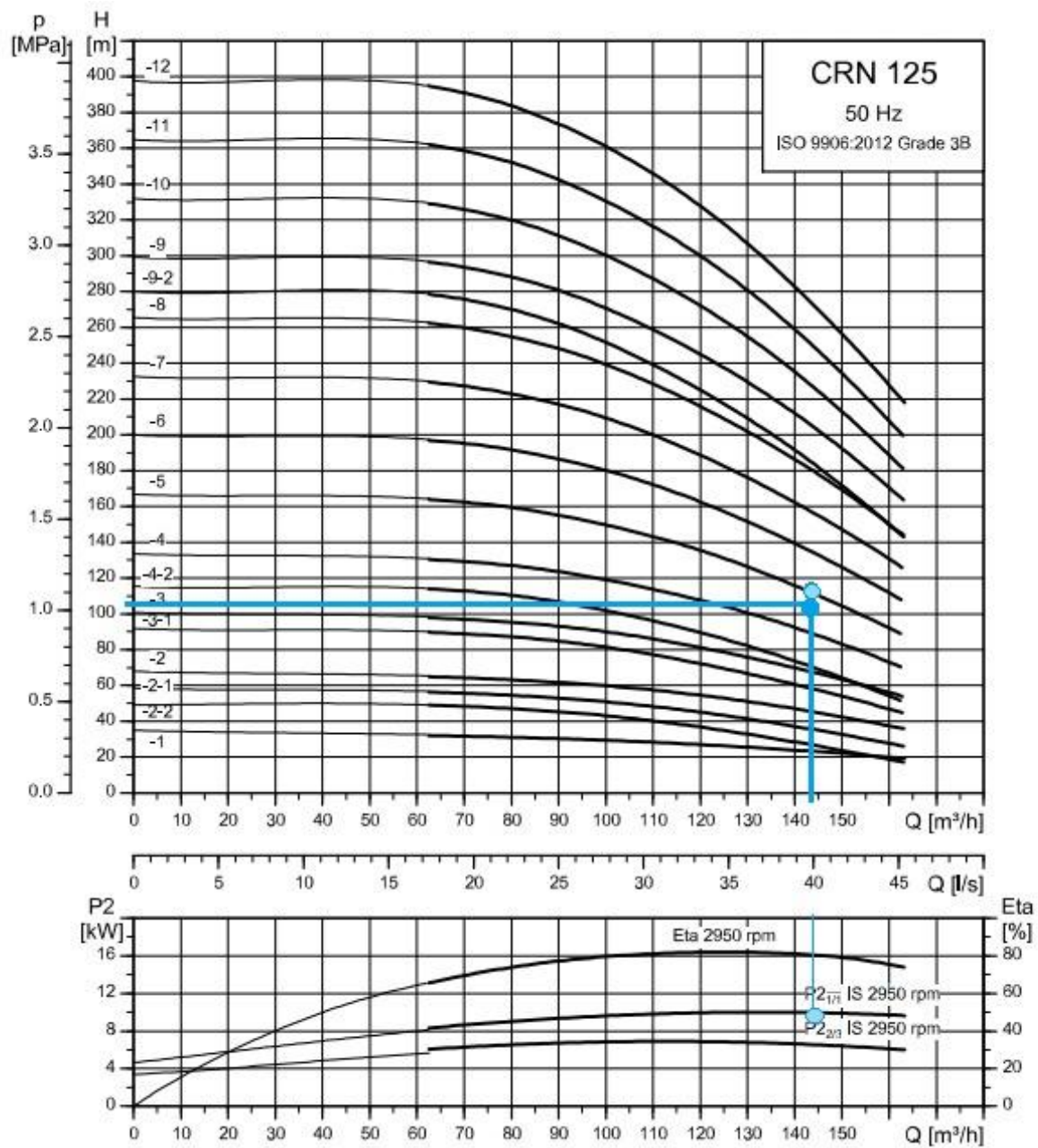


Figura 5.7. Curvas de la bomba Grundfos CRN 125-5 (50 Hz) para la corriente F_{12-L} .

Nota: Elaborado por Grundfos.

Bomba hacia el scrubber (B5)

Se seleccionó el modelo *NIKKISO Non-Seal* para impulsar hacia el *scrubber*, la corriente líquida proveniente del condensador C-02, compuesta principalmente por agua y carbamato. Este tipo de bomba centrífuga encapsulada constituye una solución óptima para operaciones de transferencia y circulación en la industria química, debido a su diseño hermético que permite el bombeo seguro de fluidos peligrosos, tóxicos o en condiciones supercríticas.

Las curvas características de la altura desarrollada, para el modelo elegido, se presentan en la *Figura 5.8*. La potencia requerida por la bomba se determina mediante la *Ecuación 5.3*.

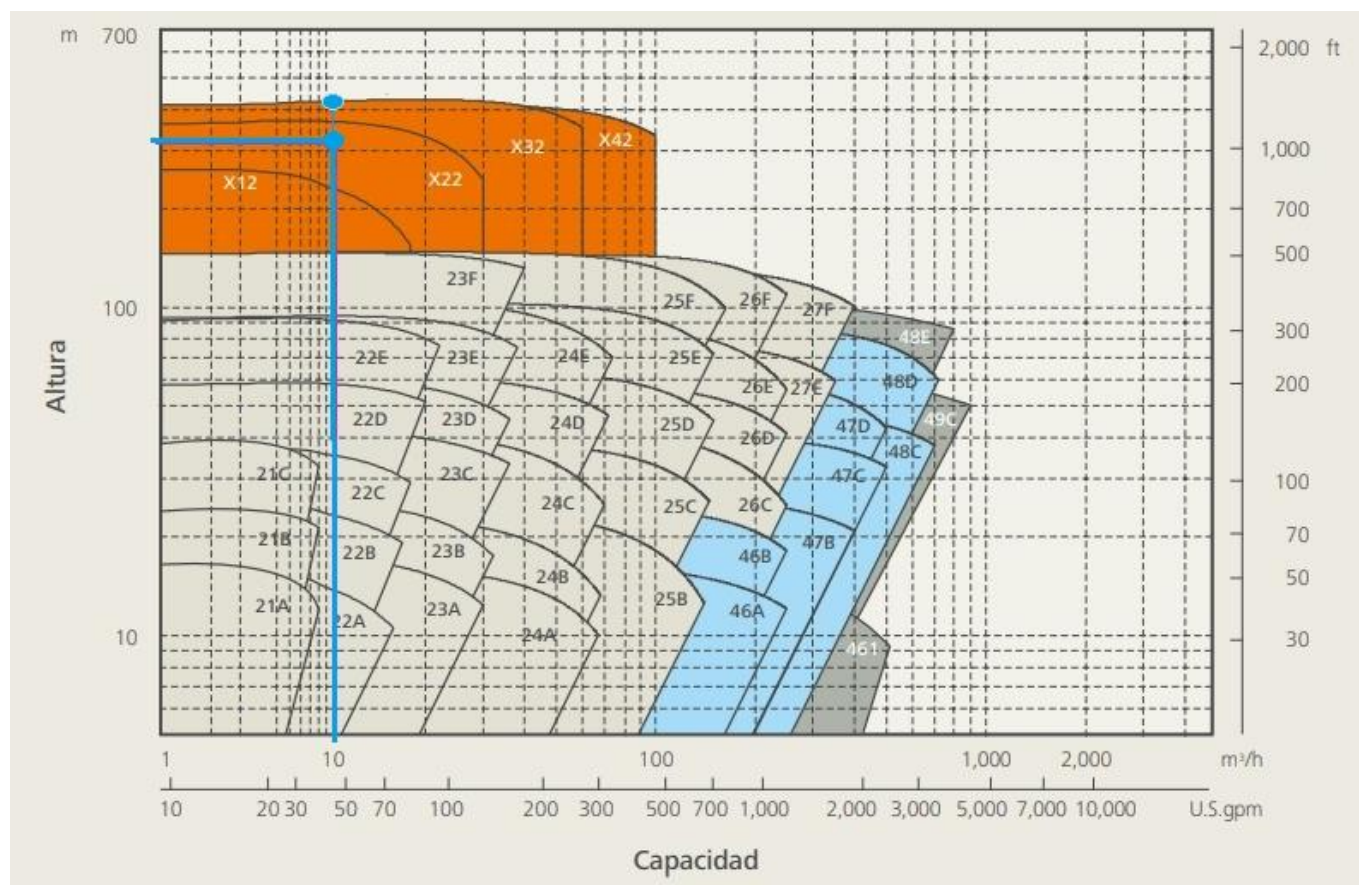


Figura 5.8. Curvas de la bomba NIKKISO Non-Seal X32 para la corriente F_{13-L} .

Nota: Elaborado por Lewa.

Bombas de alimentación para la torre de enfriamiento (B6 , B7 y B8)

Se seleccionaron bombas *Grundfos NK*, para impulsar el agua que alimenta las torres de enfriamiento. Como se mencionó anteriormente, son equipos de uso múltiple, adecuados para diversas aplicaciones que requieren un suministro seguro y económico. Las bombas designadas como B6, B7 y B8 corresponden al mismo modelo, dado que las tres torres fueron diseñadas de manera idéntica y manejan el mismo caudal de agua, tal como se detalla en la sección *Torres de enfriamiento*.

Las curvas características de altura desarrollada y potencia requerida de la bomba seleccionada se muestran en la *Figura 5.9*.

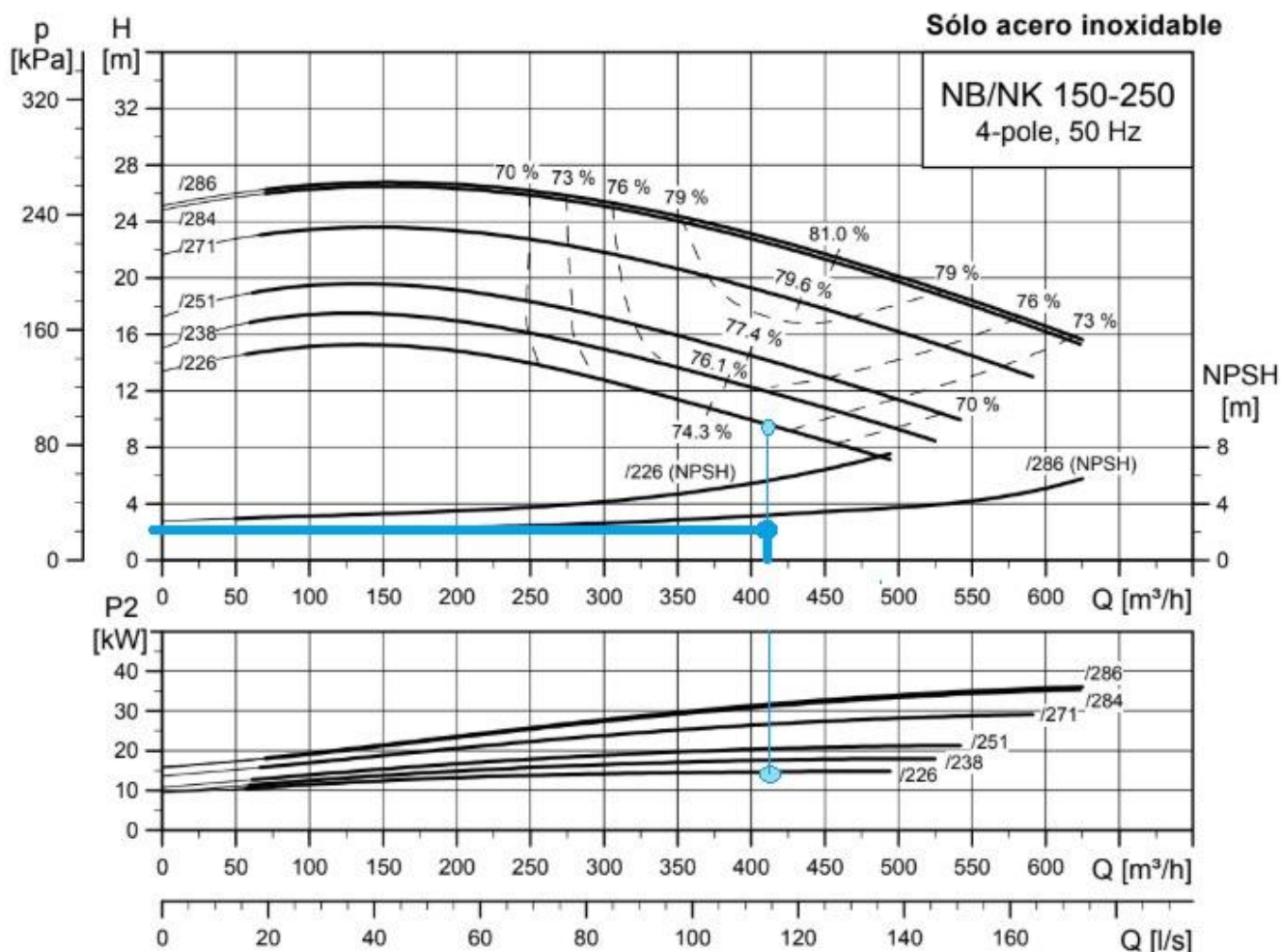


Figura 5.9. Curvas de la bomba Grundfos NK 150-250/238 (4 polos, 50 Hz) para las corrientes L_1 , L_2 y L_3 .

Nota: Elaborado por Grundfos.

Al analizar las características operativas de las bombas seleccionadas, es importante señalar que en las corrientes consideradas, las bombas presentan una altura desarrollada superior a la altura operativa requerida. Este margen adicional es aceptable, dado que proporciona un factor de seguridad que permite compensar posibles pérdidas de carga adicionales y variaciones en las condiciones de operación.

Eyectores

Los eyectores son dispositivos utilizados para generar y mantener condiciones de vacío en distintos equipos de proceso. Su función principal consiste en aspirar gases o vapores desde un sistema, opera de manera análoga a una bomba de vacío, pero con la característica de no poseer partes móviles. Esto les otorga simplicidad constructiva, bajo costo de operación, mínima necesidad de mantenimiento y alta confiabilidad.

El principio de funcionamiento está basado en la conversión de la energía de presión del fluido motriz en energía cinética. El fluido motriz, que generalmente es vapor de agua seco, se expande adiabáticamente a través de una tobera convergente-divergente, alcanza altas velocidades y provoca una disminución de presión que genera una zona de succión. En esa zona, el fluido aspirado (gas o vapor a baja presión) es arrastrado y mezclado con el fluido motriz. La energía cinética resultante de la mezcla se convierte nuevamente en energía de presión en la sección difusora del eyector, e incrementa la presión del fluido de descarga.

El vapor de agua se emplea habitualmente como fluido motriz debido a su disponibilidad, bajo costo y compatibilidad con la mayoría de las corrientes de proceso. Además, puede recuperarse fácilmente mediante condensadores, que mejoran la eficiencia global del sistema. Con el fin de asegurar un desempeño adecuado, el vapor debe ser seco, y en sistemas multietapa suelen incorporarse intercondensadores para eliminar los condensados entre etapas.

Los eyectores se utilizan ampliamente en operaciones que requieren mantener presiones reducidas, como evaporadores, secadores, columnas de destilación y rectificación. En el presente trabajo, se instalaron dos eyectores a la salida de los evaporadores de vacío con el objetivo de generar y sostener el nivel de vacío necesario para su correcto funcionamiento. Además, se incorpora un eyector previo al condensador de carbamato, cuya función es succionar el amoníaco puro y promover su mezcla con la corriente líquida procedente del *scrubber*, y así asegurar una adecuada homogeneización antes de su ingreso a la etapa de síntesis.

Eyector de la etapa de síntesis

Walas (1990) propone un método para el diseño de eyectores, donde el primer paso es la determinación del número de etapas necesarias para alcanzar la presión deseada. La *Tabla 5.10* presenta la relación entre el número de etapas y la presión de operación.

Tabla 5.10. Número de etapas del eyector en función de la presión.

Número de etapas	Presión requerida [kPa]
Uno	8,00 - 100,00
Dos	1,33 - 13,33
Tres	0,27 - 2,00
Cuatro	0,0033 - 0,33
Cinco	0,0005 - 0,0067

Fuente: Walas, S. (1990). *Chemical Process Equipment – Selection and Design*. Butterworth-Heinemann.

De esta manera, se requiere una única etapa para alcanzar la presión de 15.000 kPa en la zona de síntesis. En este caso, el fluido motriz corresponde a amoníaco puro proveniente de la planta de producción de amoníaco por lo tanto, este eyector no opera como una bomba de vacío, sino que cumple

la función de mezclar dos corrientes pertenecientes a la sección de síntesis: el fluido motriz y la corriente de succión proveniente de la salida líquida del *scrubber*.

A partir de la simulación en *UniSim Design*, se obtuvieron los parámetros de operación correspondientes al equipo *EY - 01*, resumidos en la *Tabla 5.11*.

Tabla 5.11. Resultados del diseño del eyector (*EY - 01*).

Caudal de fluido motriz [ton/hr]	97,50
Presión de fluido motriz [bar]	154,00
Temperatura de fluido motriz [°C]	32,69
Caudal de fluido de succión [ton/hr]	12,88
Presión de fluido de succión [bar]	150,00
Temperatura de fluido de succión [°C]	319,00
Caudal de salida [ton/hr]	110,40
Presión a la salida [bar]	150,00
Temperatura a la salida [°C]	57,75

Eyectores de la etapa de evaporación

El segundo eyector (*EY - 02*) se encuentra instalado a la salida del primer evaporador (*EV - 01*), que opera a una presión de 35 kPa. Según lo indicado por *Walas (1990)* y de acuerdo con la *Tabla 5.10*, para este nivel de presión se requiere una única etapa. Mediante la simulación en *UniSim Design*, se determinaron las condiciones del vapor sobrecalentado utilizado como fluido motriz, que incluyen su caudal, presión y temperatura.

El tercer eyector (*EY - 03*) corresponde al de la salida del segundo evaporador (*EV - 02*), el cual opera a una presión de 15 kPa. El procedimiento de dimensionamiento fue análogo al del equipo anterior. Los resultados obtenidos se presentan en la *Tabla 5.12*.

Tabla 5.12. Resultados del diseño de eyectores.

Equipo	Presión [kPa]	Caudal de fluido motriz [ton/hr]	Temperatura de fluido motriz [°C]	Presión de fluido motriz [bar]
<i>EY - 02</i>	35	69	175	7
<i>EY - 03</i>	15	15		

Nota: La presión del fluido motriz se seleccionó dentro del rango de 6 a 28 bar, conforme a los valores reportados por *Nash*.

Con el fin de disponer de un margen de seguridad operativo, se incrementó en un 10% el caudal de vapor calculado. Finalmente, el caudal total de vapor requerido para el funcionamiento de los eyectores asciende a 92,40 ton/hr.

Torre de enfriamiento

Se emplea una torre de enfriamiento de agua para las corrientes que requieren enfriamiento mediante un fluido auxiliar. Este grupo incluye tanto las corrientes que no pudieron integrarse completamente como las corrientes de agua que ingresan a los absorbedores.

Dado el elevado caudal de agua a manejar (1.339,21 ton/hr), se decidió dividir el flujo total en tres partes iguales y utilizar tres torres de enfriamiento idénticas, con las mismas dimensiones y condiciones de operación de aire.

Al diseñar una torre de enfriamiento, resulta fundamental considerar las condiciones climáticas del lugar de operación. En este caso, se analizaron los patrones de temperatura y humedad de Bahía Blanca, donde se ubicará la planta, como se observa en la *Tabla 5.13*.

Tabla 5.13. Variación promedio del clima en Bahía Blanca en los meses más calurosos.

Mes	Enero	Febrero	Marzo	Noviembre	Diciembre
Temperatura promedio [°C]	24,50	23,20	20,40	19,30	21,10
Temperatura mínima [°C]	15,80	15,40	13,50	11,90	12,80
Temperatura máxima [°C]	33,20	31,10	27,30	26,70	29,50
Humedad [%]	45,00	52,00	59,00	50,00	44,00

Nota: Elaboración propia.

Tal como se mencionó en la sección *Dimensionamiento de los intercambiadores*, se seleccionaron las condiciones más desfavorables para el aire, correspondientes al mes de febrero, cuando presenta mayor saturación y temperaturas elevadas. La *Tabla 5.14* resume las condiciones de los fluidos involucrados en la operación de la torre.

Al tener en cuenta que en una torre de enfriamiento pueden presentarse pérdidas de agua por evaporación, se decidió incorporar un margen de seguridad del 10%. Esta medida permite compensar las pérdidas inevitables y garantizar que el sistema mantenga un caudal de agua adecuado, sin afectar la eficiencia del enfriamiento. Dicho margen adicional no solo cubre las pérdidas por evaporación, sino que también contempla posibles pérdidas por arrastre, pequeñas fugas y la variabilidad de las condiciones climáticas.

Tabla 5.14. Características de los fluidos involucrados en las torres.

Aire	Temperatura de bulbo seco [°C]	31,10
	Humedad relativa [%]	52,00
	Temperatura de bulbo húmedo [°C]	20,00
	Caudal de aire [m^3/hr]	576.000
Agua	Temperatura de ingreso a la torre [°C]	50,00
	Temperatura de salida de la torre [°C]	25,00
	Caudal másico [ton/hr]	491,04

Nota: El caudal de aire sale del catálogo utilizado.

El diseño del equipo se llevó a cabo según el procedimiento de selección de torres propuesto por la empresa *GOHL* en su folleto técnico, adaptado a la temperatura de operación específica de la torre. A continuación, se presentan los cálculos realizados para su dimensionamiento.

Al considerar que el agua experimenta un cambio de temperatura de 25 °C, se determinó el parámetro k_1 al utilizar la *Figura 5.10*, con un valor igual a 2.

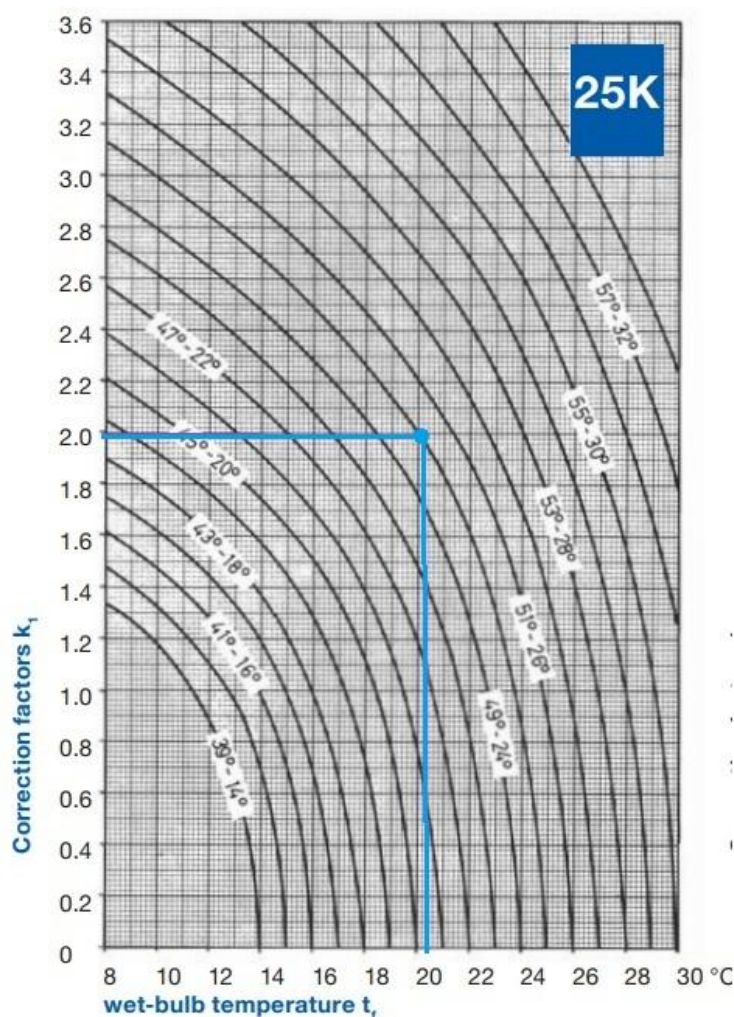


Figura 5.10. Determinación de k_1 .

A partir del caudal de agua y de la diferencia de temperatura deseada, se calculó que el calor total a intercambiar en la torre es de 14.243 kW. Sin embargo, al aplicar la corrección mediante el factor k_1 , el valor resultante fue de 7.121 kW por lo que, se selecciona la unidad 12/77 ZB para satisfacer los requerimientos, la cual proporciona un flujo nominal de agua de 1.342,50 ton/hr.

Por otro lado, para estimar el rango de presiones en el que la torre debe operar, es fundamental considerar la ubicación de la planta. En Bahía Blanca, durante enero y febrero, se estiman vientos de aproximadamente 20 km/hr. Por lo tanto, se determinó que los ventiladores capaces de generar presiones entre 0 y 40 Pa son adecuados para las condiciones locales.

Finalmente, al establecer que la relación entre el caudal de operación y el nominal es de 0,37, mediante la gráfica de la *Figura 5.11* se obtuvo el factor k_2 , con un valor de 0,84. Se determinó que el calor necesario a intercambiar asciende a 8.478 kW. Dado que la unidad seleccionada puede intercambiar hasta 8.976 kW, se concluye que cumple con los requerimientos operativos de la torre.

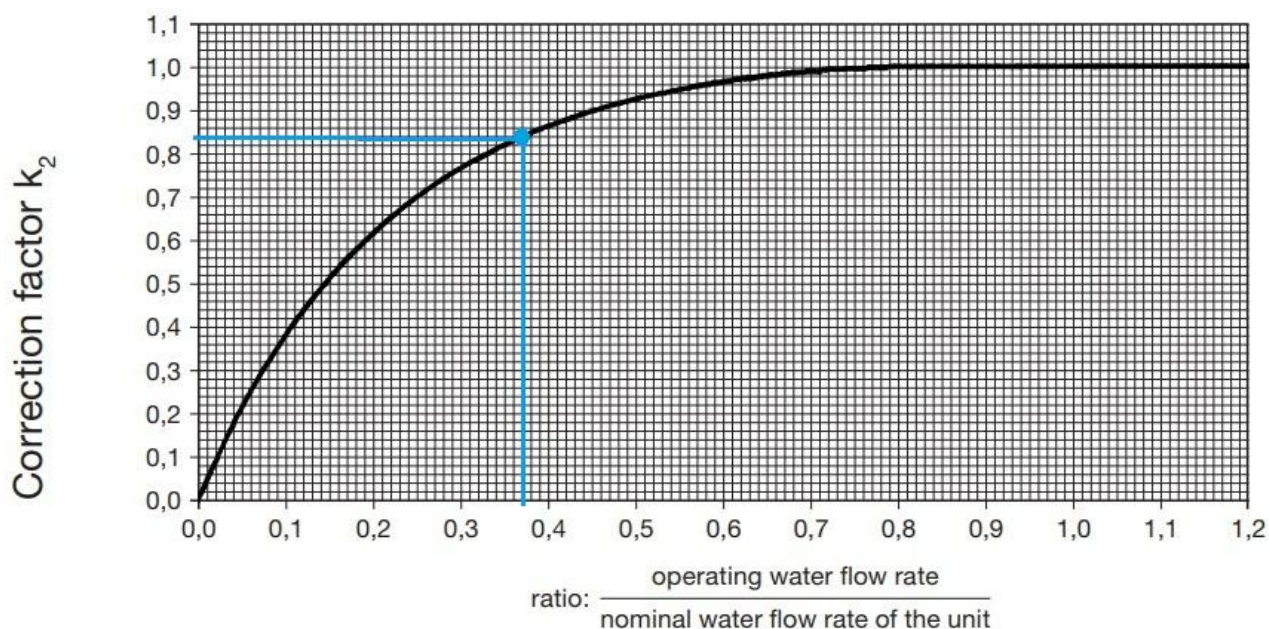


Figura 5.11. Determinación de k_2 .

La *Tabla 5.15* muestra las dimensiones de la torre de enfriamiento y la potencia total de los forzadores.

Tabla 5.15. Características de la torre de enfriamiento.

Longitud [m]	10,43
Ancho [m]	7,12
Altura [m]	2,00
Cantidad de ventiladores	12,00
Potencia total de los forzadores [kW]	106,80

Caldera

Las calderas son equipos destinados a la generación de calor mediante la transferencia de energía desde los gases de combustión hacia un fluido, generalmente agua o aceite térmico. Su clasificación puede realizarse en función de diversos criterios, tales como la disposición de los fluidos (pirotubulares o acuotubulares), la presión de operación (baja, media, alta o supercrítica), el tipo de tiro (natural, forzado, inducido o equilibrado) y las necesidades del proceso, que pueden involucrar la producción de agua caliente, vapor saturado o vapor sobrecalentado.

En las calderas pirotubulares, los gases de combustión circulan por el interior de los tubos, los cuales están rodeados por agua. Este tipo de calderas es común en instalaciones pequeñas y medianas, donde se requiere generar vapor saturado o agua caliente a presiones moderadas. Su principal ventaja radica en la simplicidad de diseño y operación, así como en el bajo costo de inversión y la facilidad de mantenimiento. Sin embargo, presentan limitaciones en cuanto a presión máxima de operación, tiempos de arranque más prolongados y mayor riesgo potencial de explosión, por lo que se recomienda su uso en aplicaciones de baja o media exigencia térmica.

Por otro lado, las calderas acuotubulares se caracterizan por el flujo de agua a través de tubos delgados, rodeados externamente por los gases de combustión. Este diseño permite alcanzar altas presiones y temperaturas, con una respuesta más rápida ante variaciones de carga y una mayor seguridad operativa, dado que la rotura de un tubo no implica una falla catastrófica. Además, pueden

adaptarse a distintos combustibles y generar vapor sobrecalentado para procesos industriales. No obstante, su mayor costo de inversión, la necesidad de un estricto tratamiento del agua de alimentación y la complejidad de mantenimiento constituyen sus principales desventajas.

En la planta analizada, se requieren dos tipos de calderas con funciones diferenciadas. La primera se destina al calentamiento de corrientes que no pudieron integrarse energéticamente, mediante el uso de un fluido térmico. Estas calderas operan de forma automática, mantienen el fluido en estado líquido sin cambio de fase, trabajan a bajas presiones y alcanzan temperaturas elevadas, con una eficiencia global entre 87% y 90%. La segunda caldera, en cambio, se encarga de la generación de vapor de agua sobrecalentado, necesario para el funcionamiento de los eyectores que operan en la etapa de evaporación al vacío.

Caldera con fluido térmico

Los sistemas de calefacción con fluido térmico ofrecen ventajas significativas frente a los sistemas de vapor: evitan la corrosión, no requieren purgas ni trampas de vapor, operan a presiones considerablemente menores y alcanzan temperaturas más elevadas de manera segura. Además, demandan menor inversión inicial y presentan menores costos de operación y mantenimiento.

La corriente de fluido térmico necesaria es de $816,76 \text{ m}^3/\text{hr}$, con una temperatura de salida de 345°C y una presión de 4 bar, conforme a la recomendación del fabricante. Se seleccionó el fluido *THERMINOL 66*, que posee una temperatura límite de 375°C . Asimismo, se definió un rango de variación de 40°C en la temperatura del fluido térmico y una diferencia mínima de 22°C respecto a la corriente de proceso más caliente, con el fin de mantener una adecuada fuerza impulsora para la transferencia de calor.

Tras evaluar las alternativas disponibles, se eligió una caldera de fluido térmico marca *ATTSU*, línea *FT*, por su eficiencia, seguridad y disponibilidad en el mercado argentino. Este modelo, de diseño vertical y concepción acuotubular, utiliza combustibles líquidos o gaseosos (gas natural, GLP, gasóleo o fuelóleo) y cuenta con tres pasos de humos, lo que maximiza la transferencia de calor y minimiza la contaminación. El equipo está formado por dos serpentines helicoidales concéntricos por los cuales circulan los gases de combustión a contracorriente, y garantizan temperaturas de película dentro de los límites admisibles del fluido térmico.

El aislamiento está compuesto por una capa densa de material de baja conductividad, recubierto con acero inoxidable, lo que contribuye a la eficiencia energética y durabilidad del equipo. Opcionalmente, puede incorporar un *PLC* con comunicación *Modbus* o *Profibus*, que facilita la integración del control de la caldera en sistemas industriales automatizados. Este modelo cuenta con certificación bajo la Directiva Europea 2014/68/UE, y puede fabricarse según normas internacionales como *ASME*, *BS*, *DNV*, *EAC*, *DOSH* o *JIS*.

Finalmente, se seleccionó el modelo *FT-16000*, que cumple con los requerimientos de caudal y temperatura del proyecto; ofrece una potencia térmica elevada, un diseño compacto y una alta eficiencia, que representa una alternativa óptima para satisfacer la demanda sin un sobredimensionamiento excesivo, la *Tabla 5.16* resume las especificaciones técnicas.

Tabla 5.16. Especificaciones técnicas del modelo *ATTSU FT-16000*.

Potencia térmica [<i>kW</i>]	18.605,00
Diferencial térmico estándar [°C]	40,00
Caudal de la bomba [<i>m</i> ³ / <i>hr</i>]	868,00
Consumo de gas natural (10,83 <i>kWh/Nm</i> ³) [<i>Nm</i> ³ / <i>hr</i>]	1.914,00
Propano LPG (12,86 <i>kWh/kg</i>) [<i>kg/hr</i>]	1.528,00
Gasóleo Light Oil (10,28 <i>kWh/L</i>) [<i>L/hr</i>]	2.067,00
Fuel Oil Heavy Oil (11,08 <i>kWh/kg</i>) [<i>kg/hr</i>]	1.916,00
Sobrepresión hogar [<i>mbar</i>]	9,50
Altura total (A) [<i>mm</i>]	9.500,00
Altura cuerpo (B) [<i>mm</i>]	8.150,00
Ancho con accesorios (C) [<i>mm</i>]	3.430,00
Diámetro (D) [<i>mm</i>]	2.630,00
Diámetro de chimenea (G) [<i>mm</i>]	1.200,00
Volumen de aceite [<i>L</i>]	24.274,00

Fuente: ATT SU (s. f.). Calderas de fluido térmico serie FT.

Se observa que el modelo *FT - 16000* se ajusta adecuadamente a la demanda de caudal y térmica del proceso (816,76 *m*³/*hr*). Su selección permite cubrir la totalidad de los requerimientos de calentamiento de los intercambiadores, al garantizar un funcionamiento estable y eficiente. La *Figura 5.12* presenta un esquema general del equipo.

El modelo elegido representa una alternativa técnica y económicamente óptima, que combina alta eficiencia, fiabilidad operativa y disponibilidad comercial. Optar por un modelo con un caudal significativamente mayor al requerido implicaría un consumo energético innecesario, así como un incremento en los costos de operación y mantenimiento, sin beneficios adicionales en términos de desempeño térmico.

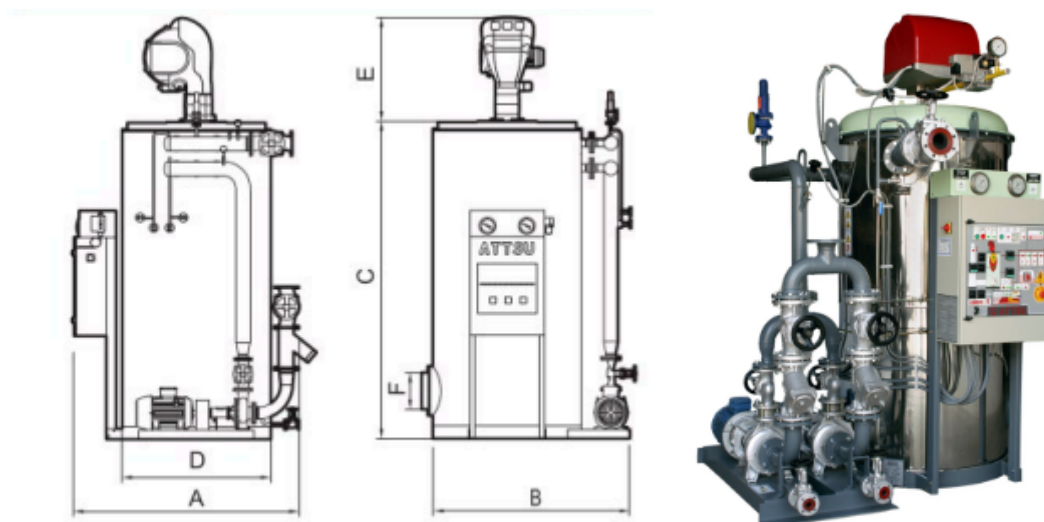


Figura 5.12. Esquema de la caldera *FT - 16000*.

Caldera con vapor de agua

Como se mencionó anteriormente, los eyectores *EY - 02* y *EY - 03* requieren vapor de agua sobrecalentado para su correcto funcionamiento, el vapor empleado en los eyectores se condensa posteriormente e ingresa a la planta de tratamiento de agua, con el objetivo de recuperar el amoníaco remanente en la corriente proveniente de dichos equipos.

El rango típico de presión del vapor motriz en eyectores se encuentra entre 6 y 28 bar (*Nash, s.f.*), por lo que se definió una presión de operación de 7 bar, a fin de evitar la necesidad de una caldera de alta presión y mantener una operación segura y eficiente. A esta presión, la temperatura de saturación del vapor es de 165 °C por lo que, se estableció una temperatura de operación de 175 °C de manera de no tener un sobrecalentamiento excesivo.

El caudal total de vapor requerido se determinó al considerar la demanda de ambos eyectores, de manera que la presión a la salida de los mismos sea próxima a 1 atm. El resultado obtenido fue de 84 ton/hr de vapor sobrecalentado, con el margen de seguridad operativa el valor asciende a 92,4 ton/hr.

Para cubrir los requerimientos del sistema, se selecciona una caldera acuotubular industrial de tipo paquete, modelo *Babcock & Wilcox FM 160 - 124*, la cual ofrece alta confiabilidad, rápida respuesta a cambios de carga y diseño modular compacto, ver *Figura 5.13*. Están diseñadas para generar vapor saturado o sobrecalentado hasta 250 bar, utilizan combustibles líquidos o gaseosos, y cuentan con sistemas automáticos de control de combustión y seguridad. Además, cumplen con los estándares internacionales de calidad y eficiencia energética, y alcanzan eficiencias térmicas entre 85 y 88%.

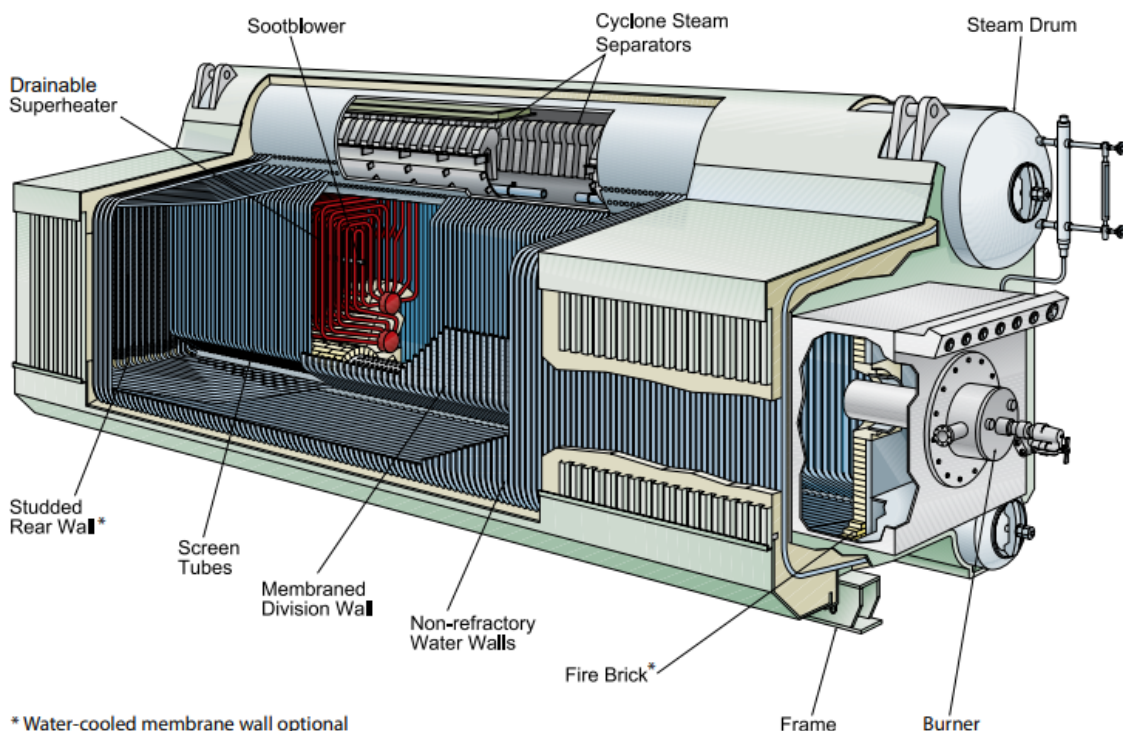


Figura 5.13. Babcock & Wilcox FM.

Entre las principales características de diseño y beneficios de las calderas acuotubulares *Babcock & Wilcox* se destacan su refrigeración por agua en las paredes del horno, que reduce el mantenimiento, y su membrana de fraguado hermética al gas, que evita fugas y protege contra la corrosión. Además, poseen un bastidor robusto de acero que facilita el montaje y desplazamiento, junto con un revestimiento galvanizado resistente a la intemperie. Los componentes internos del tambor aseguran una circulación positiva y vapor de alta pureza, mientras que los tubos de gran diámetro mejoran la

respuesta ante variaciones de carga y previenen el agrietamiento térmico. Asimismo, cuentan con sobrecalentadores drenables de circuito invertido, que reducen el tiempo de arranque y el riesgo de sobrecalentamiento, y sopladores de hollín para mantener la eficiencia en las superficies de transferencia de calor. En la *Tabla 5.17* se resumen sus principales especificaciones técnicas.

Tabla 5.17. Especificaciones técnicas de la caldera *Babcock & Wilcox FM 160 - 124*.

Capacidad de vapor [ton/hr]	70,30 - 124,70
Capacidad utilizada [ton/hr]	92,4
Presión de operación [bar]	7,00
Longitud [m]	11,40
Ancho [m]	4,30
Altura [m]	6,10
Tamaño del tambor de vapor [in]	60,00
Tamaño del tambor inferior [in]	30,00

Fuente: *Babcock & Wilcox (s. f.). Industrial Water-Tube Package Boilers.*

Transporte de sólidos

Una vez obtenidos los prills de urea en la torre de *prilling*, deben ser trasladados hacia la tamizadora y, posteriormente, hacia la unidad de envasado. En esta sección se analiza el sistema de transporte propuesto para cumplir con esta función.

Elevador de Cangilones

En este punto del proceso (desde la torre de *prilling* hacia la tamizadora) hay una diferencia de altura considerable ya que, la torre de *prilling* sacará los prills a baja altura y deberán ser transportados a la parte superior de la tamizadora, a aproximadamente 3 m de altura. El material a transportar son prills de urea de 1 - 2 mm, que deben mantenerse intactas, sin roturas ni generación de finos.

Se evaluaron alternativas para el transporte de los prills de urea desde la descarga del granulador hasta la alimentación a la tamizadora, al considerar la elevada capacidad de producción del sistema (174,95 ton/hr) y la diferencia de nivel entre ambos equipos. Como resultado, se seleccionó un elevador de cangilones de alta capacidad como la opción más adecuada (ver *Figura 5.14*) ya que, permite un transporte vertical o casi vertical, ocupa poco espacio, minimiza el daño mecánico sobre los sólidos gracias a su movimiento suave sin corrientes de aire ni impactos, opera en continuo con caudales superiores a 200 ton/hr, cierra el sistema al reducir pérdidas de producto y emisiones de polvos, y presenta un bajo consumo energético en relación con la masa transportada.

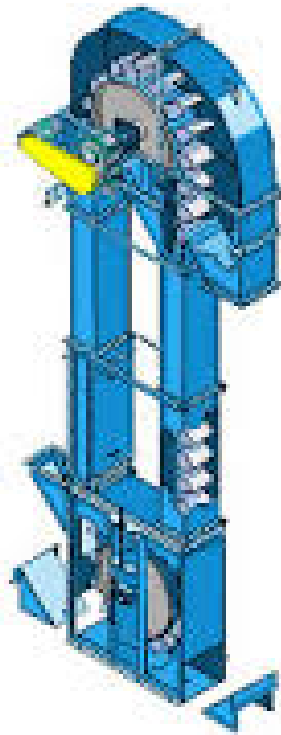


Figura 5.14. Transportador de cangilones

El elevador se diseñó según la granulometría del producto (*prills* de 1 - 2 mm), su densidad aparente promedio de 800 kg/m^3 y una altura de elevación aproximada de 3 m. La selección del equipo garantiza un transporte limpio, sin recirculaciones de polvo ni generación de finos y asegura una alimentación uniforme hacia la tamizadora.

Se seleccionan los cangilones tipo B de *4BGroup*, fabricados en acero inoxidable, que se destacan por su versatilidad y capacidad media. Están diseñados para manejar materiales pegajosos a velocidades bajas y materiales de flujo libre a velocidades más altas, incluso a distancias más estrechas. Este tipo de cangilones pueden colocarse entre 5 y 7 unidades por metro, y sus capacidades oscilan desde tamaños pequeños hasta 13 L.

Con esta información se procede a seleccionar el tamaño de los cangilones, mediante el supuesto de que se colocarán 6 cangilones por metro y se utilizará una velocidad de ascenso (media) de 1.5 m/s (*4BGroup*, s.f). La eficiencia se asume en un 70% para asegurar un manejo eficiente de material granular.

Tabla 5.18. Especificaciones para el cálculo de la capacidad del cangilón

Flujo Másico (Q) [ton/s]	0,049
Densidad Aparente (ds) prill [kg/m ³]	800,00
Velocidad cadena (v) [m/s]	1,50
Cangilones por Metro (c) [Cangilón/m]	6,00
Factor de Llenado (Eficiencia) [%]	70,00

Se calcula el flujo volumétrico (Q_v) = $0,061 \text{ m}^3/\text{s}$ y la frecuencia de cangilones = 9 cangilones/s. Al dividir el flujo volumétrico por la frecuencia de cangilones se obtienen los m^3 por cangilón, ver *Ecuación 5.4*.

$$\text{Capacidad cangilón} = \frac{Q_v}{f} = \frac{0,061 \text{ m}^3/\text{s}}{9 \text{ cangilones/s}} = 0,0068 \text{ m}^3 / \text{cangilón} \quad \textbf{Ecuación 5.4}$$

Al considerar un volumen de llenado máximo del 70% se obtiene una capacidad máxima de 9,64 L. Bajo estas condiciones se selecciona el modelo B341 de *4BGroup*, que posee hasta 13 L de capacidad total y soporta hasta 6,26 kg. En este caso, la masa a transportar será aproximadamente de 5,4 kg/cangilón.

La *Tabla 5.19* resume las dimensiones del cangilón seleccionado (ver *Figura 5.15*).

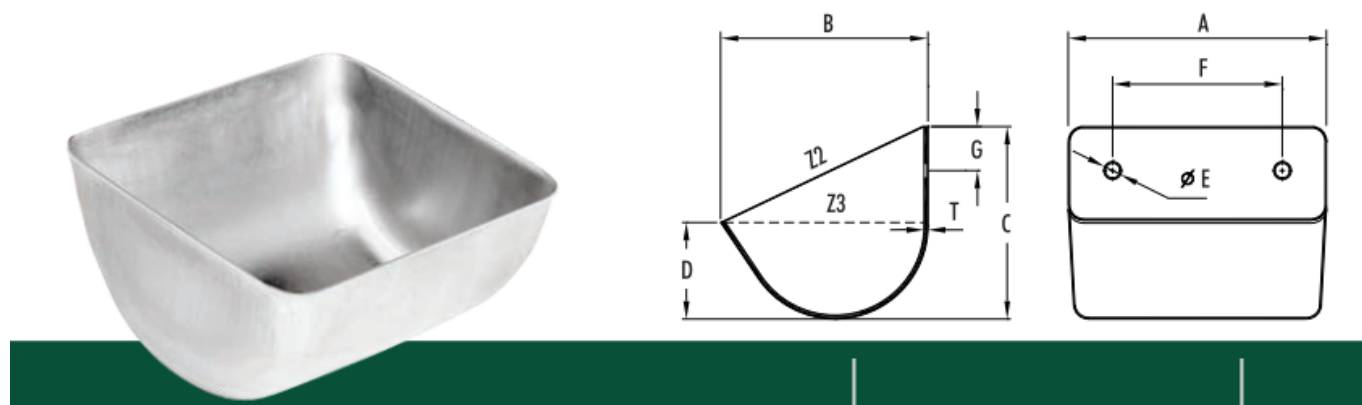


Figura 5.15 Cangilones - imagen ilustrativa

Tabla 5.19. Especificaciones del cangilón B341

Material	Acero inoxidable
A [mm]	457,00
B [mm]	235,00
C [mm]	210,00
D [mm]	102,00
T [mm]	4,70

Adicionalmente, el motor a utilizar deberá poder elevar estos cangilones con su carga a 3 m. Se calcula la potencia útil a partir de la *Ecuación 5.5*.

$$P_u = w \cdot g \cdot h \quad \text{Ecuación 5.5}$$

Donde:

- w : caudal másico [kg/s] = 48,61 kg/s
- g : gravedad [m/s^2] = 9,81 m/s^2
- h : altura [m] = 3 m
- P_u : potencia útil [W] = 1.430,70 W

Al considerar una eficiencia del elevador del 75%, se obtiene la potencia real del motor, ver *Ecuación 5.6*.

$$P_{eye} = \frac{P_u}{\eta} = \frac{1,43 \text{ kW}}{0,75} = 1,91 \text{ kW} \quad \text{Ecuación 5.6}$$

Donde:

- η : eficiencia = 0,75
- P_u : potencia útil [W] = 1,43 kW
- P_{eye} : potencia real [W] = 1,91 kW

Cinta de transporte

Desde la tamizadora, se transportará el material a un silo de almacenamiento para su posterior empaque. Para ello, es posible emplear cintas transportadoras cerradas o tornillos sinfín de gran capacidad, según la disposición del área, y se debe priorizar la integridad del producto y la facilidad de limpieza.

Los tornillos sinfín se emplean generalmente para tramos cortos y ofrecen la posibilidad de dosificar el caudal; sin embargo, su acción mecánica puede dañar los prills del producto. En cambio, las cintas transportadoras presentan una operación y limpieza más sencillas, además de preservar la integridad de los prills, motivo por el cual se seleccionan para esta etapa.

Para mantener el flujo de trabajo constante, se asume la velocidad de $1,50 \text{ m/s}$, al igual que la torre de cangilones. Asimismo, se elige una cinta de caucho, con lados altos y totalmente horizontal. La misma será cerrada para minimizar la proliferación de polvos.

Las dimensiones de la cinta se calculan según la *Ecuación 5.7*:

$$Q_v = 3.600 . A . v . k \quad \textbf{Ecuación 5.7}$$

Donde:

- Q_v : capacidad volumétrica a transportar [m^3/hr]
- v : velocidad [m/s]
- A : área de ocupación del material en la cinta [m^2]
- k : constante según el ángulo de inclinación, para transporte horizontal es igual a 1

Se obtiene un área de ocupación del material en la cinta igual a $0,0324 \text{ m}^2$. Si se decide utilizar una cinta de 800 mm de ancho, se deberá considerar que se tendrá un alto de los laterales de 40,50 mm. Para añadir un margen de seguridad se propone utilizar 60 mm de alto.

Para cintas horizontales, sin inclinaciones, la potencia se calcula a partir de la *Ecuación 5.8*.

$$Pot = C . f . L . (Pq + 2 . Pb) . v . g \quad \textbf{Ecuación 5.8}$$

Donde:

- C : coeficiente empírico que varía según la longitud del transporte y que corrige los errores derivados de no considerar la totalidad de los efectos que se producen [Adimensional]
- f : coeficiente de rodadura, para considerar los efectos de los tambores y rodamientos. [Adimensional]
- L : longitud de transporte [m]
- Pq : peso del material transportado por peso lineal (kg/m), para este caso, $32,41 \text{ kg/m}$
- Pb : peso por metro lineal de la banda, se omite en esta instancia preliminar dado el alto valor de Pq
- v : velocidad de la cinta [m/s]
- g : gravedad [m/s^2] = $9,81 \text{ m/s}^2$

El valor del coeficiente C se determina a partir de la *Figura 5.16*. Para una longitud estimada de 80 m, este número es igual a 1,90.

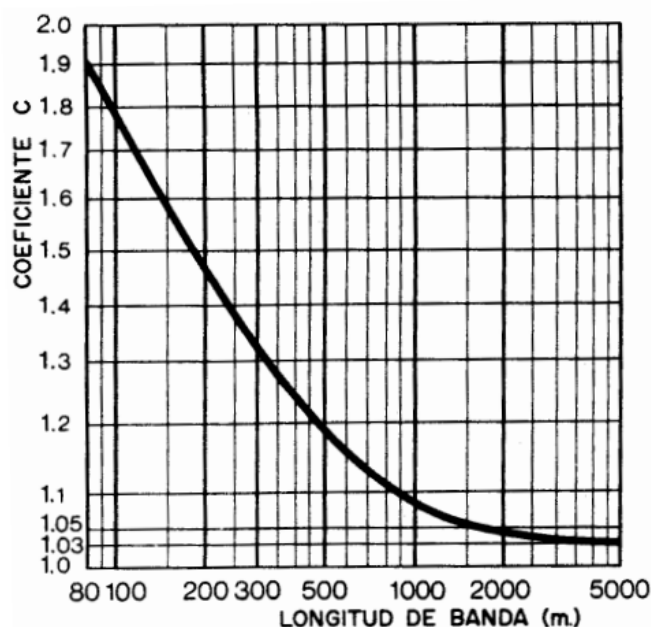


Figura 5.16. Gráfico C vs Longitud de banda.

Luego, para la aproximación de f se puede utilizar la *Ecuación 5.9*:

$$f = f_0 + \Sigma f_i \quad \textbf{Ecuación 5.9}$$

Donde $f_0=0,018$ y para las cintas industriales se estima f_i estará en el rango entre 0,004 - 0,012; por lo que se adopta el valor medio ($f_i = 0,008$).

Con estos datos, se obtiene que la cinta tendrá una potencia de 1,89 kW. Al considerar una eficiencia del 94% para el sistema de acoplamiento tambor–transmisor–motor, y la necesidad de sobredimensionar la potencia entre 1,30 y 1,60 veces para soportar los arranques, se adopta el valor medio para esta estimación. La potencia del motor deberá ser de 2,74 kW.

Finalmente, el producto será destinado al envasado. En el *Capítulo 6*, sección *Transporte de sólidos* se define el cálculo de los silos de almacenamiento. El volumen estimado del silo obtenido es de 10.569,11 m^3 .

Se propone diseñar un silo con dimensiones estimadas de 18,40 m de altura y 575 m^2 de área transversal por lo que, dada la altura de la cinta, se deberán elevar los prills aproximadamente 18 m. En base a las ecuaciones propuestas anteriormente, se deberá utilizar un elevador de cangilones de las mismas características que el anterior y con una potencia de 11,45 kW.

Transporte de fluidos

El diseño del sistema de transporte de fluidos constituye un aspecto esencial, ya que garantiza el desplazamiento eficiente, seguro y continuo de las corrientes de proceso y servicio entre las distintas unidades. Las cañerías funcionan como la red estructural del proceso, conectan los equipos principales y permiten el flujo de materias primas, productos intermedios y finales bajo condiciones de presión y temperatura variables.

En esta etapa del proyecto, el diseño se enfoca particularmente en la sección de síntesis, que representa el sector más exigente en cuanto a condiciones operativas, debido a las altas presiones y temperaturas; y elevada concentración de carbamato presentes en las corrientes. Por tal motivo, se

prioriza la selección del material de las tuberías y la determinación de los diámetros nominales adecuados.

La elección del material resulta determinante para la integridad y vida útil del sistema. Al considerar las propiedades altamente corrosivas del medio, formado por mezclas de amoníaco, dióxido de carbono, carbamato y urea, se seleccionan aceros inoxidable de baja concentración de carbono, como el *AISI 316L* o el *AISI 304L*, debido a su excelente comportamiento frente a la corrosión por carbamatos y su resistencia a altas temperaturas.

Para corrientes de servicio, donde las condiciones son menos exigentes, pueden emplearse otros materiales como acero al carbono para el agua caliente, PVC o polietileno de alta densidad para agua fría. Sin embargo, el presente estudio se centra en las líneas correspondientes a la etapa de síntesis, que concentra el mayor caudal y las condiciones más críticas del proceso, siendo las más representativas para el dimensionamiento del sistema de transporte de fluidos.

Tuberías

Para seleccionar el diámetro de las cañerías es necesario conocer el caudal volumétrico y la velocidad del fluido. Según *McCabe, (1956)* se sugiere un máximo en la velocidad de flujo en el interior de las cañerías para lograr régimen turbulento donde la caída de presión debido al flujo es aceptable, para líquidos este valor es máximo 2 m/s mientras que para gases el máximo es de 24 m/s . Además, según la presión y temperatura de trabajo se pueden determinar el diámetro y el espesor de las tuberías. Para ello se utilizó la *ASME B31.1*. En la *Tabla 5.20* se resumen los valores obtenidos.

Tabla 5.20. Diámetros nominales de las cañerías para las corrientes de proceso principales.

Corriente	Diámetro Nominal	SCH
F4-L	1/2 "	40
F5-L	3/8 "	40
F6	4 "	80
F7	1/2 "	40
F14	1/2 "	40
F5-V	3/8 "	40
F3	4 "	80
N5	3 1/2 "	80
F8-L	3/8 "	40
F8-V	3/8 "	40
F15-L	2 1/2 "	80
F15	2 1/2 "	80

Por último, las cañerías destinadas a transportar fluidos de servicio se identifican pintándose en toda su longitud con los colores fundamentales establecidos en la norma *IRAM 2507*, en la *Figura 5.17* se detallan los colores según el tipo de fluido que transportan.

Elementos para la lucha contra el fuego (sistemas de rociado, bocas de incendio, agua de incendio, ignífugos, etc.)	Rojo
Vapor de agua	Naranja
Combustibles (líquidos y gases)	Amarillo
Aire comprimido	Azul
Electricidad	Negro
Vacío	Castaño
Agua fría	Verde
Agua caliente	Verde con franjas naranja

Figura 5.17. Colores de identificación para cañerías.

Fuente: Norma IRAM 2507.

Cálculo de consumo energético

Por último, resulta crucial calcular el consumo energético de una planta, la *Tabla 5.21* resumen todos los consumos estimados en las secciones anteriores.

Tabla 5.21. Consumos energéticos en la planta.

Equipo	Consumo energético [kW]
Compresores	234,80
Bombas	1.399,59
Torres de enfriamiento	106,80
Elevador de cangilones	14,19
Cinta transportadora	1,89
Total [kW]	1.757,27

Diagrama de flujo y balances de masa

A continuación, la *Figura 5.18* muestra el diagrama de la planta de urea, que tiene en cuenta las etapas de síntesis, concentración, evaporación, desorción e hidrólisis y los equipos auxiliares. La nomenclatura de los equipos es reportada en la *Tabla 5.22* y la *Tabla 5.23* contiene las propiedades y caudales de todas las corrientes involucradas.

Tabla 5.22. Nomenclatura de los equipos de la planta.

Nomenclatura	Equipo
A - 01	Absorbedor de baja presión
A - 02	Absorbedor atmosférico
B - 01	Bomba de amoníaco
B - 02	Bomba de A - 01
B - 03	Bomba de A - 02
B - 04	Bomba de la etapa de granulación
B - 05	Bomba hacia SC - 01
CC - 01	Compresor de dióxido de carbono
C - 01	Condensador de carbamato de alta presión
C - 02	Condensador de carbamato de baja presión
C - 03	Condensador de tanque flash
C - 04	Condensador
D - 01	Columna rectificadora
DH - 01	Desorbedor e hidrolizador
EY - 01	Eyector de amoníaco
EY - 02	Eyector de EV - 01
EY - 03	Eyector de EV - 02
EV - 01	Pre-Evaporador
EV - 02	Evaporador
MIX - 1 ... MIX - 6	Mezclador
R - 01	Reactor de urea
S - 01	Separador flash
S - 02	Scrubber
I - 01	
SC - 01	
ST - 01	Stripper

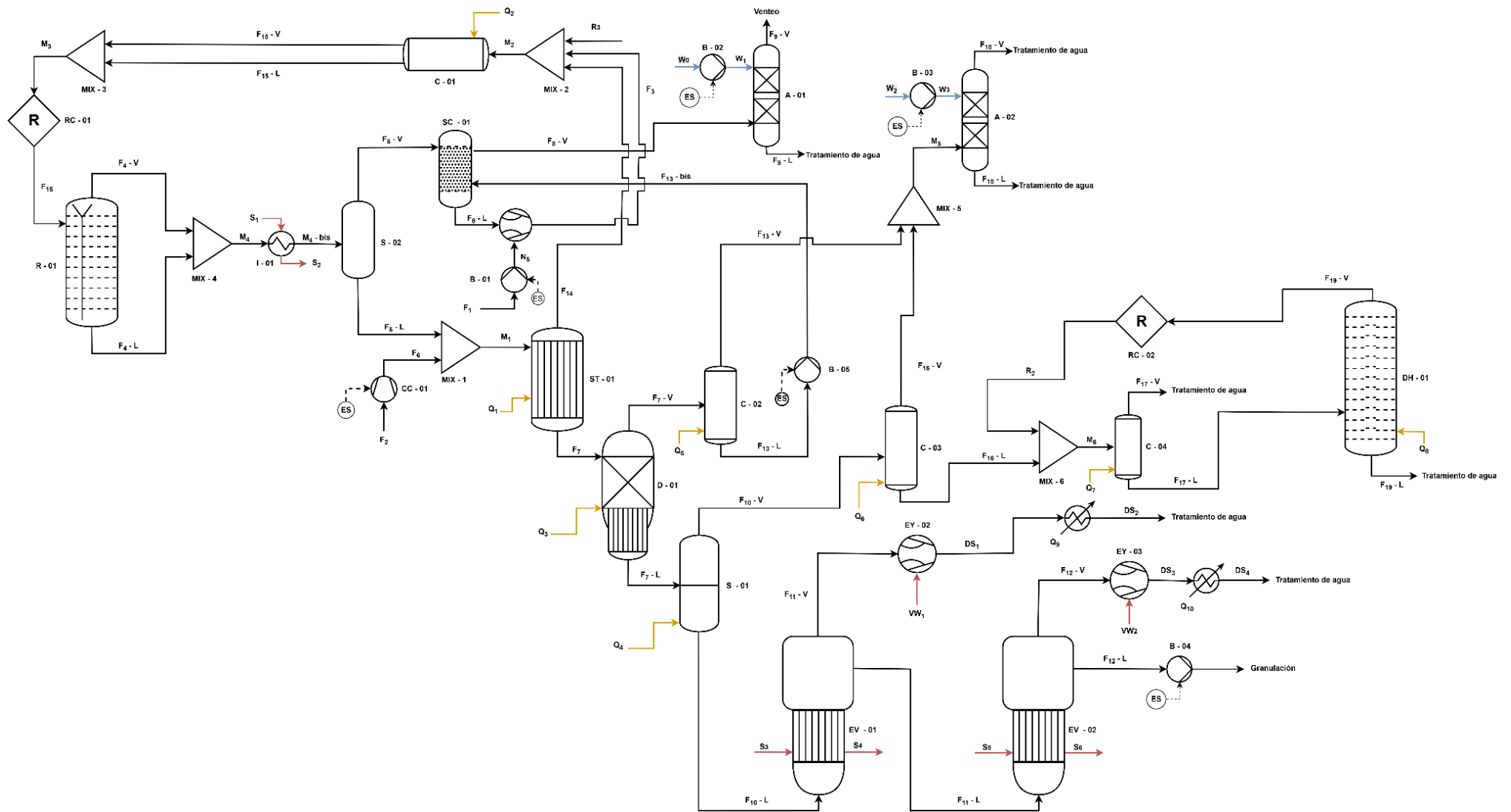


Figura 5.18. Diagrama de flujo de la planta.

Tabla 5.23. Caudales y propiedades (Parte 1).

Corriente	Propiedades				Composición [ton/hr]				
	Fracción de vapor	Temperatura [°C]	Presión [MPa]	Caudal másico [ton/hr]	Dióxido de carbono	Amoniaco	Agua	Urea	Carbamato de amonio
DS1	1,00	150,33	0,11	113,51	0,00	3,61	109,90	0,00	0,00
DS2	0,00	68,00	0,11	113,51	0,00	3,61	109,90	0,00	0,00
DS3	1,00	152,92	0,11	18,35	0,00	0,03	18,32	0,00	0,00
DS4	0,00	68,00	0,11	18,35	0,00	0,03	18,32	0,00	0,00
F1	0,00	27,00	2,50	97,50	0,00	97,50	0,00	0,00	0,00
F2	1,00	43,00	2,50	126,00	126,00	0,00	0,00	0,00	0,00
F3	0,00	57,75	15,00	110,38	0,21	99,69	1,65	0,00	8,84
F4-V	1,00	241,82	15,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
F4-L	0,00	241,82	15,00	290,01	0,00	16,08	61,01	172,01	40,90
F5-V	1,00	330,00	15,00	2,62	0,00	1,63	0,95	0,04	0,00
F5-L	0,00	330,00	15,00	287,39	0,00	14,45	60,06	171,97	40,90
F6	1,00	89,87	15,00	126,00	126,00	0,00	0,00	0,00	0,00
F7	0,00	241,00	15,00	248,87	4,51	11,94	52,28	171,96	8,18
F7-V	1,00	125,00	0,50	22,05	9,06	9,61	3,38	0,00	0,00
F7-L	0,00	125,00	0,50	226,82	0,06	5,90	48,90	171,96	0,00
F8-V	1,00	340,00	15,00	2,72	0,00	0,24	2,47	0,00	0,00
F8-L	0,41	319,00	15,00	12,88	0,21	2,19	1,65	0,04	8,80
F9-V	0,00	43,01	0,50	5,73	0,00	0,02	5,71	0,00	0,00
F9-L	0,04	104,00	0,50	2,27	0,00	0,22	2,05	0,00	0,00

Tabla 5.23. Caudales y propiedades (Parte 2).

Corriente	Propiedades				Composición [ton/hr]				
	Fracción de vapor	Temperatura [°C]	Presión [MPa]	Caudal másico [ton/hr]	Dióxido de carbono	Amoníaco	Agua	Urea	Carbamato de amonio
F10-V	1,00	150,00	0,50	3,93	0,06	2,26	1,61	0,00	0,00
F10-L	0,00	150,00	0,50	222,90	0,00	3,64	47,29	171,96	0,00
F10L-bis	0,44	140,00	0,04	222,90	0,00	3,64	47,29	171,96	0,00
F11-V	1,00	140,00	0,04	44,55	0,00	3,61	40,94	0,00	0,00
F11-L	0,00	140,00	0,04	178,34	0,00	0,03	6,34	171,96	0,00
F11L-bis	0,06	138,00	0,02	178,34	0,00	0,03	6,34	171,96	0,00
F12-V	1,00	138,00	0,02	3,39	0,00	0,03	3,36	0,00	0,00
F12-L	0,00	138,00	0,02	174,95	0,00	0,00	2,98	171,96	0,00
F13-V	1,00	71,00	0,50	9,08	3,89	4,97	0,21	0,00	0,00
F13-L	0,00	71,00	0,50	12,97	0,21	0,80	3,17	0,00	8,80
F13-bis	0,00	76,69	15,00	12,97	0,21	0,80	3,17	0,00	8,80
F14	1,00	241,00	15,00	164,52	139,94	16,79	7,78	0,01	0,00
F15	0,00	167,05	15,00	290,01	100,13	93,58	9,43	0,06	86,80
F15-V	1,00	167,05	15,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
F15-L	0,00	167,05	15,00	290,01	100,13	93,58	9,43	0,06	86,80
F16-V	1,00	44,00	0,50	1,49	0,03	1,44	0,02	0,00	0,00
F16-L	0,00	44,00	0,50	2,44	0,02	0,82	1,60	0,00	0,00
F17-V	1,00	64,00	0,50	0,73	0,02	0,68	0,03	0,00	0,00
F17-L	0,00	64,00	0,50	2,08	0,01	0,44	1,64	0,00	0,00
F18-V	1,00	43,01	0,10	4,04	3,89	0,00	0,15	0,00	0,00
F18-L	0,00	55,02	0,10	156,52	0,04	6,41	150,08	0,00	0,00

Tabla 5.23. Caudales y propiedades (Parte 3).

Corriente	Propiedades				Composición [ton/hr]				
	Fracción de vapor	Temperatura [°C]	Presión [MPa]	Caudal másico [ton/hr]	Dióxido de carbono	Amoníaco	Agua	Urea	Carbamato de amonio
F19-V	1,00	99,00	0,50	0,36	0,01	0,29	0,07	0,00	0,00
F19-L	0,00	99,00	0,50	1,71	0,00	0,14	1,57	0,00	0,00
Granulación	0,00	138,04	0,10	174,95	0,00	0,00	2,98	171,90	0,00
N5	0,00	96,00	15,40	97,50	0,00	97,50	0,00	0,00	0,00
M1	0,40	291,69	15,00	413,39	126,00	14,45	60,06	171,97	40,90
M2	0,04	170,00	15,00	289,92	144,08	127,57	9,42	0,05	8,80
M3	0,00	167,05	15,00	290,01	100,13	93,58	9,43	0,06	86,80
M4	0,00	226,07	15,00	290,01	0,00	16,08	61,01	172,01	40,90
M4-bis	0,02	330,00	15,00	290,01	0,00	16,08	61,01	172,01	40,90
M5	1,00	66,24	0,50	10,56	3,93	6,41	0,23	0,00	0,00
M6	0,15	49,10	0,50	2,81	0,03	1,11	1,66	0,00	0,00
R2	1,00	99,00	0,50	0,36	0,01	0,29	0,07	0,00	0,00
R3	0,00	86,60	15,00	15,02	3,93	11,09	0,00	0,00	0,00
S1	1,00	340,00	14,60	85,00	0,00	0,00	85,00	0,00	0,00
S2	0,00	339,62	14,60	85,00	0,00	0,00	85,00	0,00	0,00
S3	1,00	150,40	0,48	42,20	0,00	0,00	42,20	0,00	0,00
S4	0,04	150,32	0,48	42,20	0,00	0,00	42,20	0,00	0,00
S5	1,00	150,40	0,48	3,20	0,00	0,00	3,20	0,00	0,00
S6	0,06	150,32	0,48	3,20	0,00	0,00	3,20	0,00	0,00
VW1	1,00	175,00	0,70	69,00	0,00	0,00	69,00	0,00	0,00
VW2	1,00	175,00	0,70	15,00	0,00	0,00	15,00	0,00	0,00
W0	0,00	43,00	0,10	5,28	0,00	0,00	5,28	0,00	0,00
W1	0,00	43,04	0,50	5,28	0,00	0,00	5,28	0,00	0,00
W2	0,00	43,00	0,10	150,00	0,00	0,00	150,00	0,00	0,00

Por último, se verifica el balance de masa:

$$Entrada = F_1 + F_2 + R_3 + W_1 + W_2 + VW_1 + VW_2 + S_1 + S_3 + S_5 = 608,21 \text{ ton/hr}$$

$$Salida = DS_2 + DS_4 + F_{9V} + F_{9L} + F_{17V} + F_{18V} + F_{18L} + F_{19L} + Granulación + S_2 + S_4 + S_6 = 608,21 \text{ ton/hr}$$

Conclusión

El análisis desarrollado en este capítulo permitió consolidar la integración energética del proceso y la adecuada selección de los equipos auxiliares, aspectos indispensables para asegurar la eficiencia y la confiabilidad operativa de la planta de producción de urea granulada. El abordaje adoptado demuestra que la gestión racional de la energía y la correcta especificación de los equipos de servicio tienen un impacto directo sobre la viabilidad técnica y económica de una instalación química a escala industrial.

La aplicación del análisis *Pinch* permitió cuantificar el potencial de recuperación energética del sistema y definir un esquema de intercambio de calor al aprovechar de forma óptima la energía disponible en las corrientes de proceso. Este enfoque no solo permitió reducir la demanda de servicios auxiliares, sino también establecer criterios de diseño orientados a la sustentabilidad energética, y favorecer una operación más eficiente, con un menor costo asociado.

Por otra parte, en la selección de compresores, bombas, eyectores, torres de enfriamiento y calderas se consideraron las condiciones de operación de cada etapa del proceso. La incorporación del eyector *EY - 01* en la zona de síntesis aporta simplicidad y robustez al diseño, al facilitar la mezcla de amoníaco y carbamato de amonio sin requerir componentes mecánicos complejos. Estas decisiones de ingeniería además de asegurar el cumplimiento de las demandas térmicas y de transporte de fluidos, también brindan continuidad y estabilidad al funcionamiento de la planta.

En conjunto, los resultados alcanzados evidencian la importancia de integrar criterios termodinámicos, energéticos y de diseño mecánico dentro de una misma estrategia de ingeniería. El equilibrio logrado entre eficiencia, seguridad y sustentabilidad sienta las bases para su implementación a escala industrial, contribuye al desarrollo de procesos químicos más competitivos y responsables con el entorno energético y ambiental.

Referencias

4B Group. (s. f.). *Cangilones elevadores tipo B* [Página web]. Recuperado el [20 de octubre de 2025] de go4b.co.uk

AccuWeather. (s. f.). *Bahía Blanca, Buenos Aires, Argentina – January 2024 weather* [Página web]. Recuperado el [18 de octubre de 2025] de www.accuweather.com

Aspen Technology, Inc. (2011). *Aspen Plus Urea Synthesis Loop Model* (Version 2006.5). Bedford, MA: Aspen Technology, Inc. Recuperado el [18 de octubre de 2025]

ATTSU Térmica. (2016). *Calderas industriales* [Página web]. Recuperado el [20 de octubre de 2025] de www.attsu.com

ATTSU Térmica S.L.. (s. f.). *Calderas de aceite térmico modelo FT* [Catálogo PDF]. Recuperado el [20 de octubre de 2025] de www.attsu.com

Babcock & Wilcox. (2023). *E101-3240 Industrial Water-Tube Package Boilers*. Recuperado el [20 de octubre de 2025] de www.babcock.com

Babcock & Wilcox (B&W). (s. f.). *Package boilers* [Página web]. Recuperado el [20 de octubre de 2025] de www.babcock.com

Blanco, E. A. (2014). *Bloque III – Capítulo 12: Cintas transportadoras*. Universidad de Cantabria. Recuperado el [22 de octubre de 2025] de ocw.unican.es

CISA Sieving Technologies. (s. f.). *Tamizadoras vibratorias MultiDesk* [Página web]. Recuperado el [20 de octubre de 2025] de www.cisa.net

CRS. (2021). *Análisis pinch – Elaboración de curvas compuestas* [Archivo de vídeo]. YouTube. Recuperado el [7 de octubre de 2025] de www.youtube.com

Climate-Data.org. (s. f.). *Bahía Blanca, Argentina – Clima* [Página web]. Recuperado el [18 de octubre de 2025] de es.climatedata.org

Dow. (s. f.). *Calculadoras de fluidos de transferencia de calor*. Recuperado el [18 de octubre de 2025] de www.dow.com

Dow. (s. f.). *DOWTHERM™ A heat transfer fluid – Synthetic organic heat transfer fluid designed for liquid-phase and vapor-phase applications* [Página del producto]. Recuperado el [18 de octubre de 2025] de www.dow.com

Eastman Chemical Company. (s.f.). *Therminol® heat transfer fluids: Selection guide* (Cat. TF-8691). Recuperado el [20 de octubre de 2025] de www.therminol.com

HERMETIC - Lederle (s.f.). *Multistage canned motor pumps Model series CAM/CAM-Tandem*. [Folleto técnico]. Recuperado el [18 de octubre de 2025] de www.es.scribd.com

E.W. Gohl GmbH. (s. f.). *DT Line cooling tower brochure* [Folleto técnico]. Recuperado el [18 de octubre de 2025] de www.jacir-gohl.ro

GEA Bock GmbH. (2021). *HG / CO₂ compressors for CO₂ applications – GEA Bock CO₂ brochure (Publication No. 96481)* [Catálogo técnico]. Recuperado el [18 de octubre de 2025] de www.vap.rock.de

Gardner Denver Nash, LLC. (s. f.). *Technology of steam ejectors* [Página web]. Recuperado el [20 de octubre de 2025] de www.nashpumps.com

Grundfos. (2010). *Full control and full automation: The most modern hard coal fuelled power station in Poland relies on the Grundfos CIU 150 – the perfect communication interface for Profibus* (Case story No. 97670044_03.2010_EN). Grundfos A/S. Recuperado el [14 de octubre de 2025]

Grundfos. (2025). *CR, CRI, CRN 50 Hz IEC – Vertical multistage centrifugal pumps: Data booklet* (Publication No. 99301179_06.2025_CR DB_GB). Grundfos Holding A/S. Recuperado el [14 de octubre de 2025]

Grundfos. (s.f.). *NB, NBE, NK, NKE: Bombas monobloc de aspiración axial según EN 733, 50 Hz* [Catálogo técnico]. Grundfos Holding A/S. Recuperado el [13 de octubre de 2025]

HERMETIC-Pumpen GmbH. (s. f.). *High-pressure* [Página de producto]. Recuperado el [18 de octubre de 2025] de www.hermetic-pumpen.com

HERMETIC-Pumpen GmbH. (2021, junio). *Series Information – CAM / CAM Tandem E-Line (E/06/2021)* [Catálogo técnico]. Recuperado el [18 de octubre de 2025] de www.media.hermetic-pumpen.com

Instituto Argentino de Normalización y Certificación (IRAM). (2019). *IRAM 2407: Identificación de cañerías*. Recuperado el [21 de octubre de 2025] de exactas.uba.ar

LEWA GmbH. (s. f.). *Bomba centrífuga con motor encapsulado NIKKISO NON-SEAL* [Página de producto]. Recuperado el [18 de octubre de 2025] de www.lewa.com

McCabe W.L., Smith C. J., Harriot P., (1956). *Unit operations of chemical engineering*, seventh edition. International Edition 2005. McGraw-Hill Companies Inc., 1221 Avenue of the Americas, New York, NY 10020.

Multitherm LLC. (2025). *MultiTherm 660® heat transfer fluid: Physical properties* [Página web]. Recuperado el [20 de octubre de 2025] de www.multitherm.com

Multitherm LLC. (2025). *MultiTherm 660® Heat Transfer Fluid*. Recuperado el [20 de octubre de 2025] de www.multitherm.com

NASH. (s. f.). *Tecnología de los sistemas eyectores de vapor*. Recuperado el [18 de octubre de 2025] de www.nashpumps.com

Rossi, C. (2021). *Análisis PINCH: Herramienta práctica para la eficiencia térmica en procesos, reducción de costos e impacto ambiental*. CECACIER-GEORED. Recuperado el [7 de octubre de 2025] de www.cecacier.org

Technosilos. (s. f.). *Criba para la industria agroalimentaria oscilante / para polvos / autolimpiante* [Página web]. Recuperado el [20 de octubre de 2025] de www.directindustry.es

The American Society of Mechanical Engineers. (2011). *Tabla de presiones de trabajo admisible según ANSI/ASME B31.1*. En *Código ASME para tuberías a presión, B31.1*. The American Society of Mechanical Engineers.

Walas, S. M. (1990). *Chemical process equipment: Selection and design*. Butterworth-Heinemann. Recuperado el [18 de octubre de 2025].

WeatherSpark. (s. f.). *Clima promedio en Bahía Blanca, Argentina durante todo el año* [Página web]. Recuperado el [18 de octubre de 2025] de es.weatherspark.com

Weather Atlas. (s. f.). *Weather Atlas | Global weather forecast and climate information* [Página web]. Recuperado el [18 de octubre de 2025] de www.weather-atlas.com



Universidad Nacional de Mar del Plata
Facultad de Ingeniería
Departamento de Ingeniería Química

**DISEÑO DE UNA PLANTA DE
PRODUCCIÓN
DE UREA GRANULADA**

CAPÍTULO 6

ANÁLISIS ECONÓMICO



2025

Resumen ejecutivo

En este capítulo se desarrolla el análisis económico del proyecto, con el objetivo de evaluar su factibilidad a partir de los ingresos, los costos y los indicadores de rentabilidad. Se consideran los costos de inversión, operación y los ingresos anuales por ventas, lo que permite estimar la rentabilidad del proyecto y determinar su viabilidad.

La planta de urea granulada presenta una capacidad de producción de 1.300.000 *ton/año*, con un precio de venta estimado de 480 *USD/ton*, por lo que los ingresos son del orden de 624.000.000 *USD/año*. Los costos variables totales ascienden a 400.839.693 *USD/año*, compuestos principalmente por los costos variables asociados al consumo de amoníaco y dióxido de carbono, que representan el 90,80% del total. Los costos fijos totales se estiman en 38.428.464 *USD/año*, e incluyen depreciación, seguros, impuestos, investigación y desarrollo, y comercialización.

La inversión total inicial se calcula en 304.995.383 USD, correspondiente a la inversión fija, el terreno y el capital de trabajo. Con base en estos datos, se construyó el flujo de caja del proyecto para 20 años de vida útil, se consideró una tasa impositiva del 35% y una *Tasa de Retorno Mínima Aceptable (TRMA)* del 25%, acorde al costo de oportunidad del capital para proyectos industriales de magnitud similar.

Los indicadores financieros obtenidos muestran resultados favorables. El *Valor Presente (VP)* fue de 209.658.511 USD, lo que evidencia que los flujos de caja descontados superan ampliamente la inversión inicial. La *Tasa Interna de Retorno (TIR)* alcanzó el 42,38%, valor significativamente superior a la *TRMA*, confirmando la alta rentabilidad del proyecto. Asimismo, el *Tiempo de Repago (TR)* se estimó un año y ocho meses, lo que implica una recuperación prácticamente inmediata de la inversión inicial, fortaleciendo la viabilidad económica de la planta.

El análisis de sensibilidad demostró que las variables más críticas para la rentabilidad son el precio de venta de la urea y el costo del amoníaco. Incrementos del 39% en el precio del amoníaco o del 59% en el dióxido de carbono reducen la TIR por debajo del valor mínimo aceptable, al igual que una disminución del 14% en el precio de venta del producto o un aumento del 500% en la inversión fija. Esto evidencia la importancia de implementar estrategias de abastecimiento eficientes y mecanismos de cobertura que aseguren la estabilidad económica del proyecto frente a la volatilidad del mercado.

Finalmente, se proyecta que la puesta en marcha de la planta demandará aproximadamente 36 meses, incluyendo las etapas de ingeniería, construcción, montaje y optimización inicial. En función de los resultados obtenidos, se concluye que el proyecto es rentable y de rápida recuperación, representa una oportunidad estratégica para fortalecer la producción nacional de fertilizantes y reducir la dependencia de las importaciones. Se recomienda su avance hacia etapas posteriores de desarrollo y evaluación detallada.

Introducción

Como se analizó en el *Capítulo 1*, la producción y el consumo de urea granulada han experimentado un crecimiento sostenido tanto a nivel local como global, impulsado por el aumento demográfico y la consecuente necesidad de incrementar la productividad agrícola. Este contexto ha fortalecido la demanda de fertilizantes nitrogenados, entre los cuales la urea se destaca por su elevada concentración de nutrientes, su bajo costo y su versatilidad de aplicación en múltiples industrias.

En Argentina, la demanda de urea supera la capacidad de producción nacional, lo que ha generado una dependencia estructural de las importaciones provenientes de países como Egipto, Argelia y Omán. Esta situación expone al mercado local a la volatilidad de los precios internacionales y a restricciones logísticas y geopolíticas. A pesar de la existencia de la planta de *Profertil* en Bahía Blanca, la oferta actual resulta insuficiente para abastecer el mercado interno, por lo que la instalación de una nueva planta de producción se presenta como una oportunidad estratégica para reducir la dependencia externa y garantizar la seguridad de suministro de fertilizantes.

El proyecto de instalación de una planta de producción de urea granulada a partir de gas natural en el *Parque Industrial Ingeniero White*, en Bahía Blanca, se justifica por factores técnicos, económicos y logísticos. La ubicación ofrece ventajas competitivas decisivas: un suministro constante y de bajo costo de gas natural proveniente de *Vaca Muerta*, infraestructura portuaria de gran escala que facilita la exportación del excedente hacia Brasil, y conexiones terrestres estratégicas con las principales zonas agrícolas del país.

Además, el análisis de mercado presentado en el *Capítulo 1* evidencia que la tendencia de crecimiento de la demanda de urea se mantendrá en las próximas décadas, particularmente en América del Sur, donde Brasil y Argentina lideran el consumo regional. En este contexto, la nueva planta no solo permitirá abastecer la creciente demanda local, sino también posicionar a Argentina como un exportador competitivo dentro del Mercosur, y fortalecer la integración regional.

Desde el punto de vista económico, la disponibilidad del gas natural como materia prima principal, a un costo competitivo en comparación con los mercados internacionales, y el aprovechamiento de la infraestructura existente en Bahía Blanca reducen significativamente los costos de inversión y operación. Asimismo, el proyecto promueve la sustitución de importaciones, la creación de empleo local y el desarrollo industrial sustentable, en concordancia con los objetivos de expansión del sector energético nacional.

En síntesis, la inversión en esta planta representa una respuesta concreta a la creciente demanda de urea granulada, a la necesidad de fortalecer la producción nacional y a la conveniencia de aprovechar los recursos energéticos y logísticos disponibles en el país. Su puesta en marcha permitirá incrementar la autosuficiencia en la provisión de fertilizantes, mejorar la competitividad del sector agroindustrial argentino y consolidar la posición del país como referente regional en la producción de urea granulada. En la *Tabla 6.1* se muestran los porcentajes de producción del proyecto para los primeros 20 años.

Tabla 6.1. Porcentaje de producción de la planta para los 20 años de vida útil.

Año	1	2	3 a 20
Capacidad	90%	95%	100%
Producción urea [ton/año]	1.170.000	1.235.000	1.300.000

Costos de inversión (Capex)

El *CAPEX* (*Capital Expenditure*) corresponde a la inversión total en activos fijos y capital de trabajo requerida para llevar adelante un proyecto industrial. Este valor refleja la magnitud del desembolso económico necesario para construir las instalaciones, adquirir los equipos y garantizar el inicio de las operaciones. Su correcta estimación permite determinar la viabilidad técnica y económica del emprendimiento.

El capital de inversión total (I_T) se divide en dos componentes principales: la inversión fija total (I_{FT}) y la inversión en capital de trabajo (I_W), de acuerdo con la *Ecuación 6.1*.

$$I_T = I_{FT} + I_W \quad \textbf{Ecuación 6.1.}$$

Dicha inversión puede financiarse con capital propio, créditos de organismos financieros o créditos de proveedores.

Inversión Fija Total (I_{FT})

La inversión fija total agrupa todos los costos asociados a la adquisición y puesta en marcha de los activos tangibles del proyecto. Comprende los siguientes elementos:

- *Equipos principales* (I_E): valor de los equipos fundamentales del proceso junto con los costos de instalación
- *Infraestructura*: incluye obras civiles, edificios e instalaciones auxiliares necesarias para el funcionamiento del sistema
- *Terreno* ($I_{terreno}$): corresponde al valor del predio donde se construirá la planta industrial

Uno de los métodos más difundidos para estimar la inversión fija es el *método de los factores de Chilton*, el cual permite evaluar tanto los costos directos como los indirectos a partir del costo de los equipos instalados. Este enfoque se basa en coeficientes empíricos obtenidos de datos industriales, que ofrecen una aproximación con un margen de error del orden del 10 - 15%.

Sin embargo, es importante tener en cuenta que, al tratarse de un método empírico, puede generar desviaciones significativas respecto a los costos reales, ya que los factores tabulados no siempre representan con precisión las condiciones específicas de cada proyecto. Por esta razón, resulta recomendable complementar esta estimación con métodos alternativos cuando se disponga de información más detallada.

La *Ecuación 6.2* se utiliza para calcular la inversión fija total (I_{FT}) y la *Ecuación 6.3* define el cálculo de la inversión fija (I_F). Los factores se estiman según lo reportado en la *Tabla 6.2*.

$$I_{FT} = I_F + I_{terreno} \quad \textbf{Ecuación 6.2.}$$

$$I_F = I_E \cdot (1 + \sum f_i) \cdot (1 + \sum f_{ij}) \quad \textbf{Ecuación 6.3.}$$

Donde:

- | | |
|---|--|
| • I_F : inversión fija | • f_i : factor de costos directos |
| • I_E : inversión en equipos principales instalados | • f_{ij} : factor de costos indirectos |
| | • $I_{terreno}$: valor del terreno |

Tabla 6.2.. Método de estimación por factores.

Inversión Directa (f_i)		
Tuberías de proceso (f_1)	Proceso de sólidos	0,07 – 0,10
	Proceso mixto	0,10 – 0,30
	Proceso de fluidos	0,30 – 0,60
Instrumentación (f_2)	Control poco automatizado	0,02 – 0,05
	Control parcialmente automatizado	0,05 – 0,10
	Control complejo, centralizado	0,10 – 0,15
Edificios de fabricación (f_3)	Construcción abierta	0,05 – 0,20
	Construcción semiabierta	0,20 – 0,60
	Construcción cerrada	0,60 – 1,00
Plantas de servicios (f_4)	Escasa adición a las existentes	0,00 – 0,05
	Adición considerable a las existentes	0,05 – 0,30
	Plantas de servicio totalmente nuevas	0,25 – 1,00
Conexiones entre unidades (f_5)	Entre las unidades de servicios	0,00 – 0,05
	Entre unidades de proceso separadas	0,05 – 0,15
	Entre unidades de procesos dispersas	0,15 – 0,25
Inversión Indirecta (f_{ij})		
Ingeniería y construcción (f_{11})	Ingeniería inmediata	0,20 – 0,35
	Ingeniería compleja	0,35 – 0,50
Factores de tamaño (f_{12})	Unidad comercial grande	0,00 – 0,05
	Unidad comercial pequeña	0,05 – 0,15
	Unidad experimental	0,15 – 0,35
Contingencias (f_{13})	De la compañía	0,10 – 0,20
	Variaciones imprevistas	0,20 – 0,30
	Procesos exploratorios	0,30 – 0,50

Tuberías de proceso (f_1): aunque en la etapa de granulación se obtiene urea sólida, esta no se transporta por tuberías por lo tanto, se seleccionó *procesos de fluidos*.

Instrumentación (f_2): se adopta un *sistema de control centralizado* de alta complejidad, adecuado para un proceso continuo de gran escala.

Edificios de fabricación (f_3): este factor contempla los costos de mano de obra, materiales y suministros destinados a la construcción de las edificaciones que conforman la planta productiva. En este caso, no se aplica el método de los factores de Chilton, ya que se dispone del costo de edificación.

Plantas de servicios (f_4): el proceso requiere servicios de agua, aire comprimido, electricidad y gas. En este caso, como no se cuenta con un costo de construcción de las plantas de tratamiento de efluentes y de desalinización de agua, se estima este factor como una *planta de servicio totalmente nueva*.

Conexiones entre unidades (f_5): la disposición separada de las distintas unidades de proceso facilita el mantenimiento, reduce riesgos operativos y mejora las condiciones de seguridad. En consecuencia, se considera conveniente mantener cierta *separación entre etapas* por razones operativas y de seguridad.

Ingeniería y construcción (f_{11}): este factor incluye los costos asociados a la administración, la ingeniería de detalle, los servicios técnicos y las tareas de supervisión durante la construcción y puesta en marcha. Dado que se trata de un proceso continuo, se seleccionó *ingeniería compleja*.

Factores de tamaño (f_{12}): la mayoría de los equipos posee dimensiones considerables, por lo cual la planta se clasifica como *unidad comercial de gran escala*, aplicándose el factor correspondiente a esta categoría.

Contingencias (f_{13}): este factor representa una previsión destinada a cubrir posibles desviaciones en los costos estimados, es por esto que se eligió *variaciones imprevistas*.

Finalmente, la *Tabla 6.3* presenta el resumen de los factores directos e indirectos aplicados en el presente estudio, a partir de los cuales se determina el valor de la inversión fija.

Tabla 6.3. Cálculo de la inversión fija (I_F).

I_E (equipos + instalación) [USD]			61.170.384
Componentes directos	Tipo de componente	f_i	Valor [USD]
Tuberías de Proceso (f_1)	Proceso de fluidos	0,45	-
Instrumentación (f_2)	Control complejo, centralizado	0,125	-
Edificación (f_3)	Costo de construcción por m ² informado por la consultora <i>LEARISK</i> (construcción tipo 4)	-	11.112.079
Plantas de servicios (f_4)	Planta de servicios totalmente nueva	0,625	-
Conexiones entre unidades (f_5)	Entre unidades de procesos separadas	0,10	-
Componentes indirectos	Tipo de componente	f_{ij}	Valor [USD]
Ingeniería y construcción (f_{11})	Ingeniería compleja	0,425	-
Factores de tamaño (f_{12})	Unidad comercial grande	0,025	-
Contingencias (f_{13})	Variaciones imprevistas	0,25	-
Inversión fija (I_F) [USD]			258.066.738

A continuación, en las secciones *Costo de equipos* y *Terreno* se explica el cálculo de la inversión en equipos y el costo del terreno.

Costo de equipos (I_E)

La inversión en equipos constituye uno de los componentes más relevantes para la evaluación económica del proyecto, dado que integra el costo de adquisición de los equipos principales y su instalación. Para las estimaciones presentadas se consideraron seguros, fletes e impuestos hasta el puerto de destino, estimado como un 30% más por sobre el valor del FOB (*free on board*). Debido a la

ausencia de datos precisos y por tratarse de un proceso complejo con equipos importados, se adoptó un aporte adicional del 46% sobre el costo de equipos para representar el costo de instalación.

Con el objetivo de expresar los valores vigentes al año 2025, los costos fueron actualizados mediante índices reconocidos en ingeniería química. Se utilizó el *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*, que permite ajustar precios históricos al considerar la evolución de materiales, mano de obra y otros factores vinculados a la construcción y fabricación de plantas químicas.

En la *Figura 6.1* se presenta la variación anual del índice *CEPCI* desde 2001 hasta 2025, elaborada a partir de los datos de *Towering Skills (2025)*. La serie evidencia un incremento general del índice a lo largo del periodo, con un crecimiento más pronunciado a partir de 2020, lo cual justifica la actualización de costos históricos para obtener estimaciones representativas en el contexto económico actual.

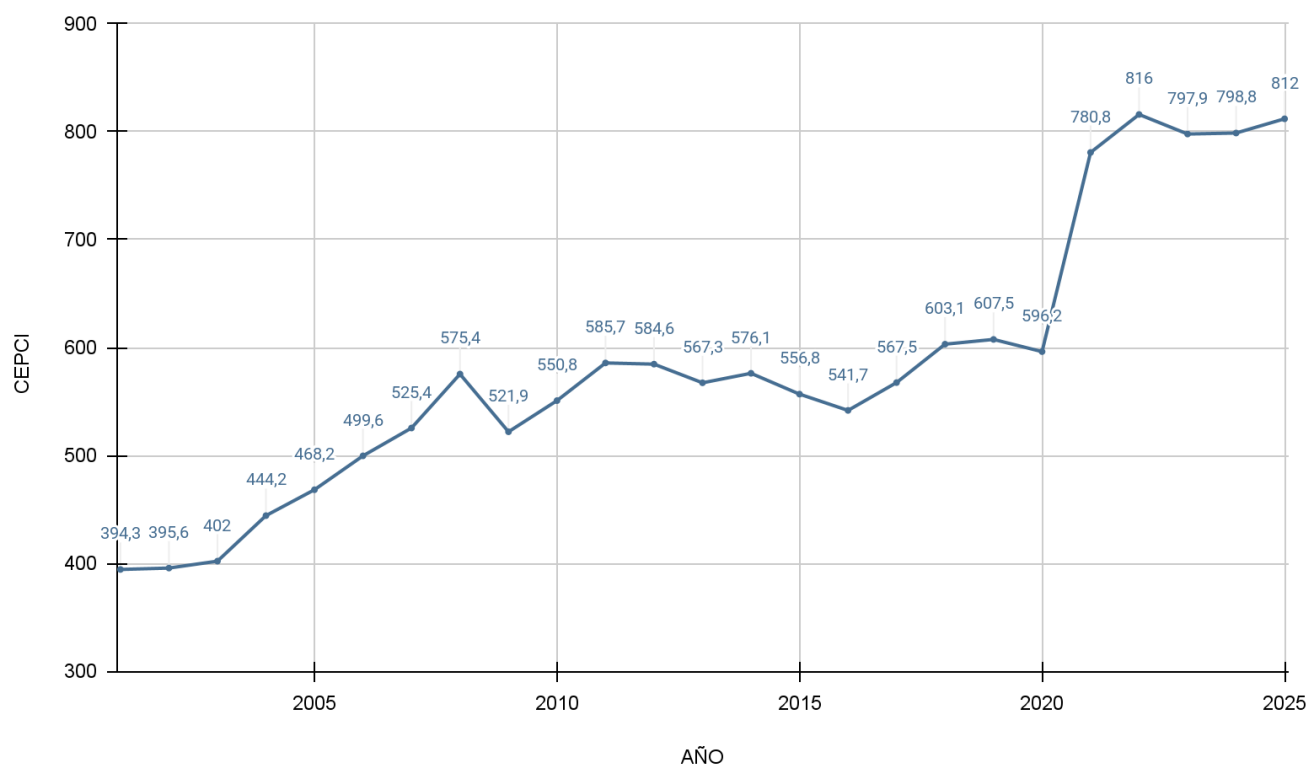


Figura 6.1. Variación del índice *CEPCI* hasta el 2025.

En la *Figura 6.2* se muestra la estructura de costos de los equipos instalados. En dicha gráfica sintetiza la contribución relativa de cada equipo al costo total instalado. Los equipos con mayor aporte al costo instalado son: el reactor (14,90%), las calderas (11,20%), las torres de enfriamiento (10,60%) y los compresores (10,60%). Estos representan una fracción significativa del presupuesto de equipos, por lo que constituyen los principales focos para análisis de optimización.

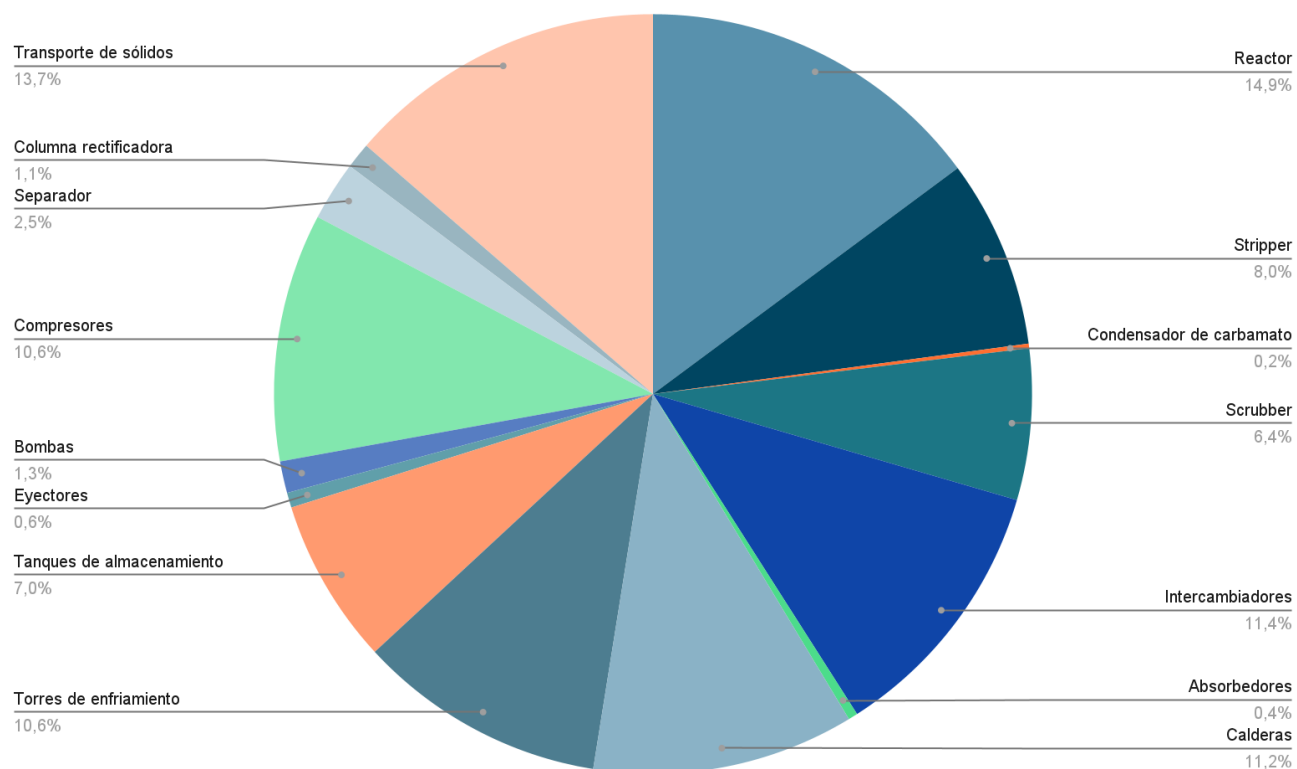


Figura 6.2. Estructura de costos de los equipos instalados.

La *Tabla 6.4* resume los costos individuales de cada equipo, el total sin instalar y el total instalado. En las secciones siguientes se detalla la metodología y las fuentes empleadas para estimar el costo de cada equipo principal, así como las suposiciones asociadas a materiales, modelos y factores de corrección aplicados.

Tabla 6.4. Resumen de los costos de equipos.

Equipo	Precio [USD]
Reactor	5.165.891
Stripper	2.786.157
Condensador de carbamato	67.538
Scrubber	2.235.386
Intercambiadores	3.978.089
Absorbedores	139.175
Calderas	3.882.899
Torres de enfriamiento	3.682.746
Tanques de almacenamiento	2.449.644
Eyectores	221.342
Bombas	469.197
Compresores	3.670.279
Separador	878.357
Columna rectificadora	382.772
Transporte de sólidos	4.746.427
Total sin instalar [USD]	34.755.900
Total instalado [USD]	61.170.384

Absorbedores

La planta de producción de urea granulada cuenta con dos absorbedores, el primero es el absorbedor de baja presión (A - 01) que opera a 5 bar y temperaturas de salida de 300 °C y el segundo es el absorbedor atmosférico (A - 02) con temperaturas de salida de 150 °C. En esta sección se determinarán los costos de ambos equipos según lo reportado en *Scribd*, (2004).

En la bibliografía mencionada, se estima el precio de una torre de absorción vertical, construida en acero inoxidable 304 L, que opera a 5 atm y 60 °C con un volumen de $9,38 \text{ m}^3$. Para este equipo, se estima un costo de 30.938 USD para el año 2004. Se resumen, en la *Tabla 6.5*, los factores de corrección más utilizados para este tipo de equipos que contemplan: material de construcción, presión y temperatura de operación y tipo de empaque según lo reportado en *Peters & Timmerhaus*, (2003).

La fórmula que se utilizará para estimar el costo de ambos equipos para 2025 se observa en la *Ecuación 6.4*.

$$C_{corr} = C_{costo\ base} \cdot \left(\frac{V_2}{V_1}\right)^{0,65} \cdot \frac{CEPCI\ 2025}{CEPCI\ 2004} \cdot F_m \cdot F_p \cdot F_t \cdot F_r \quad \textbf{Ecuación 6.4}$$

Tabla 6.5. Factores de corrección para torres de absorción.

Tipo de corrección	Condición del caso	Factor
Material de construcción (F_m)	Acero inoxidable 316L	1,15 - 1,25
	Acero al carbono revestido	1,30 - 1,50
	Titanio	2,50 - 3,0
Presión de operación (F_p)	Hasta 10 bar	1,05
	Hasta 25 bar	1,15
	Hasta 50 bar	1,25 - 1,35
Condiciones térmicas (F_t)	Hasta 120 °C	1,05
	>150 °C	1,15
Tipo de relleno (F_r)	Empaque metálico o cerámico	1,10 - 1,25

A continuación, en la *Tabla 6.6* se resumen los valores base de la torre de absorción reportados en *Scribd*, (2004), los parámetros para los dos equipos a dimensionar y los factores a utilizar.

Tabla 6.6. Resumen de los factores de corrección a utilizar.

Parámetro	Caso base	A - 01	A - 02
Volumen [m^3]	9,38	0,50	15,78
Material	Acero inoxidable 304 L	Acero inoxidable 316 L $F_m = 1,20$	Acero inoxidable 316 L $F_m = 1,20$
Presión [bar]	5	5 $F_p = 1$	1 $F_p = 1,05$
Temperatura [$^{\circ}C$]	60	> 150 $F_t = 1,15$	150 $F_t = 1,15$
Tipo de relleno	Empaque plástico	Empaque metálico $F_r = 1,10$	Empaque metálico $F_r = 1,10$

Por último, al utilizar el $CEPCI\ 2004 = 444,20$ y el $CEPCI\ 2025 = 812$ se obtienen los costos corregidos para ambos equipos, los resultados obtenidos se reportan en la *Tabla 6.7*.

Tabla 6.7. Resumen de los resultados obtenidos.

Equipo	Tipo	Precio [USD]
Absorbedor LP	A - 01	12.769
Absorbedor atmosférico	A - 02	126.406
Total [USD]		139.175

Método Towler & Sinnott

En este método se aproxima el costo mediante la *Ecuación 6.5*, la cual utiliza una serie de parámetros que son reportados según el equipo a utilizar.

$$C = a + b \cdot S^n \quad \textbf{Ecuación 6.5}$$

Donde

- a y b : son parámetros específicos de cada equipo
- S : es el parámetro característico
- n : factor costo capacidad

Luego, en la *Tabla 6.8* se resumen los parámetros utilizados para los equipos que fueron estimados mediante este método y el costo actualizado al año 2025.

Tabla 6.8. Resumen de parámetros utilizados

Equipo	a	b	S	n	Precio [USD]
Columna rectificadora	97.000	2.800	630,50	0,65	382.772
Separador flash	97.000	2.800	2.963	0,65	878.357

Software Matches

Matches es una herramienta en línea que permite estimar el costo de equipos industriales a partir de métodos de correlación empírica. La plataforma utiliza modelos de cálculo basados en datos históricos y escalados por capacidad, presión de operación, material de construcción y otros parámetros relevantes.

El sitio proporciona un costo base de referencia y aplica factores de corrección según las condiciones de diseño ingresadas por el usuario, obteniéndose así un valor aproximado del costo actualizado del equipo para el año 2014. Las *Tablas 6.9* y *6.10* resumen los costos actualizados al año 2025 para los equipos auxiliares y todos intercambiadores de calor respectivamente.

Tabla 6.9. Resumen de los costos para los equipos auxiliares.

Equipo	Tipo	Precio [USD]
Caldera	ATTSU con fluido térmico	666.612
	Babcock de vapor sobrecalentado	3.216.287
Torres de enfriamiento	Modelo 12/77 ZB (3 unidades)	3.682.746
Cinta transportadora	Cerrada	266.955
Compresor	HGX46/440-4 ML CO ₂ T, 58,7 kW	3.670.279

Tabla 6.10. Resumen de los costos para los intercambiadores de calor.

Equipo	Tipo	Precio [USD]
1	Tubo y coraza con cabezal flotante	358.399
2	Tubo y coraza con cabezal flotante	70.474
3	Tubo y coraza con cabezal flotante	81.138
4	Evaporador de vacío	668.733
5	Evaporador de vacío	2.063.073
6	Doble tubo	2.318
7	Doble tubo	4.636
8	Tubo y coraza con cabezal flotante	420.373
9	Doble tubo	6.027
10	Tubo y coraza con cabezal flotante	57.338
11	Doble tubo	83.456
12	Doble tubo	4.946
13	Doble tubo	144.349
14	Doble tubo	4.482
15	Doble tubo	3.709
16	Doble tubo	4.636
Total [USD]		3.978.089

Correlación de Woods

El método propuesto por *Donald R. Woods*, (2007) se basa en correlaciones empíricas que permiten estimar el costo de equipos de proceso a partir de un costo base y factores de escala. Su aplicación resulta especialmente útil en etapas de diseño preliminar o de factibilidad, donde no se dispone de presupuestos detallados de cada componente.

Eyectores

El costo de los eyectores se estimó al aplicar la *Ecuación 6.6*, correspondiente a un sistema de eyector de vapor de una sola etapa. Dicha correlación permite calcular el costo base a partir del caudal total de vapor y la presión de succión del equipo.

$$C_{\text{costo corr}} = C_{\text{costo base}} \cdot \left(\frac{m/P_{\text{abs}}}{10} \right)^{0,45} \cdot \frac{CEPCI \text{ 2025}}{CEPCI \text{ 2003}} \quad \text{Ecuación 6.6}$$

Donde m es el caudal total a la salida del eyector en $[kg/hr]$ y P_{abs} es la presión de succión en $[kPa]$. El modelo establece un costo base de referencia de 4.750 USD para una relación $m/P_{abs} = 10$. Cada eyector se calculó individualmente según su caudal y presión de succión específica, los resultados obtenidos se resumen en la *Tabla 6.11*.

Tabla 6.11. Resultados del costo de los eyectores.

Eyector	Caudal $[kg/h]$	Succión $[kPa]$	Relación	Precio $[USD]$
EY-01	110.400	15.000	7,36	8.358
EY-02	113.600	35	3.245,71	129.453
EY-03	18.390	15	1226,00	83.530
Total $[USD]$				221.342

Bombas

El costo de las bombas se estimó al emplear las correlaciones reportadas por *Woods (2007)* en el apartado correspondiente a equipos rotativos. Cada bomba cuenta con un costo base tabulado para una determinada potencia, al que se le aplica un factor de escala en función de la potencia del motor instalada, según la *Ecuación 6.7*.

$$C_{\text{costo corr}} = C_{\text{costo base}} \cdot \left(\frac{P}{P_{\text{base}}} \right)^n \cdot \frac{CEPCI\ 2025}{CEPCI\ 2003} \quad \text{Ecuación 6.7}$$

Donde P es la potencia del motor $[kW]$ y n el exponente de escala característico para cada bomba. En la *Tabla 6.12* se resumen los parámetros utilizados y los costos obtenidos.

Tabla 6.12. Resumen de los parámetros y costos de las bombas.

Equipo	Nombre	P $[kW]$	P_{base} $[kW]$	n	Precio $[USD]$
Arreglo de 2 bombas en serie. Lederle Hermetic CAM-Tandem	B1	530,80	300	0,48	95.225
Grundfos NK 32-200/206	B2	3,80	0,80	0,11	15.229
Grundfos NK 80-315/305	B3	14,80	0,80	0,11	17.686
Grundfos CRN 125-5	B4	9,80	0,80	0,11	16.902
Arreglo de 5 bombas en serie. NIKKISO Non-Seal X32	B5	51,11	19	1,10	269.942
Grundfos NK 150-250/238	B6, B7 y B8	18	0,80	0,11	54.213
Total $[USD]$					469.197

Etapas de síntesis y torre de prilling

Los equipos correspondientes a la etapa de síntesis y la torre de *prilling* presentan características constructivas específicas por lo que no es representativo estimar sus costos mediante los métodos generales disponibles en bibliografía, como los de *Woods, (2007)* o *Peters & Timmerhaus, (2003)*. Estos equipos, por su diseño particular y tecnología asociada al proceso de producción de urea, no se encuentran incluidos en los listados habituales de correlaciones de costos para equipos estándar.

Por esta razón, se estiman sus costos a partir de los valores reportados en *Ureality, (2024)*, al corregir por capacidad y actualizar en valor al año actual (ver *Ecuación 6.8*), se obtiene una aproximación más representativa de los valores reales de los equipos.

$$C_{\text{costo corr}} = C_{\text{costo base}} \cdot \left(\frac{\text{Capacidad real}}{\text{Capacidad base}} \right)^{0,65} \cdot \frac{\text{CEPCI 2025}}{\text{CEPCI 2024}} \quad \text{Ecuación 6.8}$$

De esta forma, se obtuvieron valores actualizados para el reactor de síntesis, condensadores, separadores y torre de prilling, asegurando una estimación coherente con la capacidad de diseño de la planta y las condiciones tecnológicas más recientes reportadas en la bibliografía especializada. La *Tabla 6.13* resume los valores obtenidos.

Tabla 6.13. Resumen de los costos estimados para el año 2025.

Equipo	Precio base [USD]	Precio [USD]
Reactor	2.205.773	5.165.891
<i>Stripper</i>	1.189.655	2.786.157
<i>Scrubber</i>	954.483	2.235.386
Granulador	1.293.103	3.028.432

Tanques de almacenamiento

Los tanques de almacenamiento de materia prima se dimensionaron con el objetivo de disponer de una capacidad equivalente a un día de urea, de manera de contemplar eventuales interrupciones o imprevistos en las plantas proveedoras de amoníaco y dióxido de carbono. El almacenamiento de la urea granulada, por su parte, se desarrolla en la sección *Transporte de sólidos*.

A partir de los caudales y densidades obtenidos de la simulación en *UniSim Design*, se determinó el volumen requerido para cada tanque. Dado que ambos presentan volúmenes similares, los costos se estimaron a partir del presupuesto de referencia disponible en *CIMC Chonto, (2024)*, corregido por la capacidad específica de cada equipo mediante un factor de escala. La *Tabla 6.14* resume los volúmenes calculados y los costos estimados para cada tanque.

Tabla 6.14. Resultados obtenidos.

Tanque	NH_3	CO_2
Caudal [ton/hr]	84,16	108,74
Densidad [ton/m ³]	0,6161	0,8253
Volumen [m ³]	3.278	3.162
Precio [USD]	1.237.071	1.212.573

Transporte de sólidos

Previo a estimar los costos de esta sección se debieron dimensionar los equipos asociados a la etapa de transporte, para ello se tomó como referencia la logística operativa de *Profertil S.A.* En dicha instalación, toda la comercialización se realiza a granel, tanto por vía terrestre como marítima, debido a que la planta envasadora se encuentra en *General San Martín*. En concordancia con este esquema y dado que el alcance del presente proyecto se limita a la planta de producción, se decidió adoptar una comercialización a granel, prescindiendo del envasado en origen.

La planta propuesta posee una capacidad nominal de 1.300.000 ton/año, lo que equivale a 3.562 ton/día. A la hora de dimensionar los equipos, se deben conocer las capacidades de carga de los medios de transporte, es por esto que se determinó la capacidad de carga del camión en 30 ton/camión y la capacidad del barco en 12.000 ton/barco según lo reportado en *Zw trailer, (2025)* y *Marine Insight, (2022)* respectivamente.

Dado que la producción diaria equivale a 3.562 *ton*, se calculó que serán necesarios 119 *camiones/día* para despachar la totalidad de la producción. Sin embargo, despachar la totalidad producida por vía terrestre impediría acumular urea para efectuar exportaciones marítimas. Dado que un barco requiere 12.000 *ton* para completar la carga, es indispensable reservar una fracción de la producción diaria; de lo contrario, nunca se alcanzaría el volumen necesario para completar un embarque.

Por este motivo, se decidió limitar la cantidad diaria de camiones a 108. Esto permite despachar 3.240 *ton/día* por vía terrestre y almacenar las 322 *ton* restantes. Con esta estrategia, en un período de 40 días se alcanzan 12.866 *ton*, volumen suficiente para abastecer un barco completo. En función de ello, se seleccionó un silo metálico con capacidad de 13.000 *ton*, que cubre el requerimiento operativo. La *Tabla 6.15* presenta el detalle de los cálculos realizados.

Tabla 6.15. Cálculo de las capacidades de transporte y almacenamiento.

Variable	Valor
Producción anual [<i>ton/año</i>]	1.300.000
Producción diaria [<i>ton/día</i>]	3.562
Capacidad del camión [<i>ton/camión</i>]	30
Camiones requeridos por día [<i>camiones/día</i>]	119
Camiones despachados por día [<i>camiones/día</i>]	108
Producción despachada [<i>ton/día</i>]	3.240
Excedente almacenado [<i>ton/día</i>]	322
Días de almacenamiento	40
Capacidad de almacenamiento requerida [<i>ton</i>]	12.866
Capacidad adoptada del silo [<i>ton</i>]	13.000
Capacidad del buque [<i>ton</i>]	12.000
Excedente respecto al buque [<i>ton</i>]	866
Camiones equivalentes al excedente [<i>camiones/día</i>]	29
Densidad de la urea [<i>kg/m³</i>]	1.230
Volumen de urea equivalente a la capacidad del camión [<i>m³</i>]	24,40

El sistema de despacho se diseñó con cuatro líneas de carga independientes, cada una equipada con una tolva de 50 *m³* de capacidad, equivalente a 61,5 *ton* de urea granulada. Con un despacho de 108 camiones diarios, cada línea debe cargar 27 *camiones/día*, lo que corresponde a una tasa promedio de 2 *camiones/hr* por línea.

Los equipos de carga empleados industrialmente para este tipo de material son los denominados *telescopic loading spouts*, *Profertil S.A* reporta velocidades de carga de 480 *ton/hr* al asumir que son totales, se obtiene una velocidad de carga de 120 *ton/hr* por línea. En consecuencia, los valores reportados son suficientes para mantener el ritmo promedio de operación, ya que permiten cargar un camión de 30 *ton* en aproximadamente 15 *min*.

Por lo tanto, una tolva por línea de carga resulta suficiente para sostener la producción diaria prevista. No obstante, se recomienda verificar en la etapa de ingeniería básica la capacidad de los sistemas de transporte interno que alimentan las tolvas, a fin de garantizar un caudal de reposición acorde al ritmo de despacho y contemplar márgenes de seguridad ante eventuales picos horarios o paradas de mantenimiento.

En base a los resultados obtenidos se estimaron los costos de tolvas, los elevadores de cangilones determinados en el *Capítulo 5* y el silo de almacenamiento. Dado que no se dispone de información confiable y actualizada sobre los costos reales de silos metálicos y elevadores de cangilones a la escala requerida, se adoptaron como referencia los valores proporcionados por la cátedra de *Trabajo Final de Ingeniería Química de la Universidad Nacional de Mar del Plata*. La *Tabla 6.16* resume los resultados obtenidos.

Tabla 6.16. Resultados obtenidos.

Equipo	Cantidad	Precio [USD]
Elevador de cangilones	2	300.000
Silo de almacenamiento	1	500.000
Tolva	4	651.040

Inversión en Capital de Trabajo (I_w)

El capital de trabajo representa los recursos necesarios para que la planta opere según lo establecido en los estudios técnico-económicos y cubre los costos de producción durante el período previo al ingreso de efectivo por ventas. Está compuesto por inventarios de materias primas, efectivo para pagos de insumos, salarios y servicios, así como los créditos otorgados a clientes y los créditos recibidos de proveedores.

En este estudio se estima mediante la suma del valor de inventario de materia prima, de productos y el efectivo en caja. No se consideran cuentas por cobrar o créditos a clientes. Los resultados se resumen en la *Tabla 6.17* junto con el costo de la materia prima, el precio del producto y la cantidad de meses para la que fue estimado.

Tabla 6.17. Resultados obtenidos en el cálculo del capital de trabajo.

Variable	Precio [USD/ton]	Estimación	Valor [USD]
Amoníaco	300	Costo para 1 mes de producción	18.178.260
Dióxido de carbono	150	Costo para 1 mes de producción	11.744.352
Efectivo en caja	-	Costo para 2 semanas de producción	16.631.034
Capital de trabajo [USD]			46.553.645

Por último, de la suma de la inversión fija total (I_{FT}) 258.441.738 USD y el capital de trabajo (I_w) se estima la inversión total de la planta (I_T) en 304.995.383 USD.

Terreno

La planta de producción de urea granulada se localizará en el *Parque Industrial Ingeniero White*, en la ciudad de *Bahía Blanca*. Esta ubicación fue seleccionada por su ventajosa proximidad al puerto, lo que facilita la distribución nacional y la exportación del producto hacia Brasil y otros mercados regionales. Asimismo, la zona cuenta con acceso directo al gas natural proveniente de *Vaca Muerta*, suministrado mediante los gasoductos de *Transportadora de Gas del Sur (TGS)*, los que aseguran un abastecimiento continuo de la principal materia prima del proceso.

A estos factores se suma la disponibilidad de energía eléctrica de alta tensión, el abastecimiento de agua y la cercanía con el *Polo Petroquímico de Bahía Blanca*, lo que facilita la integración, coordinación de las operaciones y la logística con otras industrias del sector. En conjunto, estas condiciones convierten a Bahía Blanca en un sitio estratégico y competitivo para el desarrollo de la planta, garantizando eficiencia, sostenibilidad y viabilidad económica a largo plazo.

Para la planificación del terreno y la disposición de las áreas operativas, se emplea el método de *Guerchet*, que permite estimar la superficie requerida para los equipos, el movimiento de operarios y las zonas auxiliares. Este método considera tres componentes principales:

- *Superficie estática* (S_S): corresponde al área ocupada físicamente por los equipos según sus dimensiones
- *Superficie gravitacional* (S_G): representa el espacio adicional necesario para la operación y mantenimiento de los equipos, calculado como el producto de la superficie estática por el número de lados operables “ n ”. La superficie gravitacional se determina mediante la *Ecuación 6.9*:

$$S_G = S_S \cdot n \quad \textbf{Ecuación 6.9.}$$

- *Superficie de evolución* (S_E): incluye los espacios destinados a la manipulación de materiales, el desplazamiento seguro del personal y el almacenamiento temporal. La superficie de evolución se determina mediante la *Ecuación 6.10*.

$$S_E = (S_S + S_G) \cdot K \quad \textbf{Ecuación 6.10.}$$

En esta relación, el factor K refleja la complejidad del proceso y los requerimientos de espacio asociados al manejo de materiales, y su valor depende del tipo de industria. Para la producción de urea, clasificada dentro de la industria química fina, se recomienda adoptar un valor $K = 2,5$; representativo de este tipo de procesos por su nivel de sofisticación y seguridad operativa.

Finalmente, el área total de operación se obtiene al sumar las áreas previamente determinadas de acuerdo con la *Ecuación 6.11*, cuyo resultado se sintetiza en la *Tabla 6.18*.

$$A = S_S + S_G + S_E \quad \textbf{Ecuación 6.11.}$$

Tabla 6.18. Cálculo de área total de operación.

Equipo	Nombre	Cantidad	S_s [m ²]	n	S_G [m ²]	S_E [m ²]	A [m ²]
Reactor	<i>R - 01</i>	1	4,91	2	9,82	36,82	51,54
<i>Stripper</i>	<i>ST - 01</i>	1	13,40	1	13,40	66,98	93,78
Condensador de carbamato	<i>C - 01</i>	1	27,37	1	27,37	136,85	191,59
<i>Scrubber</i>	<i>SC - 01</i>	1	5,90	1	5,90	29,48	41,28
Absorbedores	<i>A - 01</i>	1	0,07	1	0,07	0,36	0,51
	<i>A - 02</i>	1	4,12	1	4,12	20,59	28,83
Caldera	<i>ATTSU</i>	1	5,43	1	5,43	27,16	38,03
	<i>Babcock</i>	1	26,23	1	26,23	131,15	183,61
Torres de enfriamiento	12/77 ZB	3	152,08	1	152,08	760,42	1.064,58
Compresores	<i>HGX46/440</i>	4	0,15	1	0,15	0,76	1,06
Separador	<i>S - 01</i>	1	145,27	1	145,27	726,34	1.016,87
Columna rectificadora	<i>D - 01</i>	1	33,18	1	33,18	165,92	232,28
Intercambiadores	1	1	186,28	1	186,28	931,41	1.303,97
	2	1	25,01	1	25,01	125,06	175,08
	3	1	29,79	1	29,79	148,94	208,51
	4	1	30,91	1	30,91	154,54	216,35
	5	1	161,22	1	161,22	806,11	1.128,56
	6	1	0,60	1	0,60	3,00	4,20
	7	1	4,17	1	4,17	20,85	29,20
	8	1	226,91	1	226,91	1.134,57	1.588,40
	9	1	8,76	1	8,76	43,79	61,31
	10	1	13,64	1	13,64	68,22	95,51
	11	1	27,46	1	27,46	137,31	192,23
	12	1	5,03	1	5,03	25,16	35,22
	13	1	122,57	1	122,57	612,84	857,97
	14	1	3,92	1	3,92	19,60	27,44
	15	1	2,28	1	2,28	11,40	15,96
	16	1	4,33	1	4,33	21,65	30,31
Bombas	B1	2	3,20	1	3,20	16,00	22,40
	B2	1	0,49	1	0,49	2,45	3,43
	B3	1	0,93	1	0,93	4,65	6,51
	B4	1	0,45	1	0,45	2,25	3,15
	B5	5	2,75	1	2,75	13,75	19,25
	B6, B7 y B8	1	1,20	1	1,20	6,00	8,40
Total [m ²]							8.977,31

Luego de determinar el área total de operación necesaria para la instalación de los equipos principales de la planta, se incorporó un margen adicional del 20% con el objetivo de contemplar sectores

destinados a oficinas, sanitarios, comedor y otras áreas de infraestructura proyectadas para futuras expansiones. Asimismo, al área total de operación se adiciona un 20% destinado a considerar el espacio requerido por los tanques de almacenamiento y la sección de transporte de sólidos lo que resulta en una superficie total de $12.568,24 \text{ m}^2$.

Para la estimación del costo del terreno destinado a la planta de producción de urea, se consideró su ubicación dentro del Parque Industrial de Bahía Blanca; debido a que presenta ventajas operativas significativas, como el acceso directo a rutas principales, la cercanía a la infraestructura portuaria y la disponibilidad de servicios industriales básicos (electricidad, gas natural, agua y red vial interna), lo que incrementa su valor respecto de otros sectores del parque.

Si bien la superficie calculada para la planta es de aproximadamente 12.569 m^2 , esta estimación no incluye el área destinada a la planta de tratamiento de efluentes, por lo que será necesario disponer de un terreno de mayor extensión. Además, se contempla la posibilidad de futuras ampliaciones, por lo que se considera conveniente evaluar parcelas con superficie excedente respecto de la mínima requerida.

En función de la disponibilidad de terrenos dentro del Parque Industrial, la opción más adecuada corresponde a un lote publicado en *Mitula Inmuebles* que presenta frente a la *Ruta 3 Sur*, próximo al *Camino de Enlace* con las rutas 33/35 y con acceso directo al *Puerto de Ingeniero White*. Estas parcelas están destinadas a usos industriales, logísticos y comerciales.

El terreno seleccionado cuenta con una superficie total de 50.351 m^2 , dividida en dos parcelas de aproximadamente 25.000 m^2 cada una, con 71 m de frente y 364 m de fondo. Ambas disponen de los servicios básicos necesarios para la instalación industrial, y pueden ser adquiridas en conjunto o de manera individual.

En este estudio se considera la adquisición de una única parcela de 25.000 m^2 , superficie que resulta suficiente para cubrir los requerimientos actuales de la planta, esto incluye áreas no contempladas y posibles ampliaciones; y se deja abierta la posibilidad de adquirir la parcela contigua para expansiones futuras. El costo estimado del terreno (I_{terreno}) es de 375.000 USD, y la configuración propuesta presenta un *Factor de Ocupación del Suelo (FOS)* aproximado del 50%.

Costos operativos (Opex)

Los costos operativos (OPEX) comprenden todos los gastos necesarios para asegurar el funcionamiento continuo y seguro de la planta, una vez puesta en marcha. Su análisis permite evaluar la rentabilidad económica a largo plazo, identificar las principales fuentes de gasto, facilitar la toma de decisiones orientadas a la optimización de recursos y la eficiencia del proceso. Estos costos se clasifican en dos categorías principales:

Costos fijos (CF): se mantienen constantes a lo largo del tiempo y no dependen directamente del nivel de producción. Incluyen conceptos como salarios del personal permanente, mantenimiento programado, seguros, servicios y otros gastos generales de planta.

Costos variables (CV): dependen del volumen de producción y varían en función del nivel de operación. Dentro de esta categoría se encuentran el consumo de materias primas, energía, agua de proceso y otros insumos operativos.

En la *Tabla 6.19* se presentan los costos fijos y variables considerados, junto con el costo total de producción total; y la *Figura 6.3* muestra un gráfico de torta que representa la distribución de los costos fijos y variables.

Tabla 6.19. Costos de producción.

Costos Variables	Costo [USD/año]
Costo de materia prima	363.798.701
Costo de envases	0
Costo de mano de obra directa	1.178.197
Costo de supervisión	206.184
Costo de servicios	3.176.438
Costo de mantenimiento	5.161.335
Costo de suministros	1.935.501
Costo de laboratorio	12.903.337
Costo de regalías y patentes	12.480.000
Costo Variable total [USD/año]	400.839.693
Costos Fijos	Costo [USD/año]
Costo de Depreciación	11.613.003
Costo de Impuestos	5.161.335
Costos de Seguros	2.580.667
Costos de Financiación	0
Costo de Ventas y Distribución	18.720.000
Costo de Dirección y Administración	353.459
Costo de Investigación y Desarrollo	0
Costo Fijo total [USD/año]	38.428.464
Costo de Producción [USD/año]	439.268.157

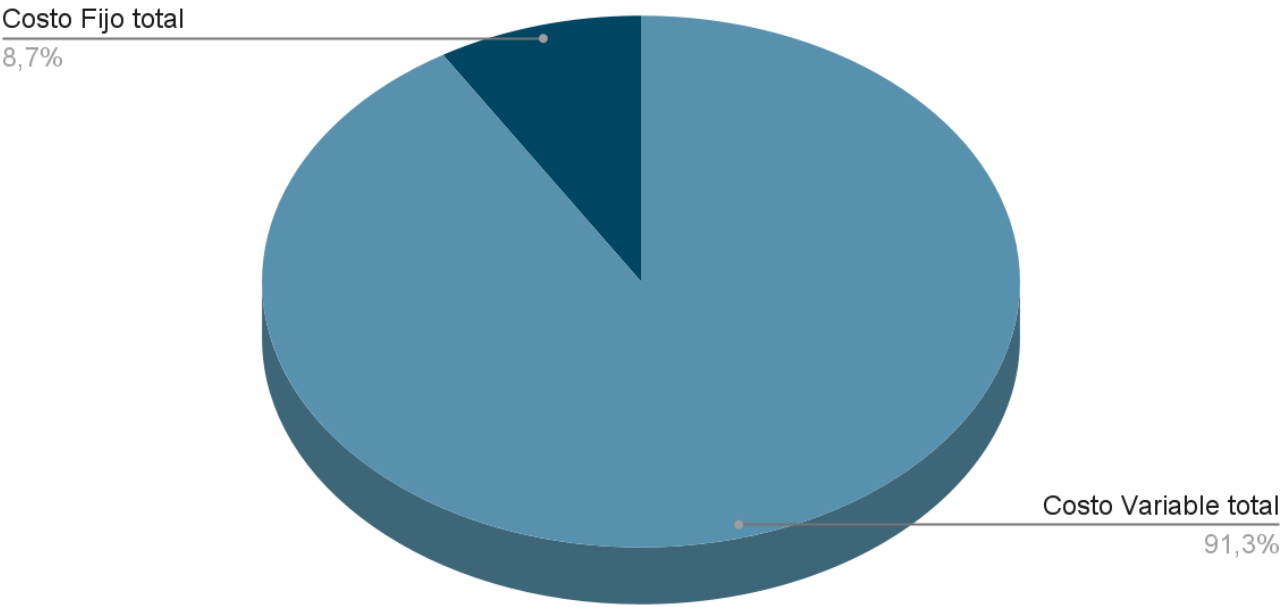


Figura 6.3. Estructura de costos totales.

Costos Variables

Los costos variables son aquellos que varían proporcionalmente con el volumen de fabricación de la planta en un determinado período de tiempo. Este tipo de costos está asociado principalmente al consumo de materias primas, servicios, mano de obra, entre otros; los cuales aumentan o disminuyen según la capacidad de operación del proceso.

En la *Tabla 6.20* se presentan los valores estimados para cada componente del costo variable, mientras que en la *Figura 6.4* se muestra un diagrama de torta que representa la participación porcentual de cada elemento dentro del costo variable total.

Tabla 6.20. Costos Variables totales.

Costos Variables	Costo [USD/año]
Costo de materia prima	363.798.701
Costo de envases	0
Costo de mano de obra directa	1.178.197
Costo de supervisión	206.184
Costo de servicios	3.176.438
Costo de mantenimiento	5.161.335
Costo de suministros	1.935.501
Costo de laboratorio	12.903.337
Costo de regalías y patentes	12.480.000
Costo Variable total [USD/año]	400.839.693

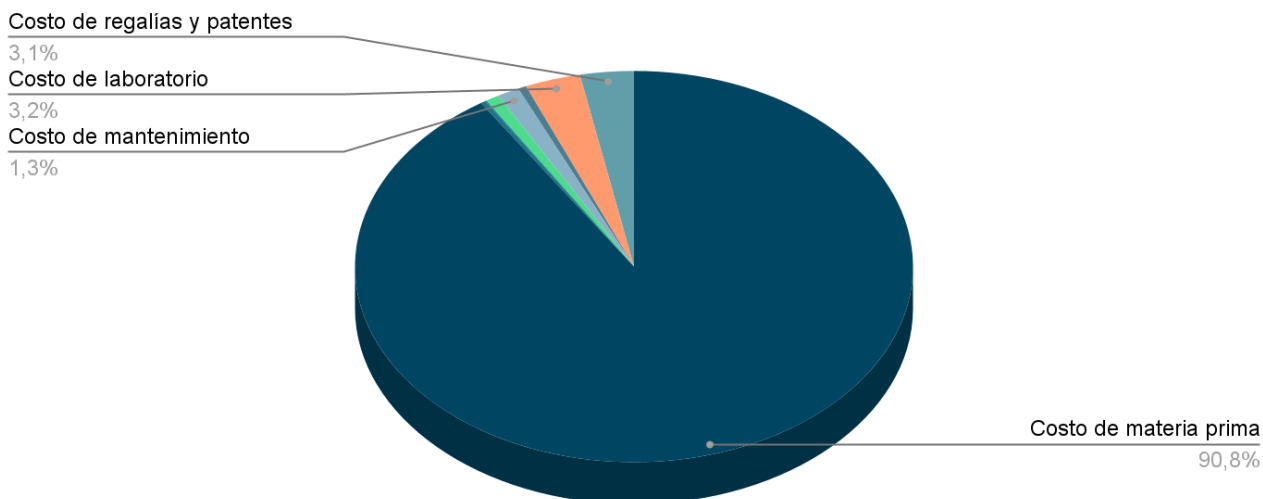


Figura 6.4. Esquema de costos variables.

En las secciones siguientes se detallan los componentes que integran los costos variables, el método para su estimación y el valor obtenido.

Costo de materia prima

El cálculo de las materias primas requeridas para la operación de la planta se realizó bajo el supuesto de un funcionamiento continuo durante 365 días al año, 24 horas por día, con el fin de obtener una estimación representativa de los requerimientos reales del proceso.

Las cantidades de cada materia prima se determinaron a partir de los balances de masa desarrollados en capítulos anteriores. Para la estimación de costos se emplearon valores de referencia establecidos por la cátedra de *Trabajo Final de Ingeniería Química* de la *Universidad Nacional de Mar del Plata*. Los valores obtenidos se resumen en la *Tabla 6.21*.

Tabla 6.21. Costo de materia prima.

Materia prima	Precio unitario [USD/ton]	Cantidad requerida [ton/año]	Total [USD/año]
Amoníaco	300	736.364	220.909.091
Dióxido de carbono	150	952.597	142.889.610
Total [USD/año]			363.798.701

Cabe destacar que los valores adoptados para las materias primas representan estimaciones iniciales utilizadas con fines de realizar una evaluación económica preliminar. En la sección de *Análisis de sensibilidad*, se examinará la influencia de las variaciones en los precios del amoníaco y del dióxido de carbono sobre los resultados económicos del proyecto, con el objetivo de identificar su impacto en la rentabilidad y en los costos operativos totales.

Costos de envases

El costo de envases contempla los gastos asociados al acondicionamiento del producto para su comercialización, incluye envases primarios, secundarios y/o terciarios. Sin embargo, debido a la naturaleza del producto y al mercado objetivo, se opta por prescindir del uso de envases y realizar la venta a granel. Tal como se indicó en la sección *Transporte de sólidos*, la distribución se efectúa mediante camiones para el mercado interno y por vía marítima para exportación. En consecuencia, no se generan costos adicionales por envases o embalajes, dado que el almacenamiento del producto está contemplado en los tanques incluidos dentro de la inversión inicial.

Costos de mano de obra directa

La mano de obra directa constituye uno de los componentes más relevantes dentro de los costos operativos, ya que representa el recurso humano necesario para garantizar el funcionamiento continuo, seguro y eficiente de la planta. En esta sección se determina la cantidad de operarios requerida para la operación de los equipos.

Determinación de las Horas Hombre (HH)

La estimación de las necesidades de mano de obra directa se realizó mediante el método propuesto por Henry Wessel, descrito en el libro *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Este enfoque utiliza una correlación gráfica que relaciona la capacidad de producción diaria de una planta con las características del proceso, y permite estimar las horas-hombre requeridas por etapa operativa.

Según el método de Wessel, la estimación de las horas-hombre por día para la operación de una planta se puede calcular mediante la *Ecuación 6.12*.

$$\frac{HH}{\text{día}} = W \cdot n \cdot Q^{1-0,76} \quad \text{Ecuación 6.12.}$$

Donde W es un factor dependiente del tipo de planta (por ejemplo, $W = 10$ para la curva C, correspondiente a plantas automatizadas de equipos grandes), n es el número de etapas del proceso y Q es la capacidad instalada de la planta donde su valor es 3.562 ton/día .

A continuación, se definen 10 etapas de proceso:

1. Almacenamiento de materia prima
2. Síntesis
3. Purificación
4. Evaporación
5. Desorción e hidrólisis
6. Granulación
7. Almacenamiento y transporte de producto
8. Servicios (Torre de enfriamiento y calderas)
9. Tratamiento de Agua
10. Tratamiento de efluentes

En base a los parámetros determinados se obtienen 712 HH/día . Luego, con este valor se determina la cantidad de operarios que van a trabajar en la planta. Se asume que la planta trabajará 24 hr/día con 3 turnos de 8 hr cada uno por lo que, se requieren 30 operarios para completar las horas hombre por día requeridas, sin embargo para poder cubrir las 24 hr/día de todas las etapas del proceso se contempla un cuarto turno de trabajo; además se aplica un factor de cobertura del 15% para contemplar ausentismo, vacaciones y reemplazos por lo que, la cantidad de operarios asciende a 54.

Una vez determinada la cantidad de operarios requerida se debe estimar el sueldo de los mismos, para esto se recurre a la *Federación Argentina de Trabajadores de Industrias Químicas y Petroquímicas (FATIQYP)*. De las escalas salariales convenio 77/89 se utiliza el valor para la Categoría B. Además se considera una suma fija solidaria impuesta por la federación, pago de aguinaldo (se liquidan 13 meses por año), cargas sociales (35%) y se agrega un adicional para contemplar turnos rotativos (30%). En la *Tabla 6.22* se resumen los costos asociados a la mano de obra.

Tabla 6.22. Valor del costo de mano de obra.

Precio [\$/hr]	4.601,51
Precio [\$/mes]	1.030.738
Suma fija solidaria [\$/mes]	312.950
Cargas sociales (35%) [\$/mes]	470.291
Salario bruto anual [\$/operario]	30.656.242
Salario bruto anual total [\$/]	1.655.437.078
Salario bruto total [USD/año]	1.178.197

Nota: El valor de conversión del dólar fue de $1405,06 \text{ \$/USD}$ correspondiente al día 08/11/25.

Costo de supervisión

La determinación del número de supervisores se realizó según el criterio propuesto por *Peters, Timmerhaus y West (2003)*, que sugiere una relación típica de 1 supervisor cada 8 a 15 operarios según el nivel de automatización del proceso.

Dado que la planta de urea presenta un alto nivel de automatización, se adopta una relación conservadora de 1 supervisor cada 10 operarios por turno. Al considerar que se requieren 54 operarios, se incorporan seis supervisores y se adiciona un supervisor fijo general, encargado de la coordinación

técnica, planificación de mantenimiento y enlace con el área administrativa. En consecuencia, la dotación total asciende a siete supervisores.

En cuanto al costo de supervisión se estima que el supervisor cobrará un 35% más que el operario de Categoría B, de esta forma los costos de supervisión son los reportados en la *Tabla 6.23*.

Tabla 6.23. Valor del costo de supervisión.

Salario bruto anual [\$/supervisor]	41.385.927
Salario bruto anual total [\$]	289.701.489
Salario bruto total [USD/año]	206.184

Nota: El valor de conversión del dólar fue de 1405,06 \$/USD correspondiente al día 08/11/25.

Costos de servicios

La ubicación seleccionada para la instalación de la planta cuenta con todos los servicios necesarios para su correcto funcionamiento. El costo de los servicios requeridos se calcula a partir de los valores tarifarios publicados por los distribuidores correspondientes y las cantidades consumidas, tal como se detalla en las secciones siguientes; además la *Tabla 6.24* resume los valores obtenidos.

Tabla 6.24. Costo de servicios.

Costo total de energía [USD/año]	1.213.854
Costo total de consumo de gas [USD/año]	1.962.584
Costo total de servicios [USD/año]	3.176.438

Nota: El valor de conversión del dólar fue de 1405,06 \$/USD correspondiente al día 08/11/25.

Costo de energía eléctrica

En esta sección se consideran los requerimientos energéticos de los equipos principales de la planta. Para garantizar un funcionamiento estable frente a eventuales imprevistos, se incorpora un margen de seguridad del 10% sobre el consumo estimado.

En el cálculo del costo se aplica la segmentación horaria establecida por la *Empresa Distribuidora de Energía Sur (EDES)* para usuarios medianos y grandes con demandas superiores a 50 kW. En este caso, corresponde la *Tarifa T3*, ya que la potencia contratada supera los 300 kW.

El consumo total diario requerido para la operación de la planta es de 1.757,27 kW, que asciende a 1.933 kW al incluir el margen de seguridad. Dado que la planta opera de manera continua durante 24 horas diarias en cuatro turnos de 8 horas, el consumo energético se distribuye conforme a los tres períodos tarifarios definidos por *EDES*:

- Horario pico (18 a 22 hrs)
- Horario valle (22 a 10 hrs)
- Horario resto (10 a 18 hrs)

Las tarifas utilizadas para el cálculo corresponden al cuadro tarifario vigente en septiembre de 2025, que considera los cargos por potencia y energía diferenciados según cada franja horaria. El costo variable mensual se determina mediante la *Ecuación 6.13*, y el costo total de energía eléctrica anual a partir de la *Ecuación 6.14*. Los resultados obtenidos se resumen en la *Tabla 6.25*.

$$CV = hr_{pico} \cdot P_{hr\ pico} + hr_{resto} \cdot P_{hr\ resto} + hr_{valle} \cdot P_{hr\ valle} \quad \text{Ecuación 6.13.}$$

$$C_{energía} = P_T \cdot PP + CC + CV \quad \text{Ecuación 6.14.}$$

Tabla 6.25. Resumen de los precios y costos obtenidos.

Potencia requerida [kW]	1.933
Consumo [kWh/mes]	1.391.758
Cargo comercial (CC) [\$/mes]	67.974
Cargo potencia pico [\$/kW mes]	13.310
Cargo potencia fuera pico [\$/kW mes]	9.433
Cargo potencia ponderado (PP) [\$/kW mes]	10.726
Cargo hora pico [\$/kWh]	88,80
Cargo hora resto [\$/kWh]	87,50
Cargo hora valle [\$/kWh]	86,42
Costo variable (CV) [\$/kWh]	87,18
Costo variable (CV) [\$/mes]	121.327.719
Costo energía total [\$/mes]	142.128.162
Costo total de energía [USD/año]	1.213.854

Nota: Detalle tarifario de EDES para grandes demandas (T3MT) usuarios finales > 300 kW. El valor de conversión del dólar fue de 1405,06 \$/USD correspondiente al día 08/11/25.

Cabe destacar que no se incluyen los gastos energéticos asociados a oficinas administrativas, luminarias ni elementos de uso común, ya que dichos consumos se contemplan dentro de los costos fijos de administración y dirección.

Costo del servicio de gas natural

En la planta de producción de urea se trabaja con dos calderas, una con fluido térmico que se utiliza para el intercambio de calor en los equipos la cual consume $1.914 \text{ m}^3/\text{hr}$ de gas natural para su operación. Y otra que genera el vapor de agua requerido para los eyectores que consumen $6.426 \text{ m}^3/\text{hr}$ de gas natural; ambos valores tienen contempladas las eficiencias de las mismas por lo que el consumo de gas natural asciende a $8.340 \text{ m}^3/\text{hr}$.

El gas natural es suministrado por la empresa Camuzzi Gas, de acuerdo con el caudal de gas requerido se calcula el costo del servicio para grandes consumidores según la *Ecuación 6.15*. Por último en la *Tabla 6.27* se resumen los valores obtenidos.

$$Costo_{gas} = Costo_{fijo} + QG \cdot (DIS + TTE) + QR \cdot CR \quad \text{Ecuación 6.15.}$$

Tabla 6.27. Resumen de los precios y costos obtenidos.

Consumo de gas [m^3/hr]	8.340
Consumo de gas (QG) [m^3/mes]	6.004.800
Reserva (QR) [$m^3/día$]	200.160
Cargo fijo [\$/mes]	613.623
Cargo variable (DIS) [\$/ m^3]	1,80
Costo por reserva (CR) [\$/día]	493,09
Costo de transporte (TTE) [\$/ m^3]	19,93
Costo anual total [\$/año]	2.757.547.944
Costo total de consumo de gas [USD/año]	1.962.584

Nota: Detalle tarifario de Camuzzi para grandes demandas. El valor de conversión del dólar fue de 1405,06 \$/USD correspondiente al día 08/11/25.

Costos de mantenimiento

Los costos de mantenimiento incluyen los recursos necesarios para asegurar el funcionamiento continuo y eficiente de los equipos, instalaciones y sistemas auxiliares de la planta. Este abarca tanto las actividades de mantenimiento preventivo, destinadas a evitar fallas y prolongar la vida útil de los equipos, como las tareas que se realizan ante averías o deterioros imprevistos.

La estimación de estos costos suele expresarse como un porcentaje de la inversión fija total, con valores que varían típicamente entre el 2% y el 10% anual, dependiendo de la complejidad del proceso y de las condiciones operativas. Para el presente proyecto, se adopta un valor del 2% de la inversión fija, al considerar que la planta opera con equipos de gran escala, alto grado de automatización y condiciones de operación estables.

Costos de suministros

Los costos de suministros comprenden los materiales y consumibles necesarios para la operación y mantenimiento de la planta que no se incluyen en otras categorías, como materias primas, envases o embalajes. Este rubro abarca elementos tales como lubricantes, productos de limpieza, reactivos específicos, guantes, repuestos menores y demás insumos utilizados de forma regular.

A fin de simplificar su estimación, se considera que los costos de suministros representan entre el 0,5% y el 1% de la inversión fija. En este estudio se adoptó un valor promedio de 0,75% de la inversión fija anual.

Costos de laboratorio

Los costos de laboratorio comprenden los gastos asociados a los análisis físico-químicos y de control de calidad necesarios para garantizar el cumplimiento de las especificaciones del producto y el monitoreo del proceso. Estos costos pueden corresponder a un laboratorio interno o a servicios de análisis externos contratados de manera periódica. En este caso, los controles de laboratorio se centran principalmente en el monitoreo de la pureza del producto, la verificación del contenido de biuret y la determinación del tamaño de partícula del granulado.

Los costos de laboratorio pueden estimarse entre un 2% y un 20% del costo de mano de obra directa. En este estudio, se adopta un valor promedio del 5% del costo de mano de obra directa, el cual resulta

representativo de la magnitud de los análisis requeridos para el control operativo y de calidad del proceso de producción de urea.

Costos de regalías y patentes

Las regalías y patentes representan los pagos que se realizan por el uso de tecnologías, procesos o conocimientos técnicos desarrollados y registrados por terceros. Estos derechos otorgan a sus titulares la exclusividad de explotación durante un período determinado, por lo que las empresas que hacen uso de dichas tecnologías deben abonar una tarifa, generalmente proporcional al volumen de producción o a las ventas anuales del producto. De acuerdo con valores de reportados, este porcentaje varía entre 0% y 5% de las ventas anuales, dependiendo del tipo de acuerdo, grado de asistencia técnica y exclusividad de la licencia.

En este proyecto, los costos de regalías corresponden al pago por el uso de la tecnología empleada en el proceso de síntesis y granulación de urea. Dado que la planta utiliza la tecnología *Stamicarbon*, reconocida internacionalmente por su eficiencia y confiabilidad operativa, se deben considerar los derechos asociados a dicha licencia. Para este estudio, se adopta un valor intermedio de 2% del valor anual de las ventas como costo de regalías y patentes.

Costos Fijos

Los costos fijos en una planta industrial son aquellos que no dependen directamente del nivel de producción y permanecen relativamente constantes en el tiempo. Estos gastos se generan incluso cuando la planta no se encuentra operando y representan los recursos necesarios para mantener su funcionamiento estructural y administrativo. Dentro de este grupo se incluyen los costos de inversión, ventas y distribución, dirección y administración, seguros, impuestos, depreciación e investigación y desarrollo.

En la *Tabla 6.28* se presenta un desglose detallado de los costos fijos anuales estimados para el proyecto, junto con su incidencia sobre el costo total. Este análisis permite visualizar la estructura de gastos de carácter permanente y destacar los rubros de mayor impacto económico.

El gráfico de la *Figura 6.5* complementa la información, mostrando de manera visual la proporción que representa cada componente dentro del total de costos fijos, lo que facilita la identificación de las áreas con mayor peso relativo y posibles oportunidades de optimización.

Tabla 6.28. Costos fijos.

Costos Fijos	Costo [USD/año]
Costo de Depreciación	11.613.003
Costo de Impuestos	5.161.335
Costos de Seguros	2.580.667
Costos de Financiación	0
Costo de Ventas y Distribución	18.720.000
Costo de Dirección y Administración	353.459
Costo de Investigación y Desarrollo	0
Costo Fijo total [USD/año]	38.428.464

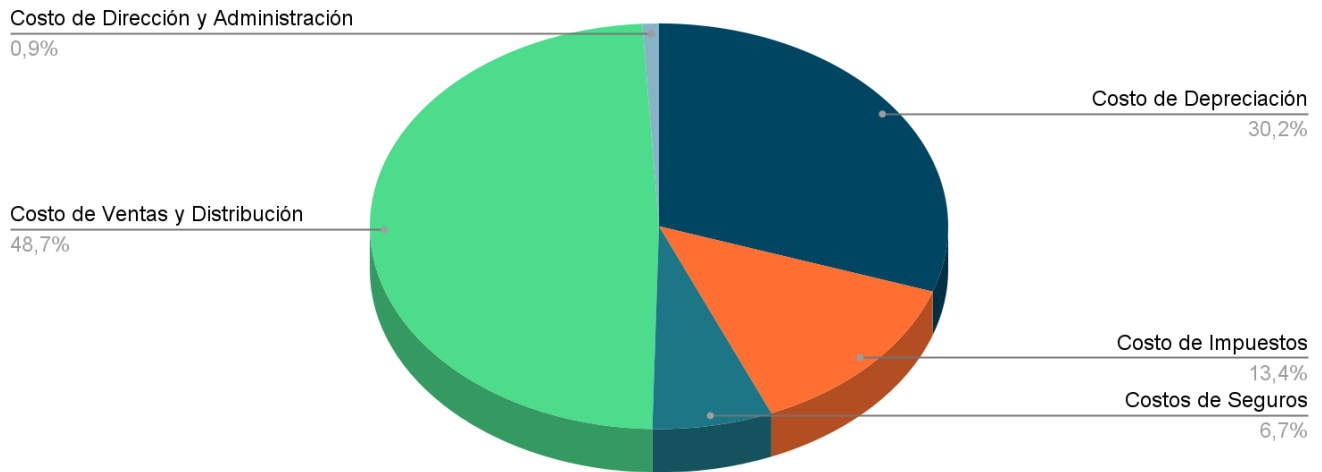


Figura 6.6. Esquema de los costos fijos.

Costos de depreciación

La depreciación representa la pérdida de valor que sufren los activos fijos como equipos, maquinarias y edificaciones, a lo largo del tiempo, debido al uso, el desgaste o la obsolescencia tecnológica. Este concepto permite distribuir el costo de adquisición de un activo durante su vida útil, reflejando de manera más realista los costos de operación y facilitando la planificación de su reemplazo o renovación.

Para su estimación se aplicó el método de línea recta, autorizado por la legislación argentina, este método supone que el valor del activo disminuye de forma uniforme cada año durante su vida útil. La depreciación anual se calcula según la *Ecuación 6.16*.

$$C_{\text{depreciación}} = e \cdot (I_F - L) \quad \textbf{Ecuación 6.16}$$

Donde:

- I_F : es la inversión fija
- L : valor residual del activo al final de su vida útil, estimado como 10% I_F
- e : factor de depreciación anual, en el método de la línea recta se lo define como $e = 1/n$, siendo n la vida útil del activo, en este caso 20 años

Costos de impuestos

Los costos de impuestos comprenden las cargas fiscales fijas asociadas a la propiedad de los activos de la planta, sin incluir el impuesto a las ganancias. Este rubro depende de la legislación vigente y de la localización de la planta, puede variar según la jurisdicción municipal o provincial. En general, las industrias ubicadas en áreas urbanas o parques industriales consolidados enfrentan tasas más elevadas en comparación con aquellas localizadas en zonas rurales. Para la estimación del costo anual de impuestos, se considera un rango típico entre el 1% y el 2% de la inversión fija. En este proyecto se adopta un valor intermedio del 2%.

Costos de seguros

Los costos de seguros constituyen un componente esencial dentro de los costos fijos, ya que garantizan la cobertura ante riesgos asociados a la operación industrial, la infraestructura, los equipos y el personal. Este rubro incluye pólizas destinadas a proteger la propiedad (frente a incendios, robos o

daños materiales), la mercadería (ante pérdidas parciales o totales durante el almacenamiento o transporte) y la integridad del personal (accidentes laborales u otras contingencias).

De acuerdo con la práctica industrial, el costo anual de los seguros suele estimarse como un porcentaje de la inversión fija, con valores que oscilan entre 0,50% y 1% según el nivel de riesgo del proceso. En el presente proyecto, se adopta un valor promedio de 1% de la inversión fija, dado que las operaciones implican el manejo de sustancias corrosivas y tóxicas, aunque bajo condiciones controladas y con medidas de seguridad adecuadas.

Costos de financiación

Los costos de financiación corresponden a los gastos derivados de la obtención de recursos externos mediante créditos, préstamos u otros medios de financiamiento destinados a cubrir inversiones o costos operativos del proyecto.

En el caso particular de la planta de urea granulada, se establece que la totalidad de la inversión será cubierta mediante capital propio, sin recurrir a fuentes de financiamiento externo. Por lo tanto, no se generan costos de financiación.

Costos de ventas y distribución

Los costos de ventas y distribución comprenden todos los gastos vinculados a la comercialización, logística y entrega de los productos terminados. Dentro de este rubro se incluyen:

- Gastos del área comercial: salarios, comisiones y viáticos del personal de ventas
- Gastos generales de oficinas de ventas: suministros, alquileres y servicios
- Logística y transporte: costos de envío, embalaje y distribución hacia el cliente final
- Servicios técnicos adicionales: soporte postventa y asistencia técnica asociada al producto

En términos contables, estos costos suelen estimarse como un porcentaje fijo de los ingresos anuales por ventas, con valores típicos entre 1% y 5%, dependiendo del sector y la estrategia comercial de la empresa. Para este análisis, se adoptó un valor del 3%, considerando las características del proceso y el nivel de integración logística.

La estimación de ingresos se basó inicialmente en un precio de referencia de 600 USD/ton de urea granulada, correspondiente a agosto de 2025 según *AgroLatam* para Latinoamérica. Sin embargo, este valor representa el precio para distribuidores. Dado que en este proyecto se decidió comercializar la urea a granel, se aplicó una reducción del 20% para reflejar el menor valor que suelen obtener los productores cuando venden sin intermediación comercial. Con este ajuste, el precio adoptado para el análisis económico es de 480 USD/ton, considerado más representativo y conservador para una venta directa desde planta, la *Tabla 6.29* resume los resultados obtenidos.

Tabla 6.29. Costo de ventas y distribución.

Precio urea [USD/ton]	480
Producción de urea [ton/año]	1.300.000
Ingresos por ventas [USD/año]	624.000.000
Costo de ventas y distribución [USD/año]	18.720.000

Costos de dirección y administración

Los costos de administración y dirección comprenden todos los gastos vinculados a la gestión general, coordinación operativa y soporte administrativo de la planta. Dentro de este rubro se incluyen los

salarios del personal administrativo, los honorarios del equipo directivo y técnico, los servicios de asesoramiento externo, así como los costos de funcionamiento de las oficinas.

Estos costos suelen estimarse como un porcentaje del costo de mano de obra directa, con valores que varían entre el 20% y el 40%, dependiendo del tamaño de la organización, el grado de automatización y la complejidad administrativa del proceso. Al considerar que la planta de urea granulada posee una estructura operativa de gran escala automatizada, se adopta el valor medio del intervalo (30%) del costo de la mano de obra directa.

Costos de investigación y desarrollo

Los costos de investigación y desarrollo comprenden los gastos asociados a las actividades destinadas a optimizar el proceso productivo, mejorar la eficiencia operativa y promover la innovación tecnológica dentro de la planta. Estos costos incluyen los salarios del personal técnico y de ingeniería, el uso y mantenimiento de equipos experimentales o de prueba, así como los materiales y suministros empleados en tareas de experimentación, ensayos de calidad y evaluación de desempeño del proceso.

En el caso particular de la planta de urea granulada, estos costos no se consideran significativos, ya que el proceso productivo utiliza una tecnología *Stamicarbon*, cuya patente ya se encuentra desarrollada. Debido a ello, no se asignan costos de investigación y desarrollo dentro del análisis económico del proyecto.

Rentabilidad

La evaluación de la rentabilidad constituye un aspecto esencial para determinar la viabilidad económica y financiera del proyecto. Este análisis permite estimar la capacidad de la planta para generar beneficios suficientes que compensen la inversión inicial y aseguren su sostenibilidad a largo plazo.

En las secciones siguientes se construyó el cuadro de flujos de fondos, el cual refleja la evolución de los ingresos y egresos durante la vida útil del proyecto, y constituye la base para el cálculo de los principales indicadores financieros.

Además, para el análisis se seleccionaron tres métodos complementarios:

- *Valor Presente (VP)*: permite traer a valor actual los flujos de caja futuros y determinar si el proyecto genera beneficios por encima de la inversión inicial
- *Tasa Interna de Retorno (TIR)*: indica la tasa de rentabilidad anual implícita en los flujos de caja del proyecto
- *Tiempo de Repago (n)*: expresa el período necesario para recuperar la inversión inicial a través de los flujos netos acumulados

Los dos primeros son métodos dinámicos, ya que consideran el valor temporal del dinero, mientras que el tercero es un método estático, empleado como indicador auxiliar de recuperación de la inversión.

Se estableció una *Tasa de Retorno Mínima Aceptable (TRMA)* del 25%, que representa el rendimiento mínimo esperado por los inversores considerando las condiciones del mercado y el riesgo asociado al proyecto.

En conjunto, el desarrollo de los indicadores financieros presentados a continuación permite realizar una evaluación integral de la rentabilidad y una valoración precisa de la factibilidad económica del proyecto de producción de urea granulada.

Cuadro de fuentes y usos

El cuadro de flujos de fondos constituye una herramienta fundamental para el análisis financiero, ya que permite visualizar los ingresos y egresos de efectivo a lo largo del período de vida útil del proyecto. En este caso, se elaboró considerando un horizonte de evaluación de 20 años, con ingresos por ventas, egresos operativos, depreciación, impuestos y beneficios netos, además de las inversiones iniciales correspondientes a la inversión fija, el terreno y el capital de trabajo.

El flujo de caja del proyecto muestra un comportamiento creciente durante los primeros años, asociado al aumento gradual de la capacidad operativa de la planta, hasta alcanzar un valor estable a partir del tercer año.

Este análisis permite evaluar la liquidez y la recuperación de la inversión, sirve como base para el cálculo de los indicadores de rentabilidad desarrollados en los apartados siguientes. El cuadro de flujos de fondos se presenta en la *Tabla 6.30*.

Tabla 6.30. Cuadro de flujo de fondos (Parte 1).

	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4
Porcentaje de producción		90	95	100	100
Ingresos [USD]		561.600.000	592.800.000	624.000.000	624.000.000
Egresos [USD]		-381.146.401	-419.226.172	-439.268.157	-439.268.157
BNAI [USD]		180.453.599	173.573.828	184.731.843	184.731.843
Impuesto a las ganancias [USD]		-63.158.759	-60.750.840	-64.656.145	-64.656.145
Beneficio Neto [USD]		117.294.839	112.822.988	120.075.698	120.075.698
Depreciación [USD]		11.613.003	11.613.003	11.613.003	11.613.003
Inversión fija [USD]	-258.066.738				
Terreno [USD]	-375.000				
Capital de Trabajo [USD]	-46.553.645				
Recuperación del capital [USD]					
Flujos de caja [USD]	-304.995.383	128.907.842	124.435.991	131.688.701	131.688.701

Tabla 6.30. Cuadro de flujo de fondos (Parte 2).

	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Porcentaje de producción	100	100	100	100	100	100
Ingresos [USD]	624.000.000	624.000.000	624.000.000	624.000.000	624.000.000	624.000.000
Egresos [USD]	-439.268.157	-439.268.157	-439.268.157	-439.268.157	-439.268.157	-439.268.157
BNAI [USD]	184.731.843	184.731.843	184.731.843	184.731.843	184.731.843	184.731.843
Impuesto a las ganancias [USD]	-64.656.145	-64.656.145	-64.656.145	-64.656.145	-64.656.145	-64.656.145
Beneficio Neto [USD]	120.075.698	120.075.698	120.075.698	120.075.698	120.075.698	120.075.698
Depreciación [USD]	11.613.003	11.613.003	11.613.003	11.613.003	11.613.003	11.613.003
Inversión fija [USD]						
Terreno [USD]						
Capital de Trabajo [USD]						
Recuperación del capital [USD]						
Flujos de caja [USD]	131.688.701	131.688.701	131.688.701	131.688.701	131.688.701	131.688.701

Tabla 6.30. Cuadro de flujo de fondos (Parte 3).

	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15
Porcentaje de producción	100	100	100	100	100
Ingresos [USD]	624.000.000	624.000.000	624.000.000	624.000.000	624.000.000
Egresos [USD]	-439.268.157	-439.268.157	-439.268.157	-439.268.157	-439.268.157
BNAI [USD]	184.731.843	184.731.843	184.731.843	184.731.843	184.731.843
Impuesto a las ganancias [USD]	-64.656.145	-64.656.145	-64.656.145	-64.656.145	-64.656.145
Beneficio Neto [USD]	120.075.698	120.075.698	120.075.698	120.075.698	120.075.698
Depreciación [USD]	11.613.003	11.613.003	11.613.003	11.613.003	11.613.003
Inversión fija [USD]					
Terreno [USD]					
Capital de Trabajo [USD]					
Recuperación del capital [USD]					
Flujos de caja [USD]	131.688.701	131.688.701	131.688.701	131.688.701	131.688.701

Tabla 6.30. Cuadro de flujo de fondos (Parte 4).

	Año 16	Año 17	Año 18	Año 19	Año 20
Porcentaje de producción	100	100	100	100	100
Ingresos [USD]	624.000.000	624.000.000	624.000.000	624.000.000	624.000.000
Egresos [USD]	-439.268.157	-439.268.157	-439.268.157	-439.268.157	-439.268.157
BNAI [USD]	184.731.843	184.731.843	184.731.843	184.731.843	184.731.843
Impuesto a las ganancias [USD]	-64.656.145	-64.656.145	-64.656.145	-64.656.145	-64.656.145
Beneficio Neto [USD]	120.075.698	120.075.698	120.075.698	120.075.698	120.075.698
Depreciación [USD]	11.613.003	11.613.003	11.613.003	11.613.003	11.613.003
Inversión fija [USD]					
Terreno [USD]					
Capital de Trabajo [USD]					
Recuperación del capital [USD]					72.735.319
Flujos de caja [USD]	131.688.701	131.688.701	131.688.701	131.688.701	204.424.020

El análisis financiero del proyecto se desarrolló al considerar tres parámetros fundamentales: la *Tasa de Retorno Mínima Aceptable (TRMA)*, la tasa impositiva y el estándar financiero, los cuales resultan determinantes para evaluar la viabilidad económica de la planta.

En primer lugar, se adoptó una TRMA del 25%, que representa el rendimiento mínimo esperado por los inversores. Este valor contempla tanto el costo del capital como los riesgos asociados al proyecto y las condiciones del mercado. Un valor de esta magnitud implica un nivel de exigencia adecuado para el tipo de inversión industrial considerada, asegurando que los resultados obtenidos mediante el cálculo del *Valor Presente* sean conservadores y realistas, sin sobrestimar los beneficios económicos proyectados.

Asimismo, se aplicó una tasa impositiva del 35%, correspondiente al régimen fiscal vigente para el sector industrial. Este valor impacta directamente en los flujos de caja disponibles, por lo que su correcta incorporación al análisis financiero es esencial para garantizar una proyección precisa y coherente con las obligaciones tributarias reales del proyecto.

Por último, se consideró un estándar financiero del 10% para el cálculo del valor residual de los activos al finalizar el período de evaluación. Este parámetro refleja las expectativas promedio de rentabilidad para inversiones de características similares dentro del sector y permite obtener una valoración final coherente con las condiciones de mercado.

Valor Presente (VP)

El *Valor Presente (VP)* es una herramienta que permite evaluar la rentabilidad de un proyecto al traer todos los flujos de caja futuros a su valor actual. Este método considera el valor temporal del dinero y refleja la capacidad del proyecto para generar ingresos que superen las expectativas mínimas establecidas por los inversores (ver *Ecuación 6.17*).

$$VP = \sum_{k=1}^n \frac{FC_k}{(1+r)^k} - I_T \quad \textbf{Ecuación 6.17.}$$

Donde

- FC_k : representa el flujo de caja neto para cada año
- r : es la *Tasa de Retorno Mínima Aceptable (25%)*
- n : son los años de vida útil del proyecto (20)
- I_T : es la inversión total inicial

El valor obtenido para el proyecto fue de 209.658.511 USD, lo que indica que, bajo las condiciones actuales y con una tasa de retorno mínima del 25%, el proyecto resulta económicamente viable, ya que los flujos de caja descontados superan la inversión inicial.

Tiempo de repago (n)

El *Tiempo de Repago (n)* representa el período necesario para que los flujos netos acumulados igualen el monto de la inversión inicial. Este método, aunque no considera el valor temporal del dinero, permite estimar la rapidez con la que el proyecto recupera su inversión. En la *Figura 6.7* se muestra la evolución del flujo de caja acumulado en función de los años de operación.

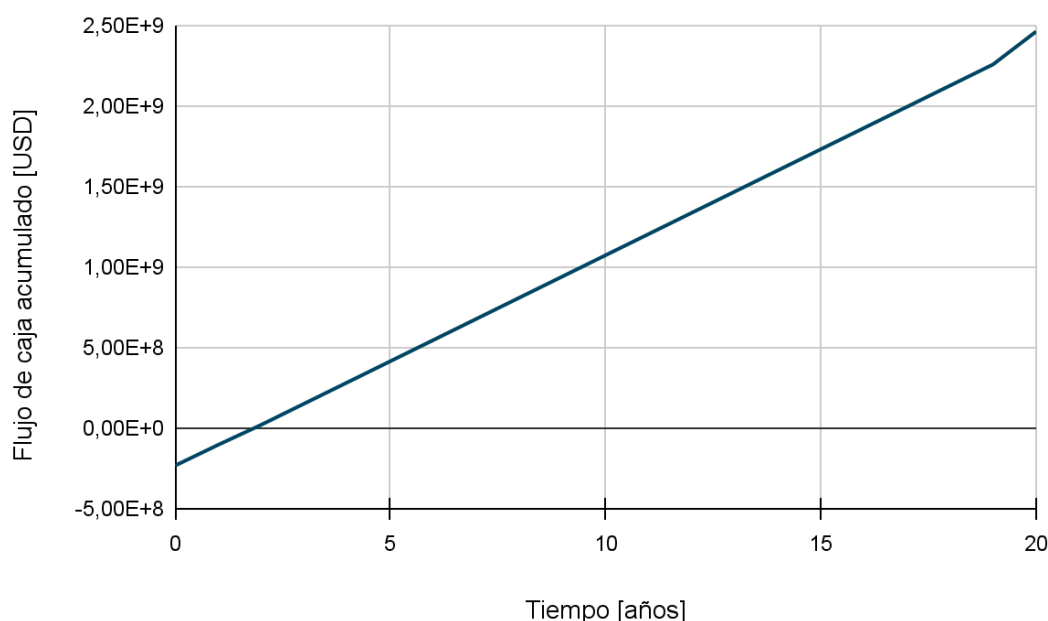


Figura 6.7. Flujo de caja acumulado a lo largo de la vida útil del proyecto.

A partir del análisis de los flujos de caja acumulados, se determinó un tiempo de 1,8 años (aproximadamente un año y ocho meses), lo que indica una recuperación prácticamente inmediata de la inversión inicial. Este resultado refleja una alta rentabilidad y solidez económica del proyecto, al

evidenciar que los ingresos generados en el primer año de operación son suficientes para cubrir los costos de inversión.

Tasa interna de retorno (TIR)

La *Tasa Interna de Retorno (TIR)* representa la tasa de rentabilidad que iguala el valor presente de los flujos netos de caja con la inversión inicial, es decir, aquella tasa para la cual el VP resulta igual a cero. Se calcula a partir de la *Ecuación 6.18*.

$$0 = \sum_{k=1}^n \frac{FC_k}{(1 + TIR)^k} - I_T \quad \text{Ecuación 6.18.}$$

El valor obtenido para el proyecto fue de 42,38%, superior a la *Tasa de Retorno Mínima Aceptable* (25%). Este resultado indica que el proyecto cumple con los criterios de rentabilidad exigidos por los inversores y se considera económicamente viable bajo las condiciones de evaluación planteadas.

Justificación de la inversión

El análisis financiero realizado permite concluir que el proyecto de instalación de la planta de urea granulada es rentable bajo las condiciones evaluadas.

El *Valor Presente* (VP) obtenido fue de 209.658.511 USD, lo que demuestra que los flujos netos de caja superan ampliamente la inversión inicial. Este resultado indica que el proyecto no solo recupera el capital invertido, sino que también genera un valor adicional significativo para los inversores, lo que permite generar beneficios a lo largo de su vida útil.

Asimismo, la *Tasa Interna de Retorno* (TIR) resultó en 42,38%, valor considerablemente superior a la *Tasa de Retorno Mínima Aceptable* (TRMA) del 25%. Por otra parte, el *Tiempo de Repago* (*n*) obtenido fue de un año y ocho meses, lo que implica una recuperación casi inmediata de la inversión inicial, es decir, los ingresos generados durante los primeros dos años de operación resultan suficientes para cubrir la totalidad del desembolso inicial.

Análisis de sensibilidad

El análisis de sensibilidad constituye una herramienta fundamental para evaluar la viabilidad económica de un proyecto frente a la incertidumbre de las variables como los costos operativos, los ingresos y las tasas de descuento, y sus efectos sobre la *Tasa Interna de Retorno (TIR)*. Su aplicación permite identificar las variables críticas en la rentabilidad del proyecto, anticipar escenarios adversos y diseñar estrategias de mitigación de riesgo que optimicen el desempeño económico.

En este caso, el análisis se centra en evaluar cómo las variaciones en los costos de las materias primas y en el precio de venta del producto afectan la rentabilidad del proyecto. La elección de estas variables se debe a que las materias primas NH_3 y CO_2 representan el 90,80% de los costos operativos variables totales. Asimismo, el precio de venta de la urea es la principal fuente de ingresos y, por lo tanto, un parámetro crítico en la evaluación financiera. En la *Tabla 6.31* se resumen los resultados obtenidos para las distintas variaciones analizadas, expresadas en términos de cambios relativos sobre los valores base.

El análisis de sensibilidad permite identificar cómo variaciones en los parámetros económicos clave afectan la rentabilidad del proyecto. En este caso se evaluaron cuatro variables: el costo del NH_3 , el costo del CO_2 , el ingreso por ventas de urea y la inversión fija.

Tabla 6.31. Análisis de sensibilidad

	Variación	Valor (USD/año)	Variación relativa	TIR (%)	Variación relativa TIR
Materia prima (NH_3)	39% +	306.327.273	1,39	24,86%	0,59
	Valor original	220.909.091	1,00	42,38%	1,00
	39% -	134.754.545	0,61	59,43%	1,40
Materia prima (CO_2)	59% +	227.670.779	1,59	24,99%	0,59
	Valor original	142.889.610	1,00	42,38%	1,00
	59% -	58.584.740	0,41	59,07%	1,39
Ingreso por ventas	14% +	21.333.000	1,14	59,03%	1,39
	Valor original	18.720.000	1,00	42,38%	1,00
	14% -	16.029.000	0,86	24,75%	0,58
Inversión Fija	500% +	1.290.333.689	5,00	24,70%	0,58
	Valor original	258.066.738	1,00	42,38%	1,00
	20% -	206.453.390	0,80	43,24%	1,02

Se observa que la rentabilidad del proyecto es más sensible a las variaciones en el ingreso por ventas y luego al costo de las materias primas.

Asimismo, se determina que cuando el costo del NH_3 aumenta un 39% respecto del valor base, o el costo del CO_2 se incrementa en más de un 59%, la TIR cae por debajo de la *Tasa de Retorno Mínima Aceptable (TRMA)*, lo que implica que el proyecto deja de ser económicamente viable. De manera similar, una reducción del 14% en el precio de venta de la urea provoca también una disminución de la TIR por debajo de la TRMA, afectando la rentabilidad esperada.

La *Figura 6.8* muestra la variación de la TIR relativa en función de los cambios en los parámetros analizados.

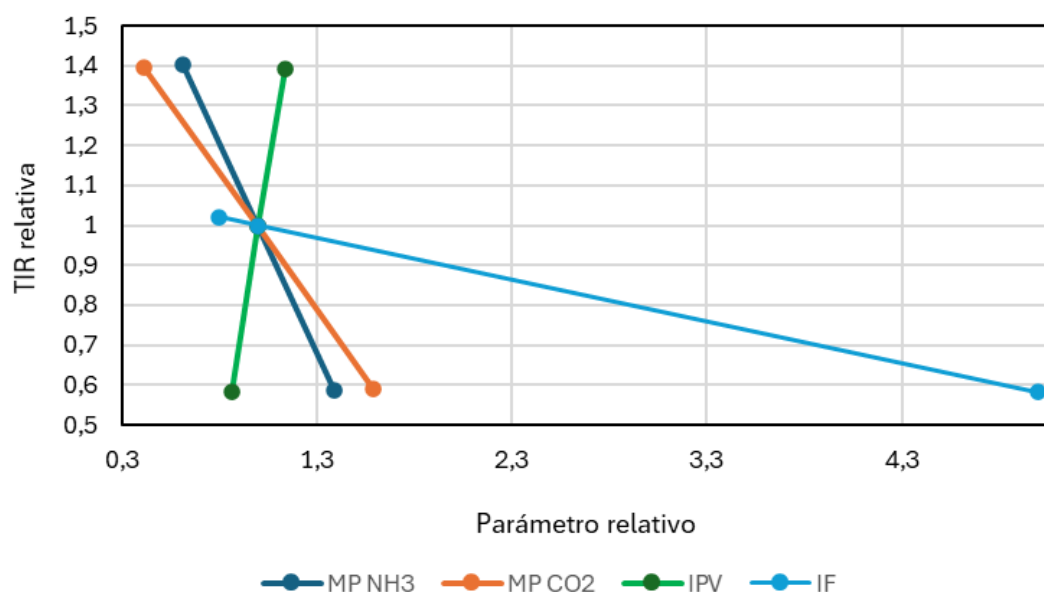


Figura 6.8. Variación de la TIR relativa frente al parámetro relativo.

En conjunto, los resultados permiten concluir que las variables más críticas para la viabilidad económica del proyecto son los costos de NH_3 , CO_2 y el precio de venta de la urea, dado que pequeñas variaciones generan modificaciones fuertes en la TIR. En contraste, el proyecto tolera mejor variaciones en la inversión fija, lo que indica una mayor robustez frente a incertidumbres en los costos de capital.

Para un mayor detalle, se graficó la variación relativa de la TIR en función de los cambios en los parámetros relativos de la materia prima y el precio de venta.

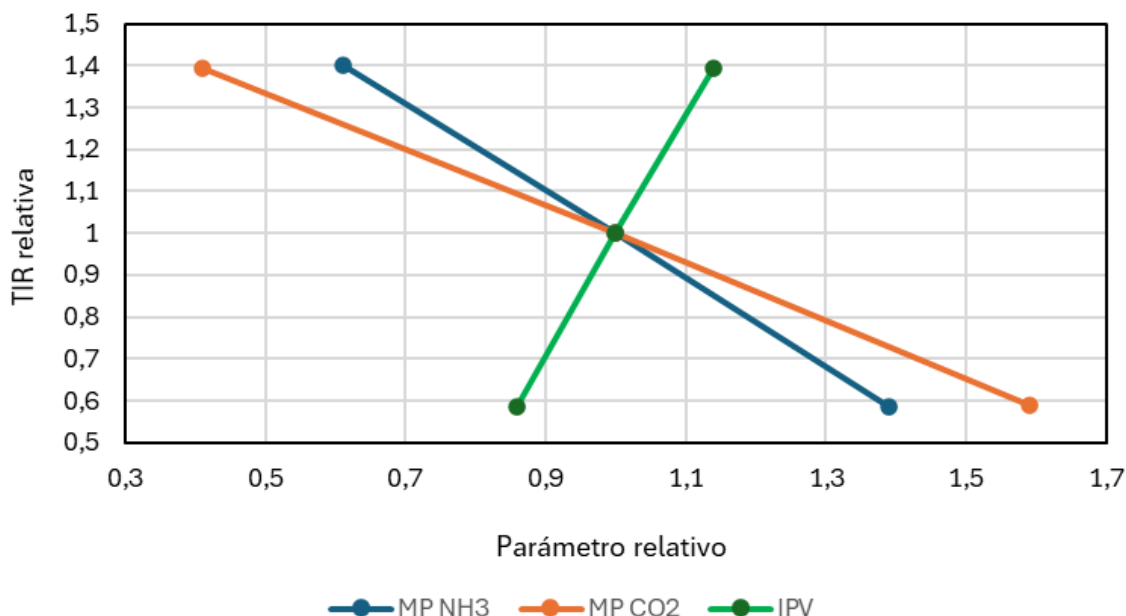


Figura 6.9. Variación de la TIR relativa frente al parámetro relativo (Materias Primas y venta Urea).

Para el caso del NH_3 , un incremento del 39% reduce la TIR a 24,86%, lo que representa una variación relativa de 0,59, evidenciando una caída significativa de la rentabilidad. Del mismo modo, la disminución del 39% en su precio eleva la TIR hasta 59,43%, con una variación relativa de 1,40, lo que muestra que pequeñas modificaciones en este insumo pueden modificar de forma notable la viabilidad económica.

El comportamiento del CO_2 es similar al del NH_3 , aunque con un impacto algo menor. Un aumento del 59% en su costo reduce la TIR a 24,99%, mientras que una disminución del 59% la incrementa a 59,07% presentando así una variación relativa de 0,59 y 1,39 respectivamente.

En cuanto al precio de venta, variaciones del $\pm 14\%$ generan cambios importantes en la rentabilidad: una caída del 14% reduce la TIR a 24,75% lo que constituye una variación relativa del 0,58, mientras que un aumento del 14% la eleva a 59,03% con una variación relativa del 1,39. Esto confirma que el ingreso por ventas constituye un parámetro crítico, capaz de modificar de forma sustancial el retorno del proyecto.

Por último, los cambios en la inversión fija muestran un impacto menos pronunciado. Un incremento del 500% reduce la TIR a 24,70%, mientras que una disminución del 20% la eleva a 43,24%. Aunque afecta el valor absoluto de la TIR, su variación relativa (0,58 para el aumento y 1,02 para la disminución de la inversión fija) indica que la rentabilidad es menos sensible a este parámetro en comparación con las materias primas o el precio del producto.

En conclusión, el análisis evidencia que la variable más crítica es el precio de venta del producto, seguido por las variaciones en el costo del NH_3 en mayor medida y luego del CO_2 . Estos resultados destacan la necesidad de implementar estrategias de abastecimiento eficientes y mecanismos de cobertura de precios para mitigar el riesgo económico asociado a las materias primas y garantizar la estabilidad financiera del proyecto.

Cronograma

La elaboración de un cronograma para la construcción y puesta en marcha del proyecto resulta fundamental, ya que permite organizar y gestionar de manera eficiente el tiempo, los recursos y las actividades involucradas; garantiza que el desarrollo del proyecto se lleve a cabo dentro de los plazos y presupuestos establecidos. Esta herramienta posibilita planificar las tareas de forma secuencial o en paralelo y asegura la finalización oportuna de las actividades críticas. Asimismo, el cronograma facilita el control financiero, al permitir visualizar los momentos de mayor inversión y distribuir los recursos según las distintas etapas del mismo.

La coordinación entre los distintos equipos de trabajo: ingenieros, constructores, contratistas y proveedores, se ve favorecida por una planificación clara, lo que contribuye a mantener la coherencia en los tiempos de ejecución. Entre las etapas principales se incluyen los períodos de diseño y planificación (ingeniería básica y de detalle), el período de construcción (que abarca la instalación de estructuras, equipos y sistemas de la planta) y la etapa de pruebas y puesta en marcha (que comprende las actividades de comisionado, pruebas operativas y ajustes finales necesarios para el inicio de las operaciones).

En proyectos de características similares dentro del ámbito de la ingeniería química, el plazo total estimado suele ser de al menos 36 meses; incluye la construcción, el montaje y el primer año de operación. En este caso, se diseñó un cronograma presentado en la *Figura 6.10* que concentra las actividades principales durante los dos primeros años, y establece metas a corto y mediano plazo.

	Meses																																				
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	
Ingeniería básica																																					
Ingeniería de detalle																																					
Movimiento de suelos y obras civiles																																					
Compra y recepción de equipos																																					
Montaje de equipos principales																																					
Montaje electromecánico																																					
Comisionamiento																																					
Pruebas hidráulicas																																					
Prueba de mecanismos de seguridad																																					
Puesta en marcha																																					
Operaciones y optimización																																					

Figura 6.10. Cronograma.

Conclusión

En función del análisis realizado, puede concluirse que la instalación de una planta de producción de urea granulada en Bahía Blanca constituye una alternativa sólida desde el punto de vista técnico, económico y estratégico. La disponibilidad de materias primas a bajo costo, la infraestructura industrial existente y la ubicación cercana al puerto confieren ventajas competitivas que aseguran un suministro eficiente y una inserción favorable en el mercado interno y regional.

Desde el plano económico, los resultados obtenidos demuestran que la inversión propuesta genera una rentabilidad elevada, con indicadores financieros que superan los valores mínimos requeridos. La estructura de costos evidencia que las materias primas representan la mayor proporción de los gastos operativos, por lo que su control resulta determinante para mantener la competitividad a largo plazo. Asimismo, el tiempo de repago proyectado y los flujos de caja consolidan la viabilidad del emprendimiento.

Más allá de la rentabilidad económica, el proyecto presenta impactos positivos a nivel industrial y social, promueve la generación de empleo y la valorización de recursos nacionales. La planta contribuirá a reducir la dependencia externa de fertilizantes nitrogenados y a fortalecer la cadena agroindustrial del país.

En síntesis, el estudio confirma que la ejecución del proyecto es factible y recomendable, tanto por sus beneficios económicos como por su aporte al desarrollo productivo nacional. No obstante, se sugiere avanzar con estudios de ingeniería básica y de mercado más detallados que permitan optimizar los costos operativos y garantizar la sostenibilidad del proyecto ante posibles fluctuaciones en el precio del gas natural y de las materias primas.

Referencias

- Agrolatam. (2025). *Precios de fertilizantes: urea y fosfato – Siembra 2025* [Artículo web]. Recuperado el [4 de noviembre de 2025] de www.agrolatam.com
- Camuzzi Gas. (2025, septiembre). *Tarifas vigentes* [Página web]. Recuperado el [28 de octubre de 2025] de www.camuzzigas.com
- Ministerio de Trabajo, Empleo y Seguridad Social. Dirección Nacional de Relaciones del Trabajo. (2016, 30 de noviembre). *Disposición 116-E/2016* [Norma administrativa]. Recuperado el [28 de octubre de 2025] de www.argentina.gob.ar
- EDES. (2025). *Cuadro tarifario – Septiembre 2025* [Documento PDF]. Recuperado el [28 de octubre de 2025] de www.infoedes.com
- EDES. (2025). *Medianos y grandes usuarios* [Página web]. Recuperado el [28 de octubre de 2025] de www.infoedes.com
- Federación Química de la República Argentina. (2025). *Escala salarial 2025-2026*. [Documento PDF]. Recuperado el [28 de octubre de 2025] de www.federacionquimica.org.ar
- IST – Instituto Superior Técnico. (s. f.). *Estimate costs of distillation and absorption towers via correlations* [Documento técnico]. Recuperado el [28 de octubre de 2025] de web.ist.utl.pt
- Made-in-China. (s. f.). *CO₂ Methane Gas Storage Tank* [Catálogo en línea]. Recuperado el [28 de octubre de 2025] de es.madeinchina.com
- Matche. (s. f.). *Costing of Reactor* [Página web]. Recuperado el [28 de octubre de 2025] de www.matche.com
- Mitula Casas. (s. f.). *Terrenos en Bahía Blanca – Parque Industrial* [Sitio web de anuncios]. Recuperado el [2 de noviembre de 2025] de www.casas.mitula.com
- Learisk. (s. f.). *Calculador financiero* [Herramienta en línea]. Recuperado el [28 de octubre de 2025] de www.learisk.com
- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (5.^a ed.). McGraw-Hill.
- Scribd. (2004). *Costing of Absorber* [Documento en línea]. Recuperado el [28 de octubre de 2025] de es.scribd.com
- Slideshare. (s. f.). *TP3 – Resumen Costos* [Presentación]. Recuperado el [28 de octubre de 2025] de es.slideshare.com
- Towering Skills. (s. f.). *Financial Analysis – Cost Indices* [Página web]. Recuperado el [28 de octubre de 2025] de www.toweringskills.com
- Towering Skills. (s. f.). *Índices de costos en ingeniería química (CEPCI)* [Página web]. Recuperado el [28 de octubre de 2025] de www.toweringskills.com
- Towler, G., & Sinnott, R. (2013). *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design* (2.^a ed.). Elsevier.

Ureality. (2024). *Capítulo 7 – Análisis económico del proceso de producción de urea granulada*.

Woods, D. R. (2007). *Financial Decision Making in the Process Industry*. Prentice Hall.

ZW Trailer. (2025). *Bulk Tanker Semi Trailer* [Catálogo en línea]. Recuperado el [28 de octubre de 2025] de www.zw.trailer.com



Universidad Nacional de Mar del Plata
Facultad de Ingeniería
Departamento de Ingeniería Química

**DISEÑO DE UNA PLANTA DE
PRODUCCIÓN
DE UREA GRANULADA**

CAPÍTULO 7

**SISTEMA DE GESTIÓN
AMBIENTAL**



2025

Resumen ejecutivo

En este capítulo se aborda la implementación de un *Sistema de Gestión Ambiental (SGA)* para la planta de urea granulada, con el propósito de minimizar el impacto ambiental asociado a la producción de fertilizantes nitrogenados y garantizar la sostenibilidad del proceso industrial. A partir de la identificación de los impactos significativos, el cumplimiento normativo y la definición de objetivos y metas medibles, se estableció una estructura sólida para la gestión ambiental responsable y la mejora continua del desempeño de la planta.

El SGA se desarrolló conforme a la norma *ISO 14001:2015*, para integrar la gestión ambiental en todas las etapas productivas mediante el ciclo PHVA (Planificar–Hacer–Verificar–Actuar). Este enfoque permite prevenir la contaminación, optimizar el consumo de recursos naturales y asegurar el cumplimiento de la legislación ambiental vigente a nivel nacional, provincial y local.

Los principales aspectos ambientales identificados corresponden a las emisiones de amoníaco y polvo de urea; las emisiones indirectas de GEI; los efluentes con compuestos nitrogenados; los residuos sólidos de mantenimiento y filtrado; el consumo de agua y gas natural, y el ruido industrial. A partir de la matriz de *Leopold modificada* se los jerarquizó, se destacan como más significativos los efluentes líquidos, las emisiones atmosféricas y el consumo de gas natural.

A partir de estos resultados, se establecieron metas ambientales orientadas a la reducción de emisiones y efluentes, la optimización del consumo de recursos y la reincorporación del polvo de urea al proceso productivo. Estas acciones se acompañan de un plan de capacitación, la implementación de un sistema documental digital para asegurar la trazabilidad ambiental y la realización de auditorías internas y revisiones periódicas.

El compromiso ambiental de la planta se evidencia en la optimización de los recursos, la prevención de la contaminación y la consolidación de una cultura organizacional comprometida con la sostenibilidad, que busca posicionar el proyecto como un referente en gestión ambiental responsable dentro del sector industrial.

Introducción

En el contexto actual, donde la sostenibilidad se ha convertido en una exigencia global, las industrias químicas tienen el desafío de producir de manera eficiente, responsable, y minimizar su impacto ambiental. Dentro de este escenario, la instalación de una planta de urea granulada, a partir de gas natural, en el *Polo Petroquímico de Ingeniero White* en Bahía Blanca requiere incorporar herramientas de gestión que garanticen el cumplimiento normativo, la prevención de la contaminación y la mejora continua del desempeño ambiental.

Un sistema de gestión es un conjunto de políticas, procesos y procedimientos utilizados por una organización para asegurar que pueda cumplir los objetivos definidos en áreas específicas como calidad, medio ambiente, seguridad o mantenimiento. En esencia, ayuda a una empresa a organizar, controlar y mejorar continuamente sus operaciones. Cuando este enfoque se orienta al cuidado ambiental, se habla de un *Sistema de Gestión Ambiental (SGA)*, una estructura que permite identificar, evaluar y controlar los aspectos ambientales de una actividad industrial, reducir los impactos negativos y fortalecer el respeto y la responsabilidad hacia el ambiente.

El SGA proporciona una base metodológica que ayuda a las empresas a controlar sus emisiones, efluentes, residuos y consumos, promueve al mismo tiempo una cultura de responsabilidad ambiental en todos los niveles de la organización. Su funcionamiento se apoya en el ciclo PHVA (Planificar–Hacer–Verificar–Actuar), que impulsa la mejora continua mediante la planificación de objetivos, la ejecución de acciones, el monitoreo de resultados y la implementación de medidas correctivas.

Entre los distintos modelos existentes, la norma *ISO 14001:2015*, adoptada en Argentina como *IRAM–ISO 14001*, constituye el estándar de referencia internacional. Esta norma establece los requisitos que debe cumplir una organización para implementar un SGA eficaz, al integrar la gestión ambiental con la estrategia empresarial y fomentar el pensamiento basado en riesgos. Su objetivo es ayudar a las organizaciones a proteger el medio ambiente, cumplir con la legislación vigente y alcanzar un desempeño ambiental sólido y verificable. Las etapas principales para desarrollar un SGA son:

1. Definición del contexto organizacional y de la política ambiental
2. Identificación de aspectos e impactos ambientales
3. Determinación de requisitos legales y otros compromisos
4. Definición de objetivos y metas ambientales
5. Implementación y operación. Asignar responsabilidades, capacitar al personal y establecer procedimientos operativos que aseguren la correcta ejecución del sistema
6. Evaluación del desempeño y auditorías internas. Realizar un seguimiento continuo de los indicadores ambientales y efectuar auditorías que permitan detectar desviaciones y oportunidades de mejora
7. Revisión por la dirección. Analizar periódicamente los resultados del SGA para evaluar su eficacia, redefinir objetivos y garantizar la mejora continua del sistema

En una planta de urea, la implementación de un SGA es especialmente relevante debido a la naturaleza de sus procesos. La producción de fertilizantes nitrogenados implica procesos intensivos en energía y el manejo de sustancias potencialmente peligrosas, como amoníaco y dióxido de carbono. Las principales cuestiones ambientales incluyen las emisiones atmosféricas (NH_3 , CO_2 , NO_x y polvo de urea), los efluentes líquidos con compuestos nitrogenados y el consumo de recursos hídricos y energéticos. Un sistema de gestión ambiental adecuado permite identificar estos aspectos críticos, establecer controles operativos, reducir emisiones y garantizar la trazabilidad de todas las acciones relacionadas con la protección del medio ambiente.

En este capítulo se aborda el diseño de un SGA para una planta de urea granulada, al considerar principalmente los lineamientos de la norma *ISO 14001:2015* y las mejores prácticas internacionales del sector de fertilizantes (*IFC, 2007*).

Política ambiental

El primer paso en el desarrollo de un SGA consiste en la formulación de una política ambiental que refleje el compromiso de la organización con la protección del entorno y oriente las actividades vinculadas, en este caso, con la producción de urea granulada. Su propósito es garantizar que las operaciones se realicen de manera sostenible, cumplan con los requisitos legales y normativos aplicables, al promover prácticas responsables que contribuyan a minimizar los impactos ambientales asociados al proceso industrial.

De acuerdo con la norma *ISO 14001:2015*, en su cláusula 5.2, la política ambiental debe:

- Ser coherente con el propósito y contexto de la organización, al considerar la naturaleza y magnitud de sus impactos
- Proporcionar un marco de referencia para el establecimiento de los objetivos ambientales
- Incluir un compromiso de protección del medio ambiente, que contemple la prevención de la contaminación y otros compromisos específicos pertinentes
- Incorporar el cumplimiento de los requisitos legales y de otros compromisos voluntarios asumidos por la organización
- Promover la mejora continua del sistema de gestión ambiental
- Mantenerse documentada, comunicada y disponible tanto para el personal interno como para las partes interesadas externas

La política ambiental de la empresa se apoya en valores institucionales fundamentales que orientan su gestión hacia la protección del medio ambiente y la sostenibilidad:

1. **Responsabilidad ambiental:** se reconoce la influencia de las operaciones sobre el entorno y se asume el compromiso de prevenir, controlar y mitigar los impactos negativos, al priorizar la protección de los recursos naturales y la prevención de la contaminación
2. **Cumplimiento normativo:** se asegura el estricto cumplimiento de la legislación ambiental vigente, de las disposiciones locales, provinciales y nacionales, así como de los estándares internacionales aplicables
3. **Mejora continua:** se impulsa la revisión constante de los procesos productivos, el establecimiento de objetivos y metas ambientales, y la implementación de tecnologías más limpias e innovadoras que contribuyan a un desempeño ambiental cada vez más eficiente
4. **Capacitación:** se promueve una cultura ambiental entre los trabajadores y colaboradores, para fortalecer la responsabilidad individual y colectiva en la protección del ambiente y el uso consciente de los fertilizantes nitrogenados
5. **Transparencia y participación:** se fomenta la comunicación abierta con las partes interesadas, para informar sobre el desempeño ambiental de la empresa y promover la cooperación en la búsqueda de soluciones sostenibles

La empresa fortalece su compromiso mediante la inclusión de su responsabilidad ambiental en su misión y visión, descritos a continuación:

- **Misión:** Producir urea granulada de alta calidad mediante procesos seguros, eficientes y ambientalmente responsables, contribuir al desarrollo sustentable de la agricultura argentina y a la consolidación del sector industrial nacional. La planta orienta su gestión a la optimización del uso de los recursos naturales, la aplicación de tecnologías limpias y la generación de valor económico, social y ambiental en toda su cadena productiva

- **Visión:** Ser una planta líder en la comercialización de urea a nivel mundial y un modelo de referencia en Latinoamérica en la producción sostenible de fertilizantes nitrogenados, destacándose por su innovación tecnológica, desempeño ambiental y compromiso con el desarrollo del país. La organización aspira a ser reconocida por su excelencia operativa, su contribución al uso responsable del nitrógeno en la agricultura y su liderazgo en prácticas industriales seguras y sostenibles

En coherencia con estos principios, la organización asume la responsabilidad de desarrollar todas las actividades relacionadas con la producción de urea granulada bajo criterios que aseguren la protección ambiental, el uso racional de los recursos naturales y el cumplimiento estricto de la normativa vigente, reafirmando su compromiso con el desarrollo sostenible y con la mejora continua de su desempeño ambiental.

Ciclo de mejora continua PHVA en la gestión ambiental

El *Sistema de Gestión Ambiental* de la planta se basa en el ciclo de mejora continua PHVA (Planificar–Hacer–Verificar–Actuar), un enfoque metodológico que garantiza que las acciones implementadas sean efectivas y permitan la optimización progresiva del desempeño ambiental, ver *Figura 7.1*.

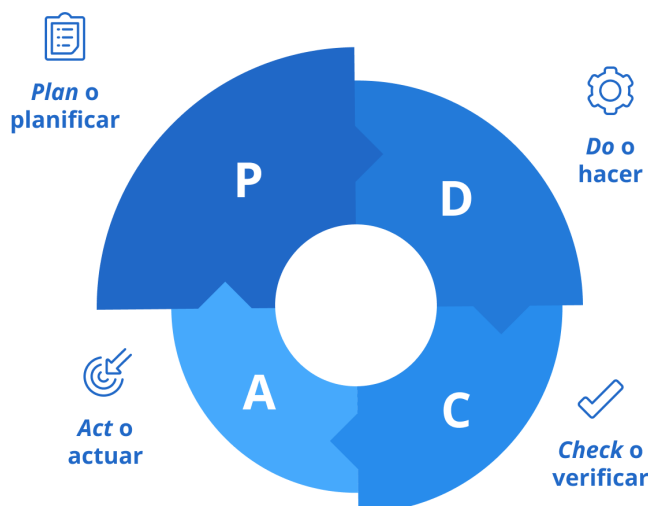


Figura 7.1. Ciclo de mejora continua PDCA.

- **Planificar (Plan):** Se identifican los aspectos e impactos ambientales significativos, se evalúa su importancia y se definen objetivos y metas ambientales, junto con los planes de acción correspondientes para alcanzar los resultados deseados
- **Hacer (Do):** Se implementan las medidas, procedimientos y controles operativos para gestionar los aspectos ambientales, reducir riesgos y prevenir la contaminación
- **Verificar (Check):** Se realiza un seguimiento sistemático del desempeño ambiental mediante monitoreo, medición de indicadores, auditorías internas y evaluación de resultados frente a los objetivos establecidos
- **Actuar (Act):** Se toman acciones correctivas y preventivas, y se realiza la revisión por la dirección para ajustar políticas, metas y procedimientos, para garantizar la mejora continua del sistema

Este enfoque asegura que cada etapa del SGA, desde la definición de objetivos hasta la revisión y actualización de procedimientos, esté integrada en un ciclo dinámico de aprendizaje y mejora. En las secciones siguientes se desarrollan las acciones correspondientes a cada fase del ciclo PHVA, al evidenciar cómo se aplica a la operación de la planta de urea granulada.

Aspectos ambientales

La identificación de los aspectos ambientales permite reconocer cómo las actividades, productos y servicios de la planta interactúan con el entorno natural. De acuerdo con la *ISO 14001:2015* (cláusula 6.1.2), la organización debe determinar los aspectos ambientales que pueda controlar o influir, y los impactos asociados a ellos, al tener en cuenta todas las condiciones operativas relevantes, los cambios planificados y las posibles situaciones de emergencia.

En el caso particular de la producción de urea granulada, este proceso comprende esencialmente tres etapas: la síntesis de urea a partir de NH_3 y CO_2 ; la concentración y purificación de la urea y la granulación o prilling del producto final. En cada una de estas etapas se generan aspectos ambientales específicos que deben identificarse y evaluarse por su potencial impacto.

A continuación, se mencionan los principales impactos ambientales asociados al proceso de producción de urea (*IFC, 2007*).

Emisiones atmosféricas

Las emisiones atmosféricas asociadas a la producción de fertilizantes nitrogenados incluyen principalmente gases de efecto invernadero, como el dióxido de carbono y el óxido nitroso, así como otros compuestos inorgánicos gaseosos y material particulado fino, con un diámetro aerodinámico inferior a 10 micrones, generadas durante las operaciones de perlado o granulación.

En el caso particular de las plantas de producción de urea, las emisiones más relevantes corresponden al amoníaco y al polvo de urea. Además, pueden presentarse emisiones fugitivas de amoníaco provenientes de tanques de almacenamiento, válvulas, bridas, compresores y líneas de conducción, las cuales, aunque de menor volumen que las emisiones puntuales, pueden ser significativas a lo largo del tiempo.

Las torres de *prilling* y los granuladores representan las principales fuentes de emisión de partículas sólidas, debido a que el proceso de formación de gránulos requiere grandes caudales de aire de enfriamiento. Este aire, al entrar en contacto con los sólidos en suspensión, arrastra finas partículas de urea que luego son liberadas a la atmósfera.

Otros aspectos ambientales asociados incluyen la presencia de compuestos volátiles derivados del manejo del amoníaco y del dióxido de carbono en el sistema de síntesis, así como emisiones secundarias de gases de combustión originadas en calderas y equipos de generación de energía. Estas corrientes contribuyen a la emisión de óxidos de nitrógeno (NO_x), monóxido de carbono y trazas de dióxidos de azufre, que pueden afectar la calidad del aire local.

Desde el punto de vista ambiental, los principales impactos asociados a estas emisiones son: el potencial de contribución al cambio climático, la acidificación del aire y del suelo, la formación de material particulado atmosférico y la contaminación del aire en áreas próximas al polo petroquímico. En zonas industriales como Bahía Blanca, donde confluyen varias fuentes emisoras, este aspecto cobra especial relevancia por la posible sinergia entre emisiones de distintos orígenes.

Consumo de energía eléctrica

La producción de fertilizantes nitrogenados, en particular la producción de urea granulada, demanda un elevado consumo de energía eléctrica debido al funcionamiento continuo de bombas, compresores, forzadores y otros equipos auxiliares esenciales para operar en las altas presiones y temperaturas que caracterizan al proceso. Estas condiciones operativas requieren equipos de gran potencia, lo que incrementa significativamente el requerimiento energético de la planta.

El consumo eléctrico constituye un aspecto ambiental relevante, no por generar emisiones directas dentro de la planta, sino por los impactos indirectos asociados a su fuente de generación. En Argentina, la electricidad proviene mayoritariamente de centrales térmicas que utilizan combustibles fósiles, por lo que su uso implica la emisión indirecta de gases de efecto invernadero (GEI). Conforme al *Greenhouse Gas Protocol — Global Protocol for Community-Scale GHG Inventories*, estas emisiones derivadas del consumo de electricidad adquirida se clasifican como de *Alcance 2*, ya que se originan fuera de la instalación pero son consecuencia directa de su demanda energética.

Por lo tanto, el requerimiento eléctrico de la planta debe ser identificado, evaluado y monitoreado dentro del *Sistema de Gestión Ambiental*, a fin de gestionar la contribución de la operación a las emisiones totales de GEI y fomentar la adopción de medidas de eficiencia energética que permitan reducir la huella ambiental del proceso.

Efluentes líquidos

Los efluentes líquidos de las plantas de producción de fertilizantes nitrogenados provienen: de los lavados ácidos utilizados durante las tareas programadas de limpieza y purga; los efluentes de los depuradores húmedos, los derrames accidentales o fugas menores en los tanques de almacenamiento del producto. También, se originan efluentes de naturaleza ácida o cáustica asociados a los procesos de preparación y tratamiento del agua de alimentación de calderas.

En el caso específico de una planta de urea granulada, los efluentes de proceso constituyen uno de los principales aspectos ambientales a considerar, ya que suelen contener concentraciones variables de amoníaco, dióxido de carbono y urea disuelta, los cuales alteran la calidad del agua. Estas corrientes pueden provenir del vapor de los eyectores, el agua de lavado de equipos, el agua de inundación utilizada en tareas de mantenimiento y el agua de obturación empleada en válvulas y sistemas auxiliares.

Los impactos ambientales asociados a estos efluentes están principalmente vinculados a la alteración de las propiedades fisicoquímicas del agua, como el incremento del pH y la conductividad, y a la presencia de compuestos nitrogenados que pueden causar eutrofización de cuerpos de agua receptores. Asimismo, el contacto prolongado de estas aguas con el suelo puede derivar en la contaminación de napas freáticas por lixiviación de amoníaco y urea. En este sentido, la variabilidad en la composición de los efluentes, constituye un aspecto crítico que requiere una caracterización y seguimiento continuo para evitar alteraciones en los ecosistemas locales y en la calidad del recurso hídrico.

Residuos sólidos

Las instalaciones dedicadas a la producción de fertilizantes nitrogenados emplean y generan cantidades significativas de materiales peligrosos, que incluyen tanto materias primas como productos intermedios y finales. La manipulación, almacenamiento y transporte de estas sustancias deben gestionarse de manera rigurosa para prevenir o minimizar los impactos ambientales y los riesgos para la seguridad. Las *Guías Generales sobre Medio Ambiente, Salud y Seguridad (MASS)* establecen las prácticas recomendadas para el manejo seguro de materiales peligrosos, que abarcan su almacenamiento, transporte y disposición (IFC, 2007).

En el proceso de producción de urea, los residuos sólidos generados corresponden principalmente a residuos no peligrosos, constituidos por partículas de polvo con contenido de nitrógeno provenientes de los sistemas de control de emisiones instalados en las torres de *prilling* y los granuladores. Sin embargo, pueden presentarse también residuos considerados peligrosos, tales como filtros usados, lodos provenientes de sistemas de tratamiento de efluentes, y pequeñas cantidades de aceites lubricantes y grasas utilizados en bombas, compresores y equipos rotativos.

Desde el punto de vista ambiental, los residuos sólidos representan un aspecto significativo debido a su potencial para contaminar el suelo o los cuerpos de agua superficiales si no se manejan adecuadamente. Las partículas finas de urea, al ser solubles, pueden contribuir a la eutrofización y alterar la calidad del agua en caso de deposición o escurrimiento. Asimismo, los residuos de mantenimiento y operación deben ser segregados, identificados y almacenados temporalmente en condiciones controladas hasta su disposición final o recuperación, de acuerdo con la normativa ambiental vigente (*Ley Nacional N° 25.612 sobre Gestión Integral de Residuos Industriales y de Actividades de Servicio*).

Consumo de recursos naturales

La producción de urea demanda gran cantidad de recursos naturales, especialmente de gas natural, que se emplea tanto como materia prima para la obtención de CO_2 como combustible para la producción de vapor.

Además, el proceso requiere grandes volúmenes de agua para refrigeración, condensación, lavado de gases, limpieza del sistema y operaciones auxiliares. Según los datos de la empresa *Stamicarbon*, su diseño “*Ultra-Low Energy*” para plantas de urea permite una reducción del consumo de agua de enfriamiento de aproximadamente 16% frente a los procesos convencionales. En comparación, para una de sus tecnologías se reporta un consumo de agua de enfriamiento de aproximadamente $71\ m^3/ton$ de urea producida, frente a aproximadamente $80\ m^3/ton$ en procesos tradicionales.

El uso intensivo de estos recursos naturales provocan impactos en el entorno. El consumo de gas natural, al provenir de una fuente fósil no renovable, incrementa la presión sobre estos recursos y genera emisiones indirectas de dióxido de carbono y otros gases de combustión, esto aumenta la huella de carbono del proceso. Por su parte, el uso de agua puede contribuir al estrés hídrico en regiones donde su oferta es limitada. Además, el uso intensivo del agua genera corrientes residuales, como los efluentes de enfriamiento, condensados y descargas de torres de enfriamiento, que si no se controlan adecuadamente pueden alterar la temperatura, el pH o la calidad del agua receptora.

Optimizar el uso de estos recursos naturales es un eje clave de la gestión ambiental en una planta de urea. Este enfoque no solo mejora el desempeño ambiental sino que también puede traducirse en ventajas operativas, como reducción de costos, mejora en eficiencia de producción y menor impacto sobre el entorno local.

Ruido y vibraciones

El ruido ambiental generado durante la operación de la planta proviene principalmente del funcionamiento continuo de equipos rotativos como compresores, bombas, ventiladores y turbinas, presentes en la etapa de síntesis y en las torres de granulación. También, contribuyen otras fuentes como motores eléctricos, enfriadores de aire, tambores giratorios, cintas transportadoras, grúas, calentadores de aire y los procesos de despresurización de emergencia.

Además de los impactos generados durante la operación, la etapa de instalación de la planta también puede generar un impacto en el ambiente. Las actividades de desmonte y nivelación del terreno pueden alterar los ecosistemas locales, provocar pérdida de vegetación y modificar el drenaje natural. El uso de maquinaria y el transporte de materiales generan emisiones de CO_2 , NO_x y material particulado, que afectan la calidad del aire, mientras que una gestión inadecuada de los residuos de construcción puede contaminar el suelo y los cuerpos de agua cercanos. Asimismo, el ruido, las vibraciones y el polvo en suspensión durante las obras representan impactos temporales que deben ser controlados mediante buenas prácticas ambientales.

Cumplimiento legal

Para la planta de producción de urea granulada que se instalará en la ciudad de Bahía Blanca, provincia de Buenos Aires, resulta fundamental asegurar el cumplimiento de la normativa ambiental vigente en todos los niveles (nacional, provincial y local), para garantizar que todas las etapas del proyecto se desarrollen dentro del marco regulatorio aplicable y de acuerdo con los principios de la norma *ISO 14001:2015*.

En el ámbito nacional, destacan la *Ley General del Ambiente (Ley N° 25.675)*, que establece los principios de política ambiental y la obligación de realizar una *Evaluación de Impacto Ambiental (EIA)* para proyectos potencialmente contaminantes, y la *Ley N° 24.051 de Residuos Peligrosos*, que regula la generación, transporte, tratamiento y disposición final de residuos peligrosos, que impone la inscripción en el registro correspondiente y la trazabilidad de los residuos. Además, la *Ley N° 26.688 de Régimen de Gestión Ambiental de Aguas* establece normas para la preservación de los recursos hídricos y el control de efluentes industriales antes de su vertido en cuerpos de agua, aspecto particularmente relevante para la planta debido a las corrientes líquidas generadas durante la producción de urea. La *Ley N° 25.612 de Gestión Integral de Residuos Industriales y de Actividades de Servicio* promueve la reducción, reutilización y reciclaje de los residuos industriales y la correcta disposición de aquellos que no puedan aprovecharse.

A nivel provincial, la *Ley N° 5.965* y la *Resolución N° 336/2003 (Límites de vertido de efluentes líquidos en la Provincia de Buenos Aires)* fijan los lineamientos para la protección de la atmósfera y de los cuerpos de agua en la Provincia de Buenos Aires, y el *Organismo Provincial para el Desarrollo Sostenible (OPDS)* exige la obtención de la *Licencia de Emisiones Gaseosas a la Atmósfera (LEGA)*, la autorización de vertidos y la implementación de programas de monitoreo ambiental.

En el ámbito local, la planta deberá cumplir con los requisitos de la Subsecretaría de Gestión Ambiental de la Municipalidad de Bahía Blanca y del Consorcio de Gestión del Puerto, que incluyen la presentación de informes, la comunicación de contingencias y la adhesión a protocolos específicos de la zona industrial y portuaria.

Cumplir con estas normativas es fundamental para minimizar los impactos ambientales y asegurar que el proceso se realice de manera sostenible, para contribuir a la protección del medio ambiente y al bienestar de la comunidad.

Objetivos y metas ambientales

De acuerdo con la norma *ISO 14001:2015*, la organización debe definir objetivos ambientales coherentes con su política ambiental, al considerar los aspectos e impactos significativos, los requisitos legales aplicables y los riesgos y oportunidades asociados. Estos objetivos deben ser medibles, supervisados, comunicados y actualizados periódicamente, y sustentarse en planes de acción documentados que especifiquen las actividades a realizar, los recursos requeridos, los responsables designados, los plazos de ejecución y los métodos de evaluación del desempeño. Este enfoque promueve la integración de los objetivos ambientales en la planificación operativa de la organización, asegura la mejora continua y la verificación del cumplimiento ambiental.

Para la definición de los objetivos y metas ambientales se consideraron los resultados de la *Evaluación de Impacto Ambiental (EIA)*, procedimiento técnico-administrativo de carácter preventivo establecido por la Ley General del Ambiente N° 25.675. La EIA permite a la autoridad competente tomar decisiones informadas sobre la viabilidad ambiental del proyecto, evaluar los posibles efectos que las actividades de construcción y operación pueden generar sobre los componentes del medio físico, biológico y social. Su aplicación no solo busca prevenir impactos negativos, sino también fomentar la transparencia, la

participación pública y la adopción de medidas de mitigación y control, al promover un modelo de desarrollo industrial sostenible.

En el marco de la EIA, se aplicó la matriz de Leopold modificada, un método cuantitativo desarrollado originalmente en 1971 para identificar y analizar los impactos ambientales que un proyecto puede producir sobre el entorno natural y social. La versión modificada de la matriz no solo identifica los impactos, sino que también evalúa su relevancia sobre los componentes biofísicos y socioeconómicos, mediante criterios de evaluación previamente definidos. Cada interacción entre actividad y factor ambiental se califica en función de su magnitud, importancia y dirección (positiva o negativa), obteniéndose un índice que combina características cualitativas y cuantitativas del impacto. Este proceso permite jerarquizar los impactos según su relevancia y establecer prioridades para la gestión ambiental, y definir las medidas de mitigación o prevención más adecuadas.

En la *Tabla 7.1* se detallan los criterios utilizados para la evaluación, junto con los valores posibles asignados a cada caso. Una vez definidos estos parámetros, se determinó la clasificación ambiental empleando la *Ecuación 7.1*, lo que permitió establecer el grado de importancia de cada impacto identificado según la escala presentada en la *Tabla 7.2*. Finalmente, la *Tabla 7.3* reúne los impactos ambientales potenciales detectados para el proyecto, junto con su respectiva valoración y nivel de clasificación.

$$Ca = D.Po.(M + E + Du + F + R) \qquad \textbf{Ecuación 7.1}$$

Tabla 7.1. Criterios de evaluación.

Criterio	Evaluación	Definición
Dirección (D)	Positiva (+)	Beneficio neto para recurso
	Neutra (0)	Ningún beneficio ni perjuicio neto para el recurso
	Negativa (-)	Perjuicio neto para el recurso
Probabilidad de ocurrencia (Po)	Baja (0,1 - 0,3)	Poco probable
	Media (0,4 - 0,7)	Posible o probable
	Alta (0,8 - 1)	Cierta
Magnitud (M)	Ninguna (0)	No se prevé ningún cambio
	Baja (1)	Se pronostica que la perturbación será algo mayor que las condiciones típicas existentes
	Mediana (2)	Se pronostica que los efectos están considerablemente por encima de las condiciones típicas existentes, sin exceder los criterios establecidos en los límites permitidos o causar cambios en los parámetros económicos, sociales o biológicos bajo los rangos de variabilidad natural o tolerancia social.
	Alta (3)	Los efectos predecibles exceden los criterios establecidos o límites permitidos, causando cambios detectables en parámetros sociales, económicos, biológicos o más allá de la variabilidad natural o tolerancia social.
Extensión geográfica (E)	Local (1)	Confinado al área directamente perturbada por el proyecto, en nuestro caso el Polo Petroquímico de Bahía Blanca
	Sub-regional (2)	Sobrepasa las áreas pero está dentro de los límites del área de estudio de la evaluación: corresponde al área total destinada al tratamiento de residuos
	Regional (3)	Se extiende más allá de los límites regionales
Duración (Du)	Corto plazo (1)	Menos de 1 año
	Medio plazo (2)	Entre 1 y 5 años
	Largo plazo (3)	Más de 5 años
Frecuencia (F)	Continua (4)	Ocurrirá continuamente
	Aislada (3)	Confinada a un período específico
	Periódica (2)	Ocurre intermitente pero repetidamente
	Ocasional (1)	Ocurre rara vez
Reversibilidad (R)	Corto plazo (0)	Puede ser revertido en un año o menos
	Plazo medio (1)	Puede ser revertido en más de un año, pero menos de diez
	Largo plazo (2)	Puede ser revertido en más de diez años
	Irreversible (3)	Efectos permanentes

Tabla 7.2. Rangos de valor de la importancia de los impactos.

Rango de valor	Condición	Codigo de color
15 a 10,1	Altamente positivo	
10 a 5,1	Moderadamente positivo	
5 a 0	Levemente positivo	
-0,1 a -5	Levemente negativo	
-5,1 a -10	Moderadamente negativo	
-10,1 a -15	Altamente negativo	

Tabla 7.3. Matriz de aspectos e impactos ambientales para la planta de urea.

Identificación del aspecto		Impactos ambientales asociados	Evaluación de la significancia del impacto							Clasificación ambiental
Aspecto ambiental	Identificación		D	Po	M	E	Du	F	R	
Emisiones atmosféricas	NH_3 y CO_2	Contribución al cambio climático (CO_2) y contaminación del aire (NH_3), con posibles efectos sobre la salud y la biodiversidad	-1	0,6	2	1	1	4	1	-5,4
	Polvo de urea	Contaminación del aire y del suelo por deposición de partículas nitrogenadas.	-1	0,8	2	1	1	4	1	-7,2
Efluentes líquidos	Agua (lavado y proceso)	Alteración del pH, temperatura y composición química del cuerpo receptor, con presencia de urea, amoníaco y compuestos nitrogenados que pueden causar eutrofización y contaminación de napas.	-1	0,8	3	3	2	4	1	-10,4
Generación de residuos sólidos	Polvo de urea	Riesgo de contaminación del suelo si no se gestiona adecuadamente.	-1	0,4	2	1	2	3	1	-6,3
Consumo de recursos naturales	Agua	Agotamiento de un recurso renovable	-1	0,4	1	1	2	4	1	-3,6
	Gas natural	Agotamiento de un recurso no renovable	-1	0,7	2	2	2	4	1	-7,7
	Energía eléctrica, no renovable	Contribución indirecta al cambio climático debido al consumo eléctrico de fuentes no renovables como combustibles fósiles; aumento de huella de carbono asociada al proceso productivo.	-1	0,7	2	2	2	4	1	-7,7
Ruido y vibraciones	Equipos rotativos	Generación de contaminación sonora que puede afectar a trabajadores y comunidades cercanas, además de producir vibraciones sobre estructuras y alterar el suelo.	-1	0,8	2	1	1	2	0	-4,8

En la **Tabla 7.4** se detallan los objetivos y metas ambientales establecidos para los primeros años de operación de la planta, orientados a alcanzar un desempeño ambiental superior al de otras instalaciones del sector con menores niveles de gestión ambiental.

Tabla 7.4 Objetivos y metas ambientales establecidos para la planta.

Objetivo ambiental	Meta ambiental
Reducción de emisiones atmosféricas.	Disminuir en un 10% las emisiones de amoníaco y material particulado en un plazo de tres años.
Mejorar la eficiencia energética de la planta.	Disminuir en un 10% el consumo específico de energía eléctrica (kWh/tonelada de urea) en un plazo de tres años. Disminuir en un 15% el consumo eléctrico de fuentes no renovables en un plazo de cinco años.
Optimizar el uso de los recursos naturales en el proceso industrial.	Disminuir en un 15% el consumo de agua por tonelada de urea producida en un plazo de cinco años. Reducir en un 8% el consumo específico de gas natural en sistemas de combustión y generación de energía, al mejorar la eficiencia térmica y recuperar el calor residual, en un plazo de cinco años.
Minimizar la generación y peligrosidad de efluentes líquidos.	Asegurar que la totalidad de los efluentes cumpla con los límites de la legislación vigente y los estándares del OPDS, desde el inicio de operación.
Reducir la generación de residuos sólidos y promover su valorización.	Reincorporar al proceso al menos el 80% del polvo de urea capturado en los sistemas de filtrado y reducir en un 20% los residuos enviados a disposición final en un plazo de cinco años.
Fortalecer la cultura ambiental y la capacitación del personal.	Capacitar al 100% del personal en buenas prácticas ambientales, manejo de residuos y respuesta ante emergencias durante el primer año de operación.

Plan de acción

El plan de acción ambiental reúne las estrategias, programas y medidas que permitirán alcanzar los objetivos y metas establecidos en el *Sistema de Gestión Ambiental* de la planta de producción de urea granulada. Este plan busca integrar la gestión ambiental en todas las etapas operativas, al garantizar que cada actividad contribuya a la reducción de impactos, la mejora continua y el cumplimiento normativo.

Reducción de emisiones atmosféricas

Se implementarán mejoras tecnológicas en los sistemas de lavado de gases y filtros de mangas ubicados en las torres de granulación, con el fin de aumentar su eficiencia en la retención de amoníaco y partículas de urea. Se llevará a cabo un mantenimiento preventivo de válvulas, bridas y conexiones, a fin de minimizar las fugas. Además, se instalarán equipos de monitoreo continuo de emisiones que permitan un seguimiento en tiempo real y la adopción de medidas correctivas inmediatas. Por último, el personal será capacitado en operación segura y manejo adecuado de amoníaco, para implementar una cultura de prevención y control.

Mejora de la eficiencia energética

Para reducir el consumo energético y las emisiones indirectas asociadas a la generación eléctrica, la planta incorporará medidas de eficiencia energética en los principales equipos consumidores, como bombas, compresores y forzadores de las torres de enfriamiento. Se optimizará la operación mediante

ajustes de proceso y mantenimiento preventivo que asegure el funcionamiento eficiente de los equipos. Asimismo, se promoverá la implementación de indicadores de desempeño energético, como por ejemplo kWh/tonelada de urea, con seguimiento mensual, para evaluar la evolución del consumo y detectar oportunidades de mejora.

La planta estudiará también la posibilidad de desarrollar alianzas institucionales o proyectos colaborativos con entidades vinculadas a la generación eólica y solar en Argentina, con el propósito de impulsar esquemas de autogeneración renovable a mediano plazo o compensaciones certificadas de emisiones.

Optimización del consumo de recursos naturales

El plan contempla la instalación de sistemas de recirculación y reutilización de aguas de proceso, condensados y efluentes tratados, al priorizar la adopción de circuitos cerrados de refrigeración y equipos de alta eficiencia energética e hídrica. Se incorporarán medidores automáticos de caudal y presión para optimizar el consumo y detectar pérdidas tempranas.

En paralelo, se optimizarán los quemadores y calderas mediante el ajuste de la relación aire-combustible, el mantenimiento preventivo y la instalación de controles automáticos de eficiencia energética. Además, se desarrollarán indicadores de desempeño que permitan evaluar el consumo de agua y gas natural por tonelada de producto, se realizarán auditorías energéticas periódicas y campañas de sensibilización para promover el uso racional de los recursos naturales.

Gestión integral de efluentes líquidos

Para minimizar la generación de efluentes y garantizar su tratamiento adecuado, se implementará un sistema combinado de tratamiento físico-químico y biológico, capaz de remover amoníaco, urea y compuestos nitrogenados antes de la descarga o reutilización. Se establecerá una red de monitoreo continuo que permita controlar parámetros críticos como pH, DQO, nitrógeno total y concentración de urea, para asegurar el cumplimiento de los límites establecidos por la normativa vigente y los estándares del OPDS. Asimismo, se promoverá la reutilización del agua tratada en circuitos de enfriamiento y limpieza.

Reducción y valorización de residuos sólidos

El aire de enfriamiento utilizado en las torres de *prilling* arrastra partículas finas de urea que son retenidas en los sistemas de control de emisiones. Estas partículas serán recuperadas y reincorporadas al proceso productivo mediante dos vías: disolución en agua para su retorno al circuito de síntesis o reintegración directa a la torre de *prilling*. Esta práctica permitirá reducir la pérdida de producto, optimizar el uso del nitrógeno y disminuir el volumen de residuos enviados a disposición final. Además, se implementará un programa de gestión de residuos basado en la segregación en origen, el reciclaje y la disposición responsable, en cumplimiento con la Ley 25.612 de Gestión Integral de Residuos Industriales.

Capacitación y fortalecimiento de la cultura ambiental

Se desarrollará un programa anual de formación ambiental para todo el personal operativo y técnico. Este incluirá módulos sobre manejo seguro de sustancias químicas, gestión de residuos, prevención de la contaminación y respuesta ante emergencias. Asimismo, se realizarán simulacros periódicos para fortalecer la preparación ante incidentes ambientales y se promoverá la comunicación interna de los resultados ambientales alcanzados, al fomentar la participación y el compromiso colectivo con la mejora continua.

Desarrollo del sistema documental

El sistema documental será centralizado para todos los sectores de la planta, para permitir una gestión eficiente de la información, la trazabilidad de los procesos y la planificación de las capacitaciones. Dentro del marco del *Sistema de Gestión Ambiental*, este sistema constituye la base administrativa que garantiza el orden, la trazabilidad y la disponibilidad de toda la información ambiental relevante de la planta.

Su objetivo principal es garantizar que las actividades se realicen de acuerdo a los procedimientos establecidos, se mantenga el control sobre los documentos vigentes y se conserven los registros que evidencien el cumplimiento de la política y los objetivos ambientales.

La administración del sistema documental se realiza de manera digital y centralizada, permite el acceso controlado por perfiles de usuario, para garantizar la integridad y actualización de la información. El responsable del área de Medio Ambiente supervisará la emisión, revisión, aprobación, distribución y archivo de los documentos, para asegurar que solo se utilicen versiones vigentes en las áreas operativas y deberá participar en todos los análisis de riesgo para el desarrollo de nuevas actividades.

De acuerdo con los lineamientos de la norma *ISO 14001:2015*, el sistema documental incluye tres niveles principales: documentación de referencia; documentos operativos y de control; y registros y evidencias.

Todos los registros, procedimientos y demás documentación serán respaldados periódicamente y almacenados en servidores seguros, para asegurarle su disponibilidad al personal, para auditorías internas, externas o requerimientos de autoridades ambientales.

De esta manera, el sistema documental de la planta no solo respalda la correcta implementación del SGA, sino que también fortalece la transparencia, la comunicación interna y la mejora continua del desempeño ambiental.

Documentación de referencia

La documentación de referencia comprende la política ambiental, la misión, visión y valores institucionales, junto con los manuales y normas que definen la estructura general del SGA.

En esta sección se mantendrá actualizada la información relativa a la normativa y legislación vigente, así como el organigrama y los compromisos institucionales que reflejan la integración del SGA en la gestión empresarial. Un ejemplo de este tipo de documentación es el organigrama de la empresa, que se muestra en la *Figura 7.2*.

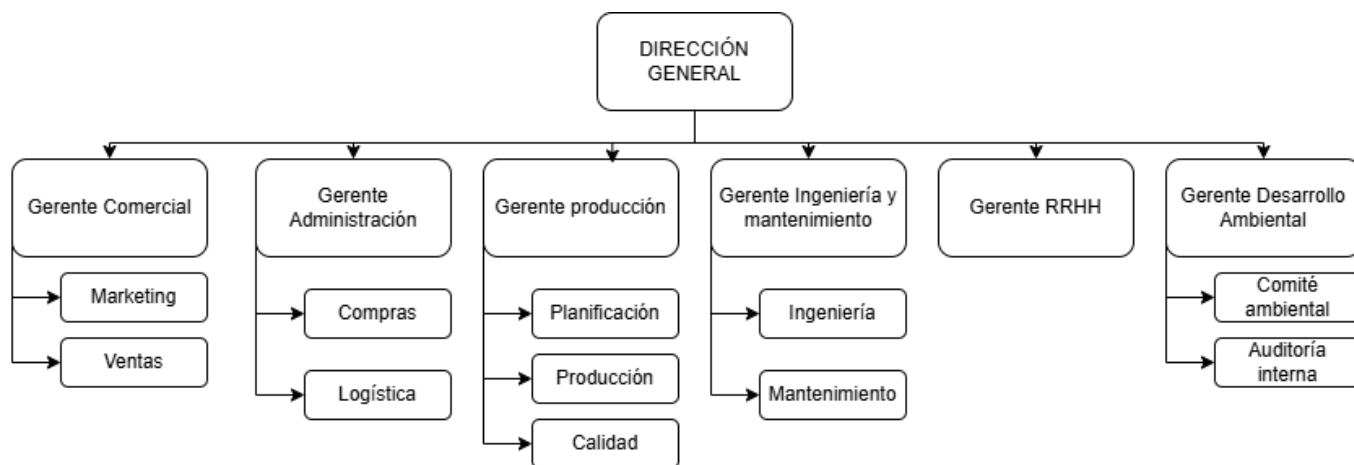


Figura 7.2 Organigrama de la empresa.

Documentos operativos y de control

Los documentos operativos y de control Incluyen procedimientos, instructivos y planes específicos que describen cómo se ejecutan las tareas con impacto ambiental potencial, tales como la operación del sistema de tratamiento de efluentes, el manejo de residuos peligrosos, la gestión de emisiones atmosféricas, el monitoreo de consumos de energía y agua, la auditoría a proveedores y la respuesta ante emergencias ambientales. Cada documento se identifica con un código único, versión, fecha de emisión y responsable de su revisión y aprobación.

Se tendrán documentos base que establezcan los apartados mínimos de cada tipo de documentación, así como se añadirá expresamente un apartado donde se detallará el posible impacto ambiental del tema que abarque el procedimiento y acciones preventivas o correctivas importantes para la temática.

Un ejemplo de este tipo de documentos se muestra en el Anexo I - PO.CC.012-01 “*Muestreo de efluentes*”

Registros y evidencias

Los registros y evidencias reúnen la información generada como resultado de la implementación del SGA. Entre ellos se incluyen registros de monitoreos ambientales, resultados de auditorías, reportes de incidentes, capacitaciones, indicadores de desempeño, y evaluaciones de cumplimiento legal. Estos registros constituyen la base para la toma de decisiones, la verificación de la eficacia de las acciones implementadas y la mejora continua del sistema.

Los registros podrán desprenderse de procedimientos y ser completados en los procesos u obtenerse digitalmente de los monitoreos de los equipos (por ejemplo, emisiones atmosféricas, efluentes líquidos o consumos energéticos). La plataforma permitirá adjuntar reportes y formularios digitalizados, como registros de mantenimiento, capacitaciones, auditorías internas, inspecciones o gestión de residuos. Con estos datos será posible generar indicadores de desempeño ambiental a partir de la información cargada, para facilitar el seguimiento del cumplimiento de los objetivos del SGA.

Un ejemplo de este tipo de documentos se muestra en el Anexo II - RG.CC.012-01 “*Monitoreo de efluentes*”

Control de operación

El control operacional dentro del *Sistema de Gestión Ambiental* tiene como propósito asegurar que las actividades desarrolladas en la planta de urea granulada se ejecuten bajo condiciones controladas, para minimizar los impactos negativos sobre el medio ambiente y garantizar el cumplimiento de los objetivos y metas ambientales establecidos. Este control se basa en la identificación de los aspectos e impactos más significativos y en el seguimiento continuo de indicadores que permiten evaluar el desempeño ambiental de la instalación.

De acuerdo con la norma *ISO 14001:2015*, la organización debe planificar, implementar y controlar los procesos necesarios para cumplir los requisitos del sistema de gestión ambiental y alcanzar los objetivos definidos. En este sentido, la planta ha definido un conjunto de indicadores de desempeño ambiental que permiten cuantificar los resultados de su gestión y verificar la eficacia de las medidas adoptadas. Estos indicadores se enfocan en los principales recursos y emisiones del proceso productivo, tales como el consumo de energía, de agua, la generación de residuos, la calidad de los efluentes y las emisiones atmosféricas.

El consumo energético, expresado en *kW* por tonelada de urea producida, constituye un indicador clave para evaluar la eficiencia del uso del gas natural como combustible en los sistemas térmicos. Su seguimiento permite identificar oportunidades de mejora en la operación de calderas y quemadores, así como en la recuperación de calor residual. De la misma manera, el consumo de agua, medido en metros cúbicos por tonelada de urea producida, refleja la eficacia de las prácticas de reutilización y recirculación implementadas en los procesos de enfriamiento, condensación y limpieza, al promover un uso racional de este recurso natural.

La generación de residuos sólidos se controla en función de la cantidad producida por tonelada de urea y permite distinguir entre los residuos valorizables (como el polvo de urea recuperado de los sistemas de filtrado) y aquellos destinados a disposición final. Este indicador resulta esencial para evaluar la eficiencia de las acciones de recuperación y reciclado implementadas en la planta. Asimismo, la calidad de los efluentes líquidos se monitorea mediante la medición periódica de parámetros como pH, demanda química de oxígeno (DQO), concentración de urea, amoníaco y nitrógeno total. Estos resultados permiten verificar el cumplimiento de los límites establecidos por la normativa ambiental vigente y evaluar el desempeño del sistema de tratamiento de efluentes.

En cuanto a las emisiones atmosféricas, se lleva a cabo un control continuo de los principales compuestos emitidos (amoníaco, material particulado y dióxido de carbono), para asegurar la eficacia de los sistemas de lavado de gases y filtros de mangas instalados en las torres de *prilling*. Los datos obtenidos de estos controles permiten analizar tendencias y comparar los resultados con las metas de reducción de emisiones fijadas en el SGA.

El seguimiento de los indicadores se realiza con una frecuencia adaptada a la naturaleza de cada parámetro: los consumos de energía y agua se registran mensualmente a partir de los balances de operación, mientras que las emisiones y efluentes se evalúan mediante muestreos y análisis de laboratorio semanales o mensuales, según corresponda. La generación de residuos se revisa de forma trimestral en función de los registros de gestión interna y de disposición final.

Los resultados de este monitoreo son registrados, analizados y comunicados a la dirección de la planta, permiten detectar desviaciones, establecer acciones correctivas y garantizar la mejora continua del desempeño ambiental. De esta manera, el control de operación se consolida como una herramienta esencial para asegurar la eficiencia, la prevención de la contaminación y el cumplimiento de los compromisos asumidos en la política ambiental de la empresa.

Evaluación del desempeño

Monitoreo y Medición

El monitoreo y la medición constituyen herramientas fundamentales para evaluar el desempeño ambiental de la planta y verificar la eficacia del *Sistema de Gestión Ambiental (SGA)*. Estas permiten garantizar el cumplimiento de los objetivos y metas ambientales establecidos, así como asegurar la conformidad con los requisitos legales y normativos vigentes. El sistema de monitoreo se basa en la recolección sistemática, análisis y registro de datos relacionados con los aspectos ambientales significativos, lo que proporciona información confiable para la toma de decisiones y la mejora continua.

Se establecerán indicadores clave de desempeño ambiental asociados a los principales aspectos ambientales con impacto: emisiones gaseosas, vertidos líquidos, generación de residuos, consumo de agua, energía y materias primas. El seguimiento de estos indicadores permitirá detectar desviaciones, evaluar la eficiencia de las medidas implementadas y anticipar posibles riesgos ambientales. Las emisiones atmosféricas (particularmente de amoníaco, dióxido de carbono y material particulado) serán monitoreadas mediante sistemas automáticos y mediciones periódicas. Asimismo, se controlará la calidad de los efluentes líquidos tratados, el funcionamiento del sistema de recuperación de condensados y la disposición final de residuos, para garantizar el cumplimiento de los límites establecidos por la normativa nacional y provincial.

Los resultados obtenidos del monitoreo serán integrados en informes trimestrales de desempeño ambiental, elaborados por el área de Desarrollo Ambiental, revisados por la jefatura técnica de planta y aprobados por la alta dirección. Estos informes incluirán la evaluación de indicadores, análisis de tendencias, identificación de desviaciones y recomendaciones de mejora, para asegurar la trazabilidad y transparencia de la información. Cuando se detecten resultados fuera de especificación o comportamientos anómalos, se activará el procedimiento de acción correctiva correspondiente, en coordinación con las áreas operativas involucradas.

El sistema de monitoreo y medición se mantendrá actualizado, adaptado a la evolución tecnológica y a los cambios en los procesos productivos. La información obtenida servirá de base para las auditorías internas y externas, así como para la revisión anual por la dirección, para consolidar un ciclo de gestión ambiental orientado a la prevención, la eficiencia y la mejora continua del desempeño ambiental de la planta.

Auditorías Internas

Las auditorías internas del *Sistema de Gestión Ambiental* serán realizadas a los diferentes sectores por el equipo de Desarrollo Ambiental, con el fin de verificar el cumplimiento de los procedimientos establecidos, identificar oportunidades de mejora y asegurar la eficacia del sistema.

Como medida de imparcialidad, el área de Desarrollo Ambiental será auditada por un profesional externo, especialmente contratado para tal fin.

El propósito principal de estas auditorías es detectar desviaciones, evaluar el desempeño ambiental y promover acciones correctivas y preventivas que contribuyan a la mejora continua del sistema. Los resultados obtenidos serán documentados y comunicados a la dirección para su análisis y seguimiento.

Las auditorías a cada sector se llevarán a cabo anualmente, aunque podrán realizarse auditorías extraordinarias ante incidentes ambientales, previo a auditorías externas o ante nuevos requerimientos normativos específicos.

Los resultados de cada auditoría serán documentados en informes que incluirán:

1. Descripción de los hallazgos
2. Evaluación del impacto ambiental potencial, serán catalogados de acuerdo a su criticidad
3. Recomendaciones de mejora y plan de acción desarrollado en conjunto con la parte auditada
4. Plazos para la implementación de acciones correctivas

Estos informes serán presentados a la dirección para su análisis y seguimiento. Se establecerá un sistema de trazabilidad para asegurar que cada hallazgo sea tratado adecuadamente y que las acciones correctivas sean verificadas en auditorías posteriores.

Revisión por la Dirección

La revisión por la dirección constituye una instancia clave dentro del *Sistema de Gestión Ambiental*, orientada a evaluar su desempeño global y garantizar continuidad, alineándose con los objetivos de la organización. Este proceso se realizará de forma anual, estará liderado por los directivos y contará con la participación de representantes de las áreas involucradas.

Durante la revisión se analizarán los siguientes aspectos:

- Resultados de auditorías internas y externas
- Cumplimiento de los objetivos y metas ambientales
- Indicadores de desempeño ambiental
- No conformidades detectadas y acciones correctivas implementadas
- Cambios en el contexto interno y externo que puedan afectar el sistema
- Recomendaciones para la mejora continua

Como resultado de esta evaluación, se podrán definir ajustes en la política ambiental, reasignación de recursos, actualización de objetivos o implementación de nuevas estrategias. Todo lo tratado quedará documentado, lo que servirá como base para la planificación del siguiente ciclo de gestión.

Comunicación externa

Como parte del compromiso con la transparencia y la mejora continua, la organización publicará anualmente un Informe de Sostenibilidad. Este documento incluirá:

- Indicadores clave de desempeño ambiental
- Resultados obtenidos respecto a los objetivos establecidos
- Acciones correctivas implementadas
- Nuevas metas y desafíos proyectados

El informe será redactado por el responsable de Gestión Ambiental e incorporará gráficos, tablas comparativas y resúmenes ejecutivos para facilitar su comprensión por parte de diversos públicos.

Para garantizar un alcance efectivo, se utilizarán múltiples canales de comunicación:

- *Sitio web de la empresa*: Se habilitará una sección específica para la disponibilidad del informe
- *Redes sociales corporativas*: Se compartirán hitos destacados y llamados a la acción para su lectura
- *Boletines electrónicos*: Mails a clientes, proveedores y aliados estratégicos
- *Presentaciones comunitarias o foros locales*: Se promoverán espacios de diálogo con la comunidad

Estas acciones buscan fortalecer la relación con las partes interesadas externas y posicionar a la empresa como un referente en la protección del medio ambiente.

Capacitación y concientización

Con el objetivo de fortalecer la cultura ambiental dentro de la organización, se implementará un programa de capacitación dirigido al personal de planta. Este plan abordará los riesgos ambientales inherentes a las tareas operativas, las medidas preventivas necesarias y las buenas prácticas que contribuyen a la protección del entorno. Se pondrá especial énfasis en el compromiso institucional con la sostenibilidad y el cumplimiento de la normativa vigente.

Además, se organizará un encuentro anual en el que se revisarán los objetivos ambientales establecidos, se evaluará el grado de cumplimiento alcanzado y se abrirá un espacio participativo para la presentación de propuestas de mejora por parte del personal.

Conclusión

La implementación del *Sistema de Gestión Ambiental* en la planta de urea granulada permite controlar y reducir el impacto ambiental asociado al proceso productivo, para garantizar el cumplimiento normativo y la mejora continua del desempeño ambiental. El sistema, basado en la norma *ISO 14001:2015*, integra la gestión ambiental en todas las operaciones, prioriza la reducción de emisiones y efluentes, el uso eficiente de recursos y la prevención de la contaminación.

La capacitación del personal, el monitoreo permanente y la trazabilidad de la información ambiental consolidan una gestión responsable que posiciona a la planta como un referente en sostenibilidad industrial.

Referencias

Barragán Bermúdez, M., Benavente Anguita, R., Cazalla Fernández, J., Tarrida Levy, M., Varo Pérez, A., & Vázquez Yáñez, S. (2024). *Proyecto de fin de grado: Planta de producción de urea – Capítulo 6: Medio ambiente* (R. Bosch Palacios, Tutor). Grado en Ingeniería Química, Universidad Autónoma de Barcelona. Recuperado el [22 de octubre de 2025] de ddd.uab.cat

Fiamelda, L., Suprihatin, & Purwoko. (2020). Analysis of water and electricity consumption of urea fertilizer industry: Case study PT. X. *IOP Conference Series: Earth and Environmental Science*, 472(1), 012034. Recuperado el [24 de octubre de 2025] de www.researchgate.net

IRAM. (2015). *IRAM-ISO 14001: Norma Argentina*. Instituto Argentino de Normalización y Certificación (IRAM). Recuperado el [22 de octubre de 2025] de www.argentina.gob.ar

ISOTools. (2015). *Norma ISO 14001:2015*. ISOTools. Recuperado el [22 de octubre de 2025] de www.nueva-iso-14001.com

Ministerio de Ambiente y Desarrollo Sostenible de la República Argentina. (2023). *Guía para la elaboración de Estudios de Impacto Ambiental – Edición 2023*. Recuperado el [24 de octubre de 2025] de www.argentina.gob.ar

Muchica Ruiz, J. (2013). *La matriz de Leopold modificado*. Recuperado el [24 de octubre de 2025] de es.scribd.com

Organismo Provincial para el Desarrollo Sostenible (OPDS). (2003). Resolución N° 336/2003: Límites de vertido de efluentes líquidos en la Provincia de Buenos Aires. Boletín Oficial de la Provincia de Buenos Aires. Recuperado el [23 de octubre de 2025] de normas.gba.gob.ar

Provincia de Buenos Aires. (2008). *Ley 5.965: Protección de fuentes de reserva y de cursos y cuerpos receptores de agua y la atmósfera*. Boletín Oficial. Recuperado el [23 de octubre de 2025] de normas.gba.gob.ar

República Argentina. (2002, 6 de noviembre). *Ley 25.675: Presupuestos mínimos para el logro de una gestión sustentable y adecuada del ambiente, la preservación y protección de la diversidad biológica y la implementación del desarrollo sustentable*. Boletín Oficial de la República Argentina. Recuperado el [23 de octubre de 2025] de www.argentina.gob.ar

República Argentina. (1991, 17 de diciembre). *Ley 24.051: Residuos peligrosos*. Boletín Oficial. Recuperado el [23 de octubre de 2025] de www.argentina.gob.ar

República Argentina. (2002, 28 de noviembre). *Ley 25.688: Régimen de gestión ambiental de las aguas: Presupuestos mínimos para la preservación de las aguas, su aprovechamiento y uso racional* (Boletín Oficial N° 30060). Recuperado el [23 de octubre de 2025] de servicios.infoleg.gob.ar

República Argentina. (2002, 3 de julio). *Ley 25.612: Gestión integral de residuos industriales y de actividades de servicio*. Boletín Oficial de la República Argentina. Recuperado el [23 de octubre de 2025] de www.argentina.gob.ar

República Argentina. (2002, 6 de noviembre). *Ley 25.675: Presupuestos mínimos para el logro de una gestión sustentable y adecuada del ambiente, la preservación y protección de la diversidad biológica y la implementación del desarrollo sustentable* (Ley General del Ambiente). Boletín Oficial de la República Argentina. Recuperado el [23 de octubre de 2025] de www.argentina.gob.ar

Romero de Ávila Martín, R. (2017). *Sistema de gestión ambiental en una planta de fabricación de urea* [Trabajo Fin de Grado, Universidad Politécnica de Madrid]. Universidad Politécnica de Madrid. Recuperado el [22 de octubre de 2025] de oa.upm.es

Scherger, L. E., Zanello, V., & Lexow, C. (2021). *Impact of urea and ammoniacal nitrogen wastewaters on soil: Field study in a fertilizer industry (Bahía Blanca, Argentina)*. *Bulletin of Environmental Contamination and Toxicology*, 107, 565–573. Recuperado el [24 de octubre de 2025] de pubmed.ncbi.nlm.nih.gov

U.S. Environmental Protection Agency. (1993). *AP-42, Chapter 8.2: Urea*. Recuperado el [24 de octubre de 2025] de www.epa.gov

World Bank Group. (2007). *Guías sobre medio ambiente, salud y seguridad para la fabricación de fertilizantes nitrogenados*. International Finance Corporation (IFC), Banco Mundial. Recuperado el [22 de octubre de 2025] de www.ifc.org

World Bank Group. (2007). *Guías sobre medio ambiente, salud y seguridad: Guías generales*. International Finance Corporation (IFC), Banco Mundial. Recuperado el [22 de octubre de 2025] de documents1.worldbank.org

World Resources Institute (WRI), C40 Cities Climate Leadership Group & ICLEI – Gobiernos Locales por la Sustentabilidad. (2014). *Protocolo Global para Inventarios de Emisión de Gases de Efecto Invernadero a Escala Comunitaria (GPC)*

CONCLUSIÓN DEL PROYECTO

El desarrollo de este trabajo final representó una instancia integradora, en la que fue posible aplicar de manera articulada los conocimientos adquiridos a lo largo de toda la carrera de *Ingeniería Química*. La resolución de un proyecto industrial de esta magnitud permitió consolidar competencias propias del perfil profesional del ingeniero, tales como el análisis crítico, la formulación de modelos de proceso, la evaluación técnico-económica y la toma de decisiones bajo restricciones reales. El trabajo en equipo desempeñó un rol central en este proceso, ya que la coordinación entre distintas perspectivas, la distribución eficiente de tareas y la comunicación técnica fueron esenciales para sostener el avance del proyecto y garantizar la coherencia de los resultados obtenidos. La experiencia puso en evidencia no solo la capacidad para emplear herramientas teóricas, sino también la habilidad para transformarlas en soluciones prácticas y coherentes con los estándares de la industria, aprendiendo y afianzando las habilidades blandas en el proceso.

A lo largo del desarrollo de este trabajo, se fortalecieron capacidades clave como la búsqueda y selección de información técnica confiable, la interpretación de datos provenientes de distintas fuentes y la integración de metodologías de diseño avanzadas. El estudio detallado de tecnologías industriales, la simulación rigurosa de procesos complejos y la elaboración de balances y dimensionamientos permitieron adquirir una visión más completa del papel del ingeniero químico en la planificación, optimización y gestión de procesos. A su vez, el trabajo exigió el uso de criterios de sostenibilidad y eficiencia energética, acordes a las tendencias globales y al compromiso creciente con la gestión ambiental responsable.

Uno de los desafíos más significativos fue avanzar en etapas de diseño y análisis económico con información incompleta, una situación frecuente en contextos industriales reales. Esto requirió formular hipótesis fundamentadas, contrastar alternativas, evaluar márgenes de seguridad y validar continuamente las decisiones adoptadas. La necesidad de trabajar con datos escasos impulsó el pensamiento creativo y la capacidad de extrapolar conocimientos desde procesos análogos, desarrollando así un criterio ingenieril más sólido y autónomo. Estas circunstancias, aunque desafiantes, resultaron esenciales para fortalecer el juicio técnico y la sensibilidad hacia la incertidumbre inherente a los proyectos de ingeniería.

La revisión constante de supuestos, la comparación entre distintas configuraciones de proceso y la búsqueda de soluciones operacionalmente robustas contribuyeron a mejorar la calidad técnica del diseño. La consideración simultánea de factores técnicos, económicos y ambientales reafirma la importancia de una formación amplia y orientada a la toma de decisiones responsables.

En términos personales, el proyecto significó un punto de inflexión dentro de la formación profesional. Permitió reconocer fortalezas, identificar áreas a mejorar y comprender con mayor claridad las exigencias y oportunidades de la carrera de *Ingeniería Química*. Las dificultades encontradas, se transformaron en instancias de aprendizaje que contribuyeron a consolidar habilidades esenciales como el trabajo estructurado, el razonamiento lógico, la adaptación frente a escenarios complejos y la innovación dentro de los límites de la factibilidad técnica.

Un aspecto que se reconoce como una debilidad del trabajo es la ausencia de un desarrollo detallado de la planta de tratamiento de agua de mar y del sistema de tratamiento de efluentes. Si bien ambos componentes son fundamentales en este tipo de instalaciones industriales, su abordaje quedó fuera del alcance debido a la delimitación estricta de los capítulos y al enfoque prioritario en las etapas de síntesis, purificación, granulación e integración energética. La decisión de no profundizar en estos sistemas respondió a la necesidad de concentrar el análisis en los procesos principales de la producción de urea y garantizar un nivel de detalle adecuado en ellos. No obstante, se reconoce que la inclusión

futura de estos tratamientos complementaría el diseño integral de la planta y permitiría evaluar de manera más completa su desempeño ambiental y operativo.

En síntesis, este trabajo final refleja tanto el nivel académico alcanzado como la madurez profesional adquirida a lo largo de la carrera. El proceso permitió integrar conocimientos, desarrollar criterio ingenieril y reafirmar la capacidad para abordar proyectos industriales complejos con responsabilidad, creatividad y sustento técnico. Más que un cierre académico, constituye una base sólida para contribuir de manera significativa a los desafíos actuales y futuros de la industria química



Universidad Nacional de Mar del Plata
Facultad de Ingeniería
Departamento de Ingeniería Química

DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE UREA GRANULADA

ANEXOS



2025

	Procedimiento Operativo Estándar Muestreo de efluentes	PO.CC.012-01
		Vigente: 03/11/2025

OBJETIVO

Detallar el procedimiento de muestreo representativo de las aguas de descarte (efluentes) de la planta, para asegurar que las muestras obtenidas sean adecuadas para su análisis y permitan verificar el cumplimiento de los límites permisibles establecidos en la normativa ambiental vigente.

RESPONSABILIDADES

Control de calidad:

- Es responsable de redactar, revisar y ejecutar el presente procedimiento

Gestión ambiental:

- Es responsable de colaborar en la redacción del presente documento, para establecer la frecuencia, puntos y parámetros críticos de muestreo con base en los requisitos legales y los objetivos ambientales de la organización (*ISO 14001*).
- Es responsable de evaluar el impacto ambiental real o potencial de los efluentes muestreados

Gerencia de producción:

- Es responsable de revisar y aprobar el presente documento

IMPACTO AMBIENTAL

El muestreo permite monitorear la calidad del efluente. Al detectar concentraciones de contaminantes (por ejemplo sólidos suspendidos, pH, nitrógeno) y temperaturas fuera de los límites permisibles, se pueden tomar acciones correctivas inmediatas en el proceso productivo, prevenir la descarga de contaminantes y daños al ecosistema.

Entre los riesgos ambientales asociados al procedimiento se encuentran:

- Generación mínima de residuos: Los frascos de muestreo pueden generar contaminación si no se reutilizan
- Riesgo químico/biológico: Manejo seguro de las muestras para evitar derrames o exposición del personal a agentes potencialmente peligrosos en el efluente

Para minimizar estos riesgos, se dispone la reutilización controlada de frascos de vidrio, asignados de manera exclusiva a cada punto de muestreo y debidamente identificados. En caso de incidentes, el personal deberá aplicar las medidas preventivas y correctivas establecidas en el procedimiento PO.DA.015-01 "*Manejo seguro de químicos y derrames de efluentes*", para garantizar la protección del ambiente y la seguridad de los trabajadores.

	Procedimiento Operativo Estándar Muestreo de efluentes	PO.CC.012-01
		Vigente: 03/11/2025

DEFINICIONES

Muestras puntuales: son tipos de muestras tomadas directamente del flujo en movimiento, evitando zonas de sedimentación o turbulencia excesiva.

Muestras compuestas: son aquellas muestras que se conforman a partir de alícuotas horarias durante 24 horas.

DOCUMENTOS DE REFERENCIA

1. Política Ambiental de la empresa
2. Norma *ISO 14001*
3. Matriz de Aspectos e Impactos Ambientales (efluentes)
4. Ley Nacional N° 25.675 – Ley General del Ambiente
5. Ley Nacional N° 25.688 – Régimen de Gestión Ambiental de Aguas
6. OPDS N° 336/2003 – Límites de vertido en la Provincia de Buenos Aires

DESARROLLO

Descripción del sistema:

El sistema de tratamiento de efluentes de la planta incluye etapas de neutralización, separación de sólidos, tratamiento biológico y clarificación final. Para garantizar la calidad del efluente tratado, se implementa un programa de monitoreo continuo y periódico, complementado por un sistema digital de registro y trazabilidad de datos.

El monitoreo se estructura en tres niveles:

- Monitoreo continuo en línea: parámetros básicos operativos medidos mediante sensores instalados en puntos críticos del sistema (pH, temperatura, caudal, conductividad)
- Muestreo rutinario periódico: obtención de muestras compuestas para análisis físico-químicos y nitrogenados (urea, amoníaco, nitratos, DQO, sólidos totales)
- Muestreo extraordinario: ante desviaciones del sistema o tareas de mantenimiento que puedan alterar la calidad del efluente

Puntos de monitoreo:

El monitoreo continuo en línea se encuentra instalado en puntos estratégicos a lo largo del sistema de tratamiento de aguas.

Los monitoreos que se realizan de manera manual se realizarán en tres puntos clave:

- Ingreso de agua al sistema de tratamiento
- Punto intermedio del sistema
- Previo a la descarga o corriente destinada a recirculación

	Procedimiento Operativo Estándar Muestreo de efluentes	PO.CC.012-01
		Vigente: 03/11/2025

Parámetros:

De acuerdo con las exigencias del OPDS y las mejores prácticas internacionales del sector, se controlarán los siguientes parámetros:

Parámetro	Tipo de monitoreo	Frecuencia mínima	Unidad de medida
pH	En línea	Continuo	-
Temperatura	En línea	Continuo	°C
Conductividad eléctrica	En línea	Continuo	µS/cm
Sólidos suspendidos totales (SST)	Muestreo manual	Mensual	mg/L
Demanda Química de Oxígeno (DQO)	Muestreo manual	Mensual	mg/L
Amoníaco (NH ₃ -N)	Muestreo manual	Semanal	mg/L
Urea	Muestreo manual	Semanal	mg/L
Nitratos (NO ₃ ⁻ -N)	Muestreo manual	Semanal	mg/L
Caudal del efluente tratado	En línea	Continuo	m³/h
Aceites y grasas	Muestreo manual	Trimestral	mg/L
Cloruros totales	Muestreo manual	Trimestral	mg/L
Conductividad del efluente final	En línea	Continuo	µS/cm

Muestreo:

Las muestras serán obtenidas por personal del área de control de calidad y según la técnica analítica deberán realizarse muestreos puntuales o muestreos compuestos. Los volúmenes de muestreo serán de acuerdo a los parámetros a evaluar en cada fecha.

Cada muestra deberá identificarse con código, fecha, hora, punto de toma, responsable y condiciones operativas del sistema. El traslado al laboratorio se realizará en recipientes limpios, de material inerte y serán preservados en heladera y analizados dentro de las 24 horas.

Registro y trazabilidad:

Todos los datos obtenidos, tanto los provenientes de medición en línea como de muestreos de laboratorio, serán cargados en el *Sistema Documental Ambiental*, en el registro RG.CC.012-01 "*Monitoreo de Efluentes*".

El sistema asignará automáticamente fecha, responsable, vínculo con el punto de control correspondiente y resultados, para garantizar trazabilidad y disponibilidad para auditorías internas y externas.

	Procedimiento Operativo Estándar Muestreo de efluentes	PO.CC.012-01
		Vigente: 03/11/2025

Comunicación de resultados:

Los resultados consolidados se incluirán en los informes trimestrales de desempeño ambiental por parte del área de desarrollo ambiental. Cuando se detecten desviaciones respecto de los límites legales o internos, se iniciará un desvío y se evaluarán las acciones correctivas y preventivas a realizar, registrando causas, medidas implementadas y verificación posterior.

HISTORIAL DEL DOCUMENTO

Versión	Historial de cambios	Fecha de aprobación
01	Nueva versión	03/11/2025

HOJA DE APROBACIÓN

	Nombre	Puesto	Fecha
Emitió:	<i>Sara González</i>	Analista de control de calidad	25/10/2025
Revisó:	<i>Ricardo Soto</i>	Jefe de control de calidad	27/10/2025
Revisó:	Elena Rojas	Supervisor de gestión ambiental	30/10/2025
Aprobó:	<i>Javier Mendoza</i>	Jefe de producción	03/11/2025



REGISTRO
MONITOREO DE EFLUENTES

RG.CC.012-01

Vigente: 03/11/2025

Fecha	Hora	Punto de muestreo	Análisis	Resultado	Límite	¿Cumple?	Realizó	Revisó