



Universidad Nacional Mayor de San Marcos

Universidad del Perú. Decana de América

Dirección General de Estudios de Posgrado
Facultad de Química e Ingeniería Química
Unidad de Posgrado

**Evaluación mediante simulación del proceso más
eficiente para la obtención de úrea a partir del gas
natural**

TESIS

Para optar el Grado Académico de Doctor en Ingeniería Química

AUTOR

Mg. Rommel Hans ORTIZ GUZMÁN

ASESOR

Dr. Antonio Ramiro Jesús BUENO LAZO

Lima, Perú

2022



Reconocimiento - No Comercial - Compartir Igual - Sin restricciones adicionales

<https://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/4.0/>

Usted puede distribuir, remezclar, retocar, y crear a partir del documento original de modo no comercial, siempre y cuando se dé crédito al autor del documento y se licencien las nuevas creaciones bajo las mismas condiciones. No se permite aplicar términos legales o medidas tecnológicas que restrinjan legalmente a otros a hacer cualquier cosa que permita esta licencia.

Referencia bibliográfica

Ortiz, R. (2022). *Evaluación mediante simulación del proceso más eficiente para la obtención de úrea a partir del gas natural*. [Tesis de doctorado, Universidad Nacional Mayor de San Marcos, Facultad de Química e Ingeniería Química, Unidad de Posgrado]. Repositorio institucional Cybertesis UNMSM.

Metadatos complementarios

Datos de autor	
Nombres y apellidos	Rommel Hans Ortiz Guzmán
DNI	70189290
URL de ORCID	https://orcid.org/0000-0001-6182-911X
Datos de asesor	
Nombres y apellidos	Antonio Bueno Lazo
DNI	23878046
URL de ORCID	https://orcid.org/0000-0002-6415-3028
Datos del jurado	
Presidente del Jurado	
Nombres y apellidos	Rubén Alfredo Palomino Infante
DNI	08326506
Miembro del jurado 1	
Nombres y apellidos	Arturo Javier Pajares Rojas
DNI	46551140
Miembro del jurado 2	
Nombres y apellidos	Darío Alfredo Viloria Vera
N° de pasaporte	124889763
Datos de investigación	
Línea de investigación	Desarrollo de modelos, simulación y optimización de procesos
Grupo de investigación	Desarrollo e innovación de procesos - DEINPRO
Agencia de financiamiento	Perú. Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología. PROCENCIA. Contract 04 – 2018 – FONDECYT/BM
Ubicación geográfica de la investigación	País: Perú Departamento: Lima Provincia: Lima Distrito: San Luis Latitud: -12.077679 Longitud: -77.000240
Año o rango de años en que se realizó la investigación	2019 - 2022
URL de las disciplinas OCDE	Ingeniería química https://purl.org/pe-repo/ocde/ford#2.04.01 Ingeniería de procesos https://purl.org/pe-repo/ocde/ford#2.04.02



UNIVERSIDAD NACIONAL MAYOR DE SAN MARCOS
Universidad del Perú. Decana de América
FACULTAD DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA
VICEDECANATO DE INVESTIGACIÓN Y POSGRADO
UNIDAD DE POSGRADO
"Año del Fortalecimiento de la Soberanía Nacional"

UNIDAD DE POSGRADO
ACTA DE SUSTENTACIÓN DE TESIS NO PRESENCIAL
GRADO ACADÉMICO DE DOCTOR

A los doce días del mes de agosto del año dos mil veintidos, a las 10:00 horas mediante la plataforma Google/Meet, se reunió el Jurado de Tesis presidido por el Dr. Rubén Alfredo Palomino Infante, el Dr. Darío Alfredo Viloría Vera, el Ph. D. Arturo Javier Pajares Rojas y el Dr. Antonio Ramiro Jesús Bueno Lazo, para calificar la sustentación de la tesis titulada: **“Evaluación mediante simulación del proceso más eficiente para la obtención de urea a partir del gas natural”**, presentado por el Mg. Rommel Hans Ortiz Guzmán, para optar el Grado Académico de Doctor en Ingeniería Química.

Realizada la sustentación de tesis de acuerdo al Art. 72 del Reglamento General de Estudios de Posgrado, aprobado con R.R. N° 04790-R-18 del 8 de agosto del 2018 y conforme a lo dispuesto en la RR. N° 002995-2021-R/UNMSM con fecha 01 de abril de 2021 el jurado acordó la siguiente calificación:

18 (Dieciocho) Muy Bueno

Habiendo sido aprobada la sustentación de la tesis, el Jurado recomendó que la Facultad proponga que se le otorgue el Grado Académico de Doctor en Ingeniería Química, al **Mg. Rommel Hans Ortiz Guzmán**

El acto académico de sustentación concluyó a las: 14:30 horas.

Dr. Darío Alfredo Viloría Vera
Miembro

Ph. D. Arturo Javier Pajares Rojas
Miembro

Dr. Antonio Ramiro Jesús Bueno Lazo
Asesor

Dr. Ruben Alfredo Palomino Infante
Presidente



Universidad Nacional Mayor de San Marcos

Universidad del Perú. Decana de América

FACULTAD DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA

UNIDAD DE POSGRADO

"Año de la Universalización de la Salud"

Informe de Evaluación de Originalidad

Director de la Unidad de Posgrado:

Prof. Marcos A. Loroño G., PhD

Operador:

Prof. Marcos A. Loroño G., PhD

Tesis: "Evaluación mediante simulación del proceso más eficiente para la obtención de úrea a partir del gas natural"

Tesista:

Rommel Hans ORTIZ GUZMÁN

Recepción de documento:

1/07/22

Aplicación del software:

6/07/22

Software utilizado:

Turnitin

Configuración del software:

- Excluir material bibliográfico
- Excluir material citado
- Excluir fuentes pequeñas N° palabras: 40
- Sin depósito

Resultado del análisis con el software: diez por ciento (10%) de fuentes de originales.

Observaciones: **Ninguna**

La tesis se encuentra depositada desde:

El documento cumple los criterios de originalidad.

Sin observaciones.

Fecha del informe: 6/07/2022



Firmado digitalmente por LOROÑO
GONZALEZ Marcos Antonio FAU
20148092282 soft
Motivo: Soy el autor del documento
Fecha: 07.06.2022 21:02:58 -05:00

Prof. Marcos A. Loroño G., PhD.
DIRECTOR UNIDAD DE POSGRADO

DEDICATORIA

A mi madre:

Por ser una excelente consejera, quien ha valorado mi esfuerzo en cada meta cumplida, felicitándome y recomendándome que siempre conserve la humildad; de la misma forma me ha brindado su respaldo y apoyo incondicional en mis desventuras.

A mi padre:

Por motivarme a ser perseverante y proactivo en mi vida profesional sin olvidarme de mis principios.

AGRADECIMIENTO

Principalmente agradezco a FONDECYT (PROCIENCIA) por la financiación integral del presente doctorado en ingeniería química.

Agradezco a la Universidad Nacional Mayor de San Marcos por haberme aceptado ser su alumno para estudiar el doctorado en ingeniería química que siempre anhelé.

Agradezco a mi Asesor de Tesis el Dr. Antonio Bueno Lazo por otorgarme la oportunidad de recurrir a su sapiencia, además de que tuvo la paciencia necesaria para guiarme durante la redacción de la tesis.

Agradezco a los ingenieros Víctor Huerta Quiñones y Dante Pissani Castro por comentarme el panorama histórico y geopolítico referente a las reservas e industrialización del gas natural para la producción de fertilizantes.

Finalmente, agradezco a los Doctores Eliana Jara Morante, Jorge Wong Dávila y Arturo Pajares Rojas por brindarme sus sugerencias de mejora que sirvieron para la optimización del presente trabajo de investigación.

ÍNDICE GENERAL

DEDICATORIA.....	i
AGRADECIMIENTO.....	ii
Índice de Tablas.....	v
Índice de Figuras.....	viii
Resumen.....	xii
Abstract.....	xiii
CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN.....	1
1.1 Situación Problemática.....	1
1.2 Formulación del Problema.....	6
1.3 Justificación de la Investigación.....	6
1.3.1 Justificación Técnica.....	6
1.3.2 Justificación Económica.....	7
1.3.3 Justificación Social.....	8
1.4 Objetivos.....	9
1.4.1 Objetivo General.....	9
1.4.2 Objetivos Específicos	9
CAPÍTULO 2: MARCO TEÓRICO.....	10
2.1 Antecedentes.....	10
2.2 Bases Teóricas.....	18
2.2.1 Gas Natural.....	18
2.2.2 Amoníaco.....	19
2.2.3 Úrea.....	40
2.2.4 Ecuaciones para el diseño de equipos del proceso de producción amoníaco – úrea.....	53
2.2.5 Análisis pinch.....	55
CAPÍTULO 3: METODOLOGÍA.....	57
3.1 Tipo y diseño de investigación.....	57
3.2 Unidad de los análisis.....	57
3.3 Técnicas de recolección de datos.....	58
3.4 Análisis e interpretación de la información.....	58
3.4.1 Simulación del proceso.....	58
3.4.2 Diseño de equipos.....	67

3.4.3 Evaluación económica.....	67
3.4.4 Análisis pinch.....	67
CAPÍTULO 4: RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....	68
4.1 Modelo y simulación del proceso.....	68
4.2 Diseño de equipos.....	76
4.2.1 Diseño de equipos del proceso de producción de amoniaco.....	76
4.2.2 Diseño de equipos de la tecnología Toyo (Producción de úrea).....	97
4.3 Análisis económico.....	118
4.4 Análisis pinch.....	145
4.5 Análisis económico de la planta después de efectuar el análisis pinch.....	155
CONCLUSIONES.....	157
RECOMENDACIONES.....	159
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	160
ANEXOS.....	170
ANEXO 01: TÉRMINOS CONCEPTUALES.....	170
ANEXO 02: COSTO DE EQUIPOS – ANÁLISIS PINCH.....	174
ANEXO 03: CRONOGRAMA DE PAGOS – ANÁLISIS PINCH.....	179
ANEXO 04: FLUJO DE CAJA ECONÓMICO – ANÁLISIS PINCH.....	181
ANEXO 05: FLUJO DE CAJA FINANCIERO – ANÁLISIS PINCH.....	185

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1: Zonas geográficas determinadas declaradas por el Estado.....	4
Tabla 2.1: Composición molar del gas de Camisea.....	18
Tabla 2.2: Proceso de eliminación de CO ₂	26
Tabla 2.3: Reacciones del modelo químico NH ₃	34
Tabla 2.4: Reacciones del modelo químico REA - NH ₃	35
Tabla 2.5: Parámetros k y E de la ecuación Ec.42.....	36
Tabla 2.6: Parámetros A, B y C en la ecuación Ec.43.....	36
Tabla 2.7: Valores de A, B y C de la ecuación Ec.58.....	40
Tabla 2.8: Parámetros de operación del reactor de producción de úrea.....	44
Tabla 3.1: Técnicas de recolección de datos.....	58
Tabla 4.1: Resumen de la simulación de la producción de amoníaco.....	69
Tabla 4.2: Resumen de la simulación de la producción de úrea de las tres tecnologías.....	70
Tabla 4.3: Condiciones de operación de los reactores de cada tecnología.....	70
Tabla 4.4: Dimensiones del reactor de síntesis de úrea.....	73
Tabla 4.5: Temperatura máxima de reacción del reactor en cada tecnología.....	75
Tabla 4.6: Tiempo espacial del reactor de cada tecnología.....	76
Tabla 4.7: Diseño de los reactores de la unidad de reformación combinada.....	94
Tabla 4.8: Diseño de los reactores de la unidad de conversión de monóxido de carbono.....	94
Tabla 4.9: Diseño de los intercambiadores de calor de la unidad de conversión de monóxido de carbono	94
Tabla 4.10: Diseño de la unidad de remoción de CO ₂	94
Tabla 4.11: Diseño del reactor de metanación.....	94
Tabla 4.12: Diseño del splitter de la unidad de metanación.....	95
Tabla 4.13: Diseño de la unidad de compresión, compresores.....	95

Tabla 4.14: Diseño de la unidad de compresión, intercambiadores de calor.....	95
Tabla 4.15: Diseño de la unidad de síntesis de amoniaco, reactores.....	95
Tabla 4.16: Diseño de la unidad de síntesis de amoniaco, intercambiadores de calor.....	96
Tabla 4.17: Diseño de los separadores flash del proceso.....	96
Tabla 4.18: Diseño de los intercambiadores de calor del proceso.....	97
Tabla 4.19: Diseño de los reactores de la tecnología Toyo.....	115
Tabla 4.20: Diseño de las bombas de la tecnología Toyo.....	115
Tabla 4.21: Diseño de los compresores de la tecnología Toyo.....	116
Tabla 4.22: Diseño de los intercambiadores de calor de la tecnología Toyo....	116
Tabla 4.23: Diseño de la torre de recuperación/condensación de la tecnología Toyo.....	116
Tabla 4.24: Diseño de los separadores bifásicos de la tecnología Toyo.....	117
Tabla 4.25: Diseño de los granuladores	117
Tabla 4.26: Diseño del scrubber de venturi	117
Tabla 4.27: Diseño de la cortadora	117
Tabla 4.28: Diseño de la chancadora	117
Tabla 4.29: Diseño del secador atmosférico	118
Tabla 4.30: Chemical Engineering Plant Cost Index.....	118
Tabla 4.31: Costos de equipos.....	119
Tabla 4.32: Costo de materia prima.....	128
Tabla 4.33: Costo de servicios auxiliares.....	129
Tabla 4.34: Inversión en carga fija.....	130
Tabla 4.35: Estructura del financiamiento.....	131
Tabla 4.36: Cronograma de pagos.....	132
Tabla 4.37: Estado de ganancias y pérdidas sin deuda.....	134
Tabla 4.38: Estado de ganancias y pérdidas con deuda.....	136
Tabla 4.39: Flujo de caja económico.....	138
Tabla 4.40: Flujo de caja financiero.....	141
Tabla 4.41: Indicadores económicos del flujo de caja económico.....	144
Tabla 4.42: Indicadores económicos del flujo de caja financiero.....	144
Tabla 4.43: Mejora de eficiencia energética con el análisis pinch de Aspen Energy Analyzer.....	154
Tabla 4.44: Comparación de los indicadores económicos del flujo de caja económico antes y después de la optimización del análisis pinch	155
Tabla 4.45: Comparación de los indicadores económicos del flujo de caja financiero antes y después de la optimización del análisis pinch	155

Tabla A.1: Costos de equipos – Análisis pinch.....	174
Tabla A.2: Cronograma de pagos - Análisis pinch.....	179
Tabla A.3: Flujo de caja económico – Análisis pinch.....	181
Tabla A.4: Flujo de caja financiero – Análisis pinch.....	185

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1: Importación de úrea en Perú.....	2
Figura 1.2: Costo de importación de úrea en Perú	2
Figura 1.3: Consumo de gas natural en Perú en 2019.....	3
Figura 1.4: Recorrido del gasoducto sur peruano.....	5
Figura 1.5: Efectos de la producción de úrea.....	8
Figura 2.1: Reservas de gas natural en Perú en el periodo 2008 – 2018.....	19
Figura 2.2: Materias primas para la producción de amoníaco.....	20
Figura 2.3: Esquema de una planta de amoníaco con reformado de vapor.....	20
Figura 2.4: Producción de NH ₃ mediante reformado con vapor.....	21
Figura 2.5: Sección radiante de un reformador primario y secundario.....	23
Figura 2.6: Curva de solubilidad de la úrea en agua en función de la temperatura.....	41
Figura 2.7: Esquema de una planta convencional de amoníaco - úrea.....	45
Figura 2.8: Procesos de producción de úrea.....	45
Figura 2.9: Diagrama de bloques de la producción de úrea.....	46
Figura 2.10: Proceso de stripping de NH ₃ Snamprogetti	49
Figura 2.11: Proceso de stripping de CO ₂ Toyo.....	50
Figura 2.12: Proceso de stripping de CO ₂ Stamicarbon.....	51
Figura 2.13: Almacén de planta de úrea en Bulo Bulo (Bolivia).....	52
Figura 2.14: Empaques comerciales de úrea.....	52
Figura 2.15: Úrea granulada.....	53
Figura 3.1: Proceso de producción de amoníaco en Aspen Plus.....	60
Figura 3.2: Tecnología Snamprogetti en Aspen Plus.....	63
Figura 3.3: Tecnología Toyo en Aspen Plus.....	64
Figura 3.4: Tecnología Stamicarbon en Aspen Plus.....	65
Figura 4.1: Conversión de CO ₂ vs tiempo.....	71
Figura 4.2: Análisis energético de los tecnologías de producción de úrea.....	72

Figura 4.3: Consumo energético de la tecnología Toyo.....	72
Figura 4.4: Longitud del reactor vs temperatura.....	74
Figura 4.5: Tiempo espacial vs longitud del reactor.....	75
Figura 4.6: Condiciones de operación del reactor PREF.....	77
Figura 4.7: Condiciones de operación del reactor SREF.....	77
Figura 4.8: Condiciones de operación del intercambiador de calor E-205.....	78
Figura 4.9: Condiciones de operación del intercambiador de Calor B-206.....	78
Figura 4.10: Condiciones de operación del reactor HT Shift.....	79
Figura 4.11: Condiciones de operación del reactor LT Shift.....	79
Figura 4.12: Condiciones de operación del intercambiador de calor E-206....	80
Figura 4.13: Condiciones de operación del intercambiador de calor E-207....	80
Figura 4.14: Condiciones de operación del intercambiador de calor E-208....	81
Figura 4.15: Condiciones de operación del intercambiador de calor E-210....	81
Figura 4.16: Condiciones de operación del absorbedor de CO ₂	82
Figura 4.17: Condiciones de operación del stripper de CO ₂	82
Figura 4.18: Condiciones de operación del intercambiador de calor E-211....	83
Figura 4.19: Condiciones de operación del reactor de metanación.....	83
Figura 4.20: Condiciones de operación del sistema de compresión de cuatro etapas.....	83
Figura 4.21: Condiciones de operación del separador flash purga de CO ₂	84
Figura 4.22: Condiciones de operación del intercambiador de calor Regrig1..	84
Figura 4.23: Condiciones de operación del separador flash F002.....	85
Figura 4.24: Intercambiador de calor E003.....	85
Figura 4.25: Condiciones de operación del intercambiador de calor E002.....	86
Figura 4.26: Condiciones de operación del intercambiador de calor E001A...	86
Figura 4.27: Condiciones de operación del intercambiador de calor R001-HA..	87
Figura 4.28: Condiciones de operación del intercambiador de calor R001-B...	87
Figura 4.29: Condiciones de operación del intercambiador de calor R001-C...	88
Figura 4.30: Condiciones de operación del reactor R001-A.....	88
Figura 4.31: Condiciones de operación del reactor R001-B.....	89
Figura 4.32: Condiciones de operación del reactor R001-C.....	89
Figura 4.33: Condiciones de operación del reactor R002.....	90
Figura 4.34: Condiciones de operación del compresor B.....	90
Figura 4.35: Condiciones de operación del intercambiador de calor E004.....	91
Figura 4.36: Condiciones de operación del separador flash F001.....	91
Figura 4.37: Condiciones de operación del separador flash D001.....	92
Figura 4.38: Condiciones de operación del intercambiador de calor Refrig2..	92

Figura 4.39: Condiciones de operación del separador flash 08-E007F.....	93
Figura 4.40: Condiciones de operación del separador flash D002.....	93
Figura 4.41: Condiciones de operación de la bomba B2.....	98
Figura 4.42: Condiciones de operación del compresor B1.....	98
Figura 4.43: Condiciones de operación del reactor E02.....	99
Figura 4.44: Condiciones de operación del reactor E01.....	99
Figura 4.45: Condiciones de operación de la válvula B4.....	100
Figura 4.46: Condiciones de operación de la torre de condensación B12.....	100
Figura 4.47: Condiciones de operación del intercambiador de calor B5.....	101
Figura 4.48: Condiciones de operación del reactor de descomposición B13...	101
Figura 4.49: Condiciones de operación del intercambiador de calor B7.....	102
Figura 4.50: Condiciones de operación del reactor de descomposición B19...	102
Figura 4.51: Condiciones de operación de la válvula B8.....	103
Figura 4.52: Condiciones de operación del intercambiador de calor B9.....	103
Figura 4.53: Condiciones de operación del separador flash de baja presión...	104
Figura 4.54: Condiciones de operación de la válvula B14.....	104
Figura 4.55: Condiciones de operación del separador flash de muy baja presión..	105
Figura 4.56: Proceso de granulación en Aspen Plus.....	105
Figura 4.57: Condiciones de operación del compresor B15.....	106
Figura 4.58: Condiciones de operación del compresor B10.....	106
Figura 4.59: Condiciones de operación del compresor B24.....	107
Figura 4.60: Condiciones de operación del intercambiador de calor B17....	107
Figura 4.61: Condiciones de operación del reactor B33.....	108
Figura 4.62: Condiciones de operación del granulador B18.B3.....	108
Figura 4.63: Condiciones de operación del granulador B18.B4.....	109
Figura 4.64: Condiciones de operación del granulador B18.B5.....	109
Figura 4.65: Condiciones de operación del intercambiador de calor B18.B6...	110
Figura 4.66: Condiciones de operación del intercambiador de calor B18.B7....	110
Figura 4.67: Condiciones de operación del intercambiador de calor B18.B8...	111
Figura 4.68: Condiciones de operación del intercambiador de calor B18.B9...	111
Figura 4.69: Condiciones de operación del secador B18.B10.....	112
Figura 4.70: Condiciones de operación del clasificador de gránulos B6.B3...	112
Figura 4.71: Condiciones de operación de la cortadora B20.....	113
Figura 4.72: Condiciones de operación de la chancadora B21.....	113
Figura 4.73: Condiciones de operación del clasificador B23.B2.....	114
Figura 4.74: Condiciones de operación del scrubber B29.....	114
Figura 4.75: Condiciones de operación del scrubber B30.....	115

Figura 4.76: Precio Henry Hub del gas natural de 1990 – 2021.....	127
Figura 4.77: Análisis energético de la tecnología Toyo en Aspen Energy Analyzer.....	145
Figura 4.78: Análisis energético del intercambiador de calor B19 en Aspen Energy Analyzer.....	146
Figura 4.79: Análisis energético del intercambiador de calor E02 en Aspen Energy Analyzer.....	146
Figura 4.80: Análisis energético del intercambiador de calor B7 en Aspen Energy Analyzer.....	147
Figura 4.81: Análisis energético del intercambiador de calor B5 en Aspen Energy Analyzer.....	147
Figura 4.82: Análisis energético del intercambiador de calor B9 en Aspen Energy Analyzer.....	148
Figura 4.83: Análisis energético del intercambiador de calor B18.B7 en Aspen Energy Analyzer.....	148
Figura 4.84: Análisis energético del intercambiador de calor B13 en Aspen Energy Analyzer.....	149
Figura 4.85: Análisis energético del intercambiador de calor B18.B8 en Aspen Energy Analyzer.....	149
Figura 4.86: Análisis energético del intercambiador de calor B17 en Aspen Energy Analyzer.....	150
Figura 4.87: Análisis energético del intercambiador de calor B18.B9 en Aspen Energy Analyzer.....	150
Figura 4.88: Análisis energético del intercambiador de calor B18.B6 en Aspen Energy Analyzer.....	151
Figura 4.89: Análisis pinch 1 del proceso Toyo en Aspen Energy Analyzer.....	152
Figura 4.90: Análisis pinch 2 del proceso Toyo en Aspen Energy Analyzer.....	153
Figura 4.91: Curva compuesta de calor de la planta obtenida en Aspen Energy Analyzer.....	154

RESUMEN

La úrea es el fertilizante de mayor consumo interno en la agricultura; sin embargo, actualmente se importa principalmente de países tales como Rusia, China y Argelia. El Estado Peruano debería promover la inversión en la producción de úrea a partir del gas natural proveniente de las reservas probadas de gas natural de los yacimientos disponibles de Camisea; de este modo se podría revertir las importaciones generando diversos beneficios al país: el aumento de la Balanza Comercial, incremento en el desarrollo económico y comercial del país. En la presente investigación se planteó la determinación del proceso más eficiente de obtención de úrea a partir de gas natural mediante la simulación en ASPEN PLUS V.11, definiendo una producción de 400 KTM/año de úrea granulada, calculando una alimentación de 15.2 MMSCFD de gas natural. Se analizó comparativamente tres procesos comerciales actualmente en funcionamiento: Stamicarbon, Snamprogetti y Toyo, determinando que la tecnología Toyo es la más eficiente y consume 23.98 MM Kcal/h de energía; diseñándose la planta de úrea con dicha tecnología para determinar su evaluación económica, definiendo un tiempo de operación de la planta de 10 años, demostrándose que si es económicamente viable, ello se verifica a través de los siguientes indicadores económicos: un Valor Actual Neto Financiero de 50 MMUS\$ y una Tasa Interna de Retorno Financiero de 25.61%, recuperando la inversión después de un periodo de 5.36 años. A continuación, se realizó el análisis pinch del proceso mediante Aspen Energy Analyzer V.11 para disminuir aún más el consumo energético, el cual fue 50.28% del consumo energético inicial, modificando el dimensionamiento, y en consecuencia el costo de los equipos del proceso. Finalmente se realizó una reevaluación del análisis económico y el flujo de caja del proyecto, obteniendo un Valor Actual Neto Financiero de 78 MMUS\$ y una Tasa Interna de Retorno Financiero de 34.06%, recuperando la inversión después de un periodo de 3.82 años.

Palabras clave: úrea, gas natural, simulación de procesos, diseño de equipos, ASPEN PLUS, integración energética, análisis pinch, ingeniería de procesos

ABSTRACT

Urea is the fertilizer with the highest internal consumption in agriculture; however, it is currently imported mainly from countries such as Russia, China and Algeria. The Peruvian State should promote investment in the production of urea from natural gas from the proven natural gas reserves of the available Camisea deposits; In this way, imports could be reversed, generating various benefits for the country: the increase in the Trade Balance, an increase in the economic and commercial development of the country. In the present investigation, the determination of the most efficient process for obtaining urea from natural gas was proposed through simulation in ASPEN PLUS V.11, defining a production of 400 KTM/year of granulated urea, calculating a feed of 15.2 MMSCFD of natural gas. Three commercial processes currently in operation were comparatively analyzed: Stamicarbon, Snamprogetti and Toyo, determining that the Toyo patent is the most efficient and consumes 23.98 MM Kcal/h of energy; designing the urea plant with said patent to determine its economic evaluation, defining a time of operation of the plant of 10 years, demonstrating that if it is economically viable, this is verified through the following economic indicators: a Financial Net Present Value of 50 MMUS\$ and an Internal Rate of Financial Return of 25.61%, recovering the investment after a period of 5.36 years. Next, the pinch analysis of the process was performed using Aspen Energy Analyzer V.11 to further reduce energy consumption, which was 50.28% of the initial energy consumption, modifying the dimensioning, and consequently the cost of the process equipment. Finally, a reassessment of the economic analysis and the cash flow of the project was carried out, obtaining a Financial Net Present Value of 78 MMUS\$ and an Internal Financial Return Rate of 34.06%, recovering the investment after a period of 3.82 years.

Keywords: urea, natural gas, process simulation, equipment design, ASPEN PLUS, energy integration, pinch analysis, process engineering

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

1.1 Situación Problemática

Los requerimientos de la humanidad van renovándose a través del tiempo, es por ello que la tecnología debe optimizarse para el desarrollo de nuevos productos, infiriéndose que el desarrollo tecnológico y las nuevas ofertas son un ciclo rentable dentro del mercado. La producción de úrea a partir del gas natural requiere el uso de la tecnología apropiada de acuerdo a la demanda actual, por consiguiente, es un reto primordial de las empresas productoras operar con tecnología moderna. Un país que compra tecnología es dependiente de las condiciones de comportamiento de los mercados internacionales (Espinoza, 2012).

El Estado Peruano debería promover la producción de úrea con la finalidad de tener una industria más rentable en la cadena de valor (para aplicación en el rubro agrícola, como insumo intermedio en el rubro química, etc), generando un producto competitivo frente a la úrea de producción extranjera, revirtiendo la tendencia importadora que actualmente la caracteriza (Oré, 2018).

En la Figura 1.1 se ilustra la cantidad de úrea que se ha importado; en la Figura 1.2 se ilustra el costo respectivo de importación en el periodo 2008 – 2021.

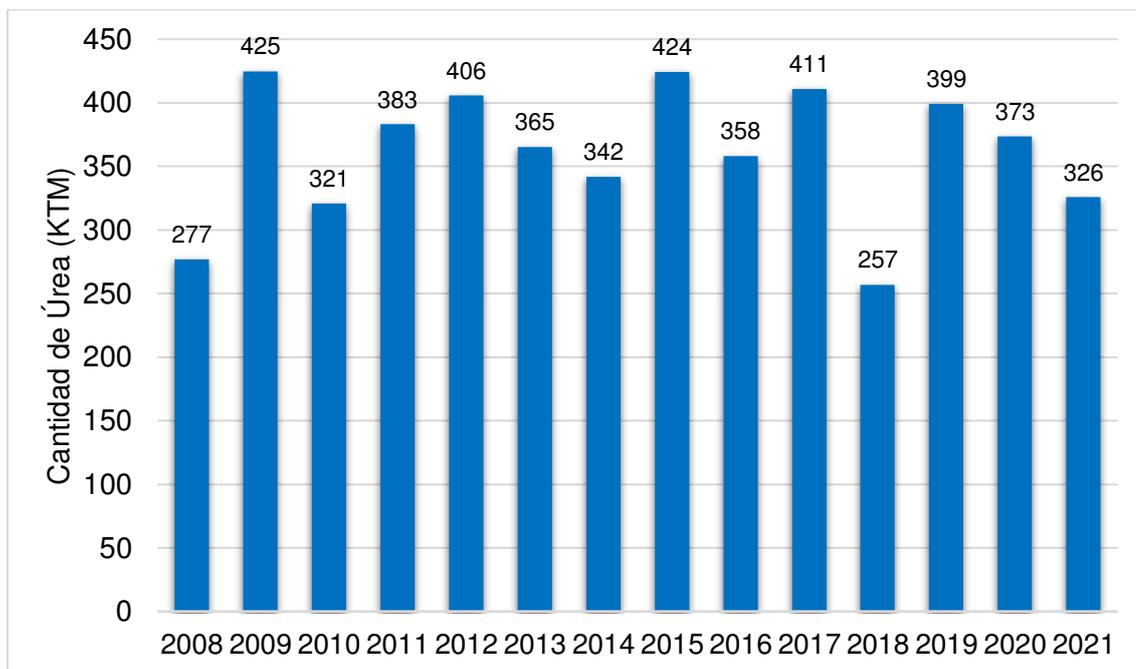


Figura 1.1: Importación de úrea en Perú

Fuente. Propia elaborada a partir de AGRODATAPERÚ

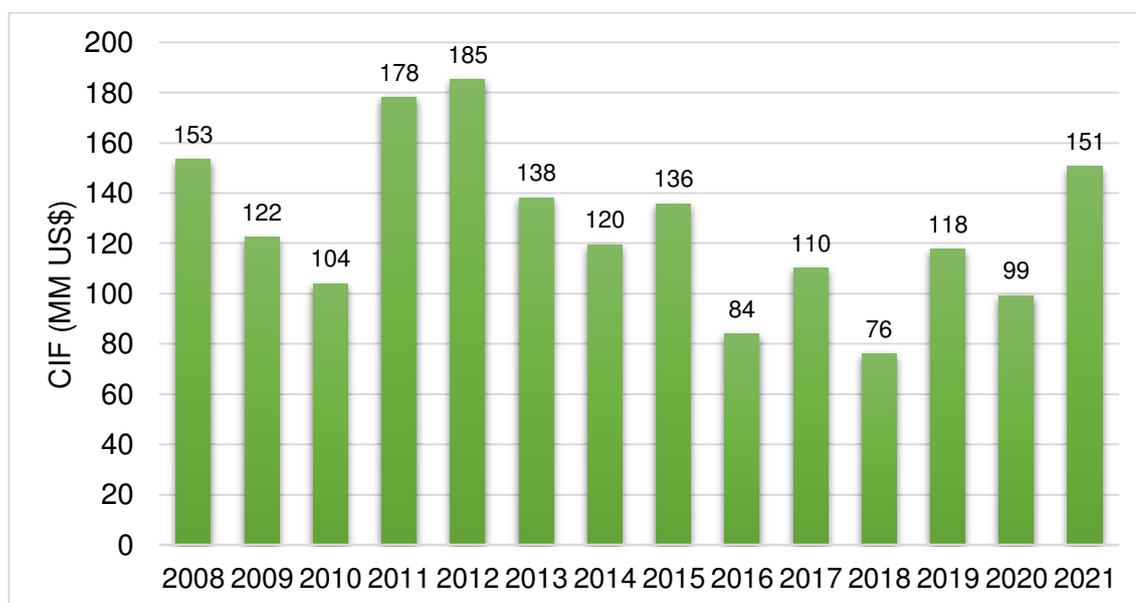


Figura 1.2: Costo de importación de úrea en Perú

Fuente. Propia elaborada a partir de AGRODATAPERÚ

Actualmente el uso prioritario que tiene el gas natural es en los sectores eléctrico e industrial, en el último nombrado se emplea como combustible y no se le otorga valor agregado, debido a que literalmente se está quemándolo en vez de procesarlo en úrea. (Promigas, 2021). En la Figura 1.3 se ilustra el consumo actual de gas natural en el Perú, el cual señala que los sectores dominantes son los ya mencionados.

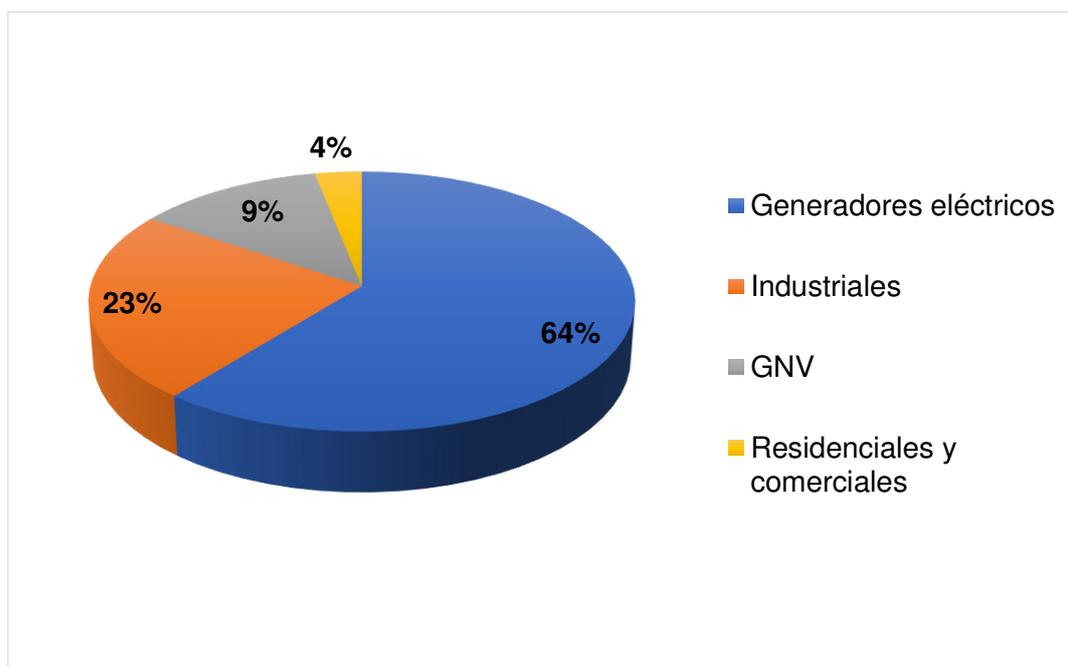


Figura 1.3: Consumo de gas natural en Perú en 2020

Fuente. Promigas, Informe del Sector Gas Natural en Perú, 2021

El Estado Peruano se ha limitado a la promulgación de leyes, estableciendo los posibles lugares geográficos, en las cuales se instalarían las plantas petroquímicas; sin embargo, se requiere que el Estado sea el promotor y tenga una participación activa (Oré, 2018). En la Tabla 1.1 se ilustra las zonas geográficas determinadas por el Estado para la implementación de la industria petroquímica.

Tabla 1.1: Zonas geográficas determinadas declaradas por el Estado

Zona Geográfica	Resolución Ministerial N°	Ubicación
Marcona	042-2009-MEM-DM	San Juan de Marcona, Distrito de Marcona, Provincia de Nazca, Departamento de Ica
Pisco	312-2009-MEM-DM	Zona Industrial I-4, Distrito de Paracas, Provincia de Pisco, Departamento de Ica
Lomas de Ilo	443-2009-MEM-DM	Distrito de Algarrobal, Provincia de Ilo, Departamento de Moquegua
Lomas de Tarpuy - Arequipa	250-2012-MEM-DM	Distrito y Provincia de Islay, Departamento de Arequipa

Fuente. Laub, & Pomatailla, 2015

Se requiere la construcción de infraestructura complementaria como puertos, gasoductos, carreteras, disponibilidad de materiales para la construcción, terrenos disponibles para la instalación de las plantas, servicios como agua, electricidad, vivienda, la evaluación técnica de la disponibilidad de materia prima y los pronósticos de requerimiento de úrea de los mercados interno y externo (Robles, 2012).

El futuro de la industrialización de la úrea está relacionado al desarrollo del gasoducto sur peruano, transportando el gas natural desde los lotes de explotación hasta las plantas petroquímicas a construir. El recorrido planeado de dicho gasoducto está ilustrado por la Figura 1.4.

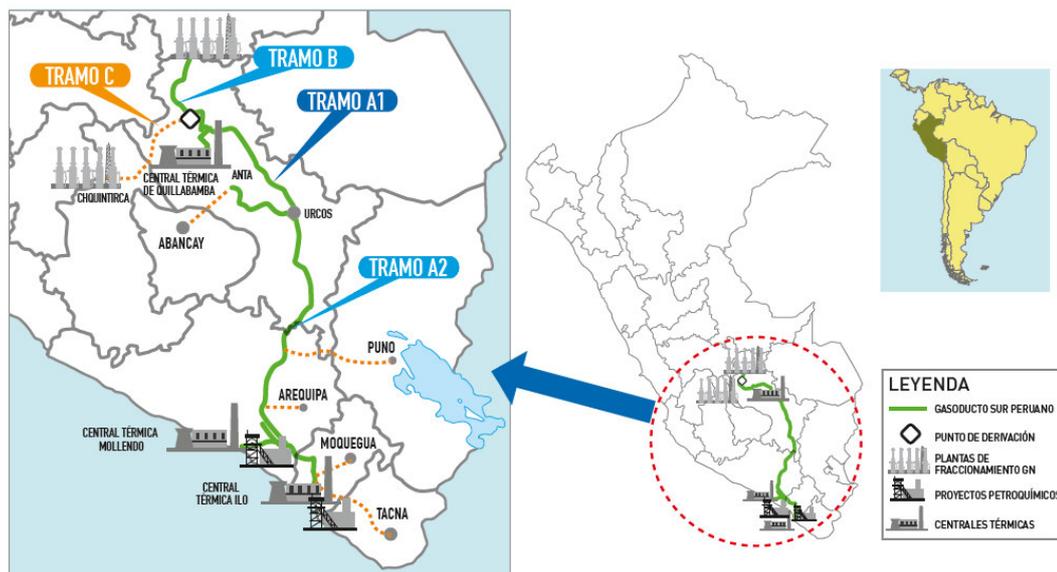


Figura 1.4: Recorrido del gasoducto sur peruano

Fuente. Osinergmin, *La Industria del Gas Natural en el Perú – A Diez Años del Proyecto Camisea*, 2017

Actualmente se requiere mayor investigación con la finalidad de resolver los desafíos industriales que dificultan la selección de un diseño de procesos más sostenible. En trabajos previos se ha desarrollado la simulación de procesos de úrea; sin embargo, una cantidad limitada de ellos no se han comparado con data experimental, debido a que no se ha considerado los parámetros de su calidad, siendo las severas condiciones operativas del proceso y la falta de información los principales desafíos en el modelado y simulación de un proceso tan complejo (Chinda et al, 2019).

Además, que la demandas energéticas y desafíos ambientales para su procesamiento son elevados, es por ello que la necesidad de optimización y conservación de energía ha aumentado el interés en la simulación de plantas que producen dicho producto (Zahid et al, 2014).

La principal complejidad para simular el proceso de obtención úrea es la falta de disponibilidad de datos físico - químicos en el rango de las condiciones observadas a lo largo de todo el proceso. (Chinda et al, 2019).

1.2 Formulación del Problema

¿Cuál es el proceso más eficiente para la obtención de úrea en Perú a partir del gas natural?

1.3 Justificación de la Investigación

1.3.1 Justificación Técnica

- La úrea no solo es el fertilizante químico más producido y empleado en el mundo, sino también una materia prima polivalente (Naz y Sulaiman, 2017; Puspita et al., 2017). Desde las décadas de 1930 y 1940, la producción de úrea ha sido un tema importante entre los investigadores de la industria. (Edrisi et al., 2016). Frente a una crisis energética cada vez más severa y un ambiente en deterioro, los investigadores continúan analizando su proceso de producción, con la finalidad de disminuir el consumo energético y obtener una producción más limpia; es por ello que la simulación de procesos es la tecnología informática primordial para el análisis de decisiones de diseño de procesos (Yao et al., 2016).
- La tecnología de simulación de procesos modela el proceso químico de la úrea para describir, analizar y predecir el comportamiento de procesos de la producción de úrea (Wang & Li, 2017).
- Las tecnologías de producción de úrea difieren en la separación y el reciclaje de amoníaco y el dióxido de carbono. La optimización de dichas tecnologías de producción tiene como objetivo maximizar la conversión de dióxido de carbono y la optimización de la recuperación de calor; para lograr ello se requiere un código de simulación que describa los balances de materia y energía y las ecuaciones de diseño (Aly, 2019).

- Se han realizado trabajos a nivel nacional en el análisis técnico – económico en la producción de úrea (Nuñez, 2007) e internacional en la simulación de producción de úrea (referencias: están mencionadas en la presente investigación); sin embargo, en su mayoría estos últimos han abarcado un volumen de control específico (por ejemplo, un proceso u operación unitaria). La presente investigación ofrece un resultado mediante simulación a nivel global de la planta de producción de úrea, el cual está orientado para su aplicación en Perú en base a las características y especificaciones particulares del insumo gas natural de Camisea.

1.3.2 Justificación Económica

- La producción nacional reformará el panorama de importación hacia la producción/exportación, con ello el aumento de la Balanza Comercial. El precio promedio de la úrea es 490 US\$/TM; sin embargo, al considerar un adicional de 90 US\$/TM por conceptos de flete, impuestos y el margen de los mayoristas y minoristas, el precio final es aproximadamente 700 US\$/TM para el consumidor final; al desarrollarse en Perú, los agricultores ahorrarían aprox. 200 US\$/TM (Laub & Pomatailla, 2015).
- Incremento en el desarrollo económico y comercial no solamente del área geográfica donde se instale la planta, sino de toda la industria nacional; tales como construcción de carreteras, servicios básicos, infraestructura, responsabilidad social, etc (Osinermin, 2013).

La Figura 1.5 ilustra, en forma cualitativa, el proceso general de generación de valor agregado aplicable a un proyecto como es el de procesamiento de gas natural de Camisea, con lo cual se justificaría dicho proyecto.



Figura 1.5: Efectos de la producción de úrea

Fuente. Dirección General de Hidrocarburos, Petroquímica y el Desarrollo Industrial, 2015

1.3.3 Justificación Social

- El Gobierno Regional del área geográfica en donde se instale la planta, recibirá mayores ingresos por concepto de impuestos y/o tributos (Oré, 2018).
- Generación de empleo, puesto que se requerirá mano de obra en la etapa de construcción y operación de la planta. (Robles, 2012).
- Un estudio de simulación con el consiguiente cálculo de optimización del proceso implicará un apropiado análisis técnico – económico y sostenibilidad ambiental, esto último de gran importancia en el entorno de las comunidades aledañas al punto de localización de la planta de úrea a construir.

1.4 Objetivos

1.4.1 Objetivo General

Evaluar comparativamente cuál es el proceso más eficiente para la obtención de úrea a partir de gas natural usando el simulador Aspen Plus, a través de criterios de estrategias de integración energética de procesos para seleccionar la tecnología más adecuada.

1.4.2 Objetivos Específicos

- Seleccionar el proceso que presenta menor consumo energético mediante simulación de las tecnologías Stamicarbon, Snamprogetti y Toyo en Aspen Plus.
- Determinar la viabilidad económica, con hojas de cálculo de Excel, del proceso de menor consumo energético para la obtención de úrea a partir de gas natural.
- Determinar el ahorro energético mediante el análisis pinch, usando el simulador Aspen Energy Analyzer, de acuerdo al proceso de menor consumo energético para la obtención de úrea a partir de gas natural.
- Comparar el análisis económico, en la producción de úrea a partir de gas natural, del proceso de menor consumo energético optimizado con el análisis pinch y sin optimizar.
- Diseñar la planta de obtención de úrea usando el simulador Aspen Plus y hojas de cálculo de Excel, de acuerdo al proceso de menor consumo energético para la obtención de úrea a partir de gas natural.

CAPÍTULO 2

MARCO TEÓRICO

2.1 Antecedentes

Yazhari (1975) desarrolló una simulación de estado estable para el proceso de obtención de urea, empleándose el simulador DISCOSSA; los modelos desarrollados consideran principalmente balances de materia; los balances de energía se realizaron solo en los separadores flash para determinar las temperaturas de operacionalización. No se consideró la formación de subproductos indeseables ni el efecto del aire introducido para reducir la corrosión. El sistema NH_3 - CO_2 - H_2O - urea se consideró en el modelo de equilibrio líquido - vapor para los separadores flash y desorbedor. El comportamiento no ideal en la fase de vapor se calculó empleando los datos publicados disponibles; sin embargo, los coeficientes de actividad en la fase líquida se calcularon nuevamente a partir de los datos de planta y se mantuvieron constantes para posteriores ejecuciones de simulación. Los datos de la solución ternaria para el sistema NH_3 - $\text{NH}_2\text{CO}_2\text{NH}_4$ - H_2O (en el proceso de reacción del carbamato de amonio para la producción de urea) y una correlación empírica desarrollada para predecir el efecto de la urea en la composición de la solución, proporcionaron un método para calcular la composición de NH_3 en la corriente líquida a la salida del primer absorbedor. Los resultados de la simulación se compararon con los datos de planta, comprobándose que: el modelo del reactor predijo eficientemente su rendimiento, el uso de coeficientes de actividad constante permitió un cálculo aproximado de los caudales y la composición de las corrientes a la salida de los separadores flash y desorbedor y el procedimiento empleado en el cálculo de la cantidad de NH_3 en la corriente líquida a la salida del primer absorbedor produjo un resultado confiable.

Zhang & Yao (2001), estudiaron la dinámica de fluidos de un reactor de úrea considerando un modelo de reactor de fluido gas - líquido, en el que se instalan placas perforadas para evitar el contramezclado. Se presentó un modelo termodinámico, cinética de reacción y dinámica de fluidos, solucionándose mediante un método numérico el modelo del reactor de úrea definido por una serie de ecuaciones no lineales, cuya solución ilustró el perfil de temperatura a lo largo y las concentraciones de cada componente dentro del reactor. Los resultados del modelo concordaron eficientemente con los datos de diseño.

Zhang & Yao (2002) propusieron el modelo UNIQUAC ampliado para predecir un sistema de equilibrio líquido - vapor con la finalidad de simular la unidad de alta presión en un circuito de úrea, empleándose el algoritmo de enfoque modular simultáneo con el diagrama de flujo de señales; el modelamiento matemático del diagrama de flujo se simplificó, obteniéndose un sistema de ecuaciones lineales. El enfoque seleccionado evitó el cálculo de ecuaciones no lineales complejas y la selección de flujos de reciclaje. Los resultados de la simulación concordaron con los datos experimentales.

Binti (2007) desarrolló una simulación para la sección de síntesis de úrea a alta presión de la Compañía ABF, empleándose el proceso Stamicarbon. En el análisis, se consideró que la formación de carbamato de amonio ocurrió a través de la reacción heterogénea del dióxido de carbono y el amoníaco. Las reacciones se desarrollaron en tres reactores, el reactor de equilibrio de producción de carbamato de amonio y dos reactores de tanque agitado continuo de producción de úrea y biuret, respectivamente. A partir del resultado de la simulación de Aspen Hysys, se determinó que la simulación predijo eficientemente la operacionalización del reactor de úrea, así como su sección de síntesis de alta presión. Mediante Aspen Hysys se calculó que la conversión de CO_2 en el primer reactor de equilibrio fue aproximadamente similar a la de la planta ABF, es decir, 60% (con un error de 5.2%); sin embargo, en la plataforma Polymath 5.1 se calculó que la conversión de CO_2 en el reactor de equilibrio fue aproximadamente 60%, lo que también concuerda con los datos de Aspen Hysys y de la planta ABF. Para el segundo reactor de tanque agitado, las plataformas HYSYS y Polymath 5.1 calcularon la conversión de carbamato de amonio en úrea en 92.8% y del 94%, respectivamente. HYSYS calculó que la conversión total de CO_2 en úrea en el circuito de síntesis de alta

presión con la corriente de reciclaje fue de aproximadamente 89.7%, el cual fue 10% superior a la de la planta de ABF. La plataforma Aspen Hysys determinó que el rendimiento de úrea en el circuito de síntesis a alta presión fue 91%, el cual fue 5.5% superior que el de la planta ABF. A partir del estudio realizado, se determinó que la simulación es una herramienta óptima para predecir la conversión de CO₂, así como el rendimiento de úrea obtenido.

Cotabarren et al. (2009) ilustraron un diagrama de flujo de un circuito de granulación de úrea, en el cual se diseñó en base a modelos previos que han sido validados con datos industriales para las etapas de trituración y cribado; y en un nuevo modelo para la unidad de granulación. Se empleó el simulador gPROMS Molder Builder, para efectuar un análisis de sensibilidad y evaluar la influencia de las variables operativas sobre el producto y los flujos de reciclaje. Finalmente, se determinó los valores de las variables manipuladas que optimizan la producción de acuerdo a las especificaciones del mercado.

Rasheed (2011) simuló el reactor de úrea aplicando la ecuación SR - POLAR para el modelo termodinámico y propuso un modelo cinético de potencias para la formación de carbamato de amonio y úrea. Se registró que las desviaciones de los datos industriales eran inferiores al 5.0% para la composición líquida a la salida del reactor.

Cotabarren et al. (2012) emplearon un simulador, enfocándose en la sección de granulación de úrea, incluyéndose un granulador de lecho fluidizado, una unidad de enfriamiento, zarandas vibratorias de doble paño y molinos de rodillos; al reconfigurar el proceso típico de granulación se disminuyó la producción de finos que sale del molino de rodillos. El análisis de las diversas opciones determinó la integración de una zaranda a la salida de la misma, la cual separe las partículas cuyo tamaño sea inferior a 1 mm, restringiendo su ingreso al granulador y favoreciendo la producción del producto dentro del rango de sus especificaciones.

Li (2013) desarrolló un estudio cinético del proceso integrado de síntesis de amoníaco - úrea; el cual se dividió en 3 secciones: proceso de síntesis de amoníaco independiente, proceso de síntesis de úrea independiente y finalmente el proceso integrado de síntesis amoníaco – úrea, en dicho estudio cinético se emplearon las ecuaciones de balance de masa y energía y las ecuaciones de equilibrios de fase

para diseñar un modelo matemático, simulado en Matlab, obteniéndose los perfiles de concentración y temperatura. El modelo desarrollado presentó una gran exactitud respecto a los datos industriales.

Zendehboudi et al. (2014) propusieron un modelo matemático para un reactor de úrea basado en el modelo UNIQUAC, al comparar los resultados del modelo con los datos industriales, se obtuvo una desviación estándar inferior al 2.3% para la corriente de salida del líquido.

Zahid, Ramzan & Rustam (2014) diseñaron un modelo de simulación para la sección de descomposición de una planta de úrea empleando el software Aspen Plus. La reacción de descomposición en los equipos tales como: intercambiador de calor, separador y desorbedor se diseñaron con el uso de la combinación de los reactores de equilibrio y equipos incorporados en Aspen Plus. Se utilizó el modelo termodinámico SR - Polar para la estimación de los equilibrios químicos y de fase, la densidad y otras propiedades termodinámicas del sistema. Los resultados de la simulación se compararon con los datos de la planta existente, observándose una alta precisión.

Nawaz (2014) evaluó diferentes procesos para producir sulfato de amonio y úrea con una proporción de 60:40 respectivamente a partir de amoníaco cuya alimentación fue 250000 TM/año. Se concluye que la ruta más rentable para cumplir con el diseño de la planta de úrea a partir de dióxido de carbono, fue empleando el proceso Snamprogetti y sulfato de amonio a partir de ácido sulfúrico. El costo total para construir la planta fue £ 268.68 millones con un tiempo de recuperación de 4.1 años; sin embargo, usando el método de Taylor se determinó un tiempo de recuperación de 2.5 años. Se realizó el diseño mecánico y químico del reactor de úrea, determinándose las siguientes variables: volumen del reactor de pseudo primer orden isotérmico de flujo pistón de 145.5 m³, diámetro de 2.61 m, espesor de reactor de 100 mm y tiempo espacial de 16.71 segundos. Se utilizó una camisa de enfriamiento para mantener las condiciones isotérmicas del reactor, determinándose que el costo de la planta de úrea fue 4855059.7 £, el cual está dentro del rango del costo habitual.

Zahid et al. (2014) ejecutaron mediante el software Aspen Plus un modelo de simulación, específicamente para analizar la sección de descomposición de una planta de úrea. La reacción de descomposición en los equipos físicos como intercambiador de calor, separador y desorbedor se diseñaron con el uso de la combinación de los reactores de equilibrio y equipos físicos; empleándose el modelo termodinámico SR - Polar para la estimación de los equilibrios químicos y de fase, la densidad y otras propiedades termodinámicas del sistema; dicho modelo proporcionó una eficiente aproximación para el equilibrio líquido - vapor del sistema $\text{NH}_3 - \text{CO}_2 - \text{H}_2\text{O} - \text{úrea}$. Los resultados de la simulación se compararon con los datos de la planta existente, observándose una concordancia eficiente. En la sección de descomposición de la planta de úrea también se analizaron los efectos de los parámetros, tales como: temperatura, presión y caudal de la corriente de extracción de CO_2 en el distribuidor de líquido y el primer separador; concluyéndose que el modelo fue adecuado para la conservación de energía y el rendimiento optimizado de la planta. El modelo está ajustado a la planta operativa y el error (%) fue ínfimo, lo que lo hace aceptable para estudios posteriores.

Baboo (2015) desarrolló un modelo cinético para la síntesis de úrea a partir de amoníaco y dióxido de carbono, en el cual demostró la posibilidad de aumentar la eficiencia del reactor. La optimización de la conversión de dióxido de carbono se determina en: la reducción del consumo energético y de reciclaje y en el aumento de la producción empleando el mismo reactor. El diseño de las bandejas de alta eficiencia en el reactor se desarrolló a través de una simulación fluidodinámica, el modelado de los equilibrios físico - químicos y de los fenómenos de transferencia de calor, siendo el principal, la reducción del consumo específico de vapor, obteniéndose reducciones del mismo de 250 - 300 kg por tonelada de úrea y un aumento de la capacidad del reactor del 10 - 20%.

Sikder et al. (2015) diseñaron una simulación del proceso de producción de úrea Stamicarbon, empleándose la plataforma Aspen Hysys v.7.1 para investigar el efecto de los parámetros de operación: temperatura del dióxido de carbono, temperatura del vapor HP (alta presión) y del vapor LP (baja presión), en función de la composición de úrea; obteniéndose los siguientes resultados: a un rango $357^\circ\text{C} - 365^\circ\text{C}$ de temperatura del vapor HP se obtuvo la composición de úrea 0.06 - 0.08. A un rango $287^\circ\text{C} - 316^\circ\text{C}$ de temperatura del vapor LP (baja presión) se obtuvo la

composición de úrea 0.055 - 0.782. El calor generado en la solución de úrea disminuyó con el aumento de temperatura del CO_2 y se incrementó con el aumento de la presión de CO_2 . La conversión de CO_2 en el reactor fue constante a presiones mayores de 210 atm, lo cual también se determinó a una relación de NH_3/CO_2 de 15.

Mane et al. (2016) estudiaron la conversión y la optimización de la eficiencia del reactor de úrea, analizando los parámetros del proceso como relación amoníaco/dióxido de carbono, presión y temperatura, concluyendo que dichos factores intervienen en el aumento de su producción al reducir el volumen específico del reactor. Se aumentó el número de bandejas del reactor; sin embargo, no se incrementó su eficiencia. Al modificar la relación amoníaco/dióxido de carbono de la alimentación del reactor, se incrementó la eficiencia del reactor. A partir de los datos experimentales, se concluyó que al variar el valor de la relación amoníaco/dióxido de carbono entre 3:1 y 3:4, se obtuvo el valor máximo de la eficiencia del reactor de úrea.

Yoke Yi & Mahadzir (2016) propusieron modelos matemáticos para la síntesis de úrea - amoníaco; determinándose que para la reacción de síntesis de úrea a condiciones óptimas de operación de 450 K y 12 MPa; la conversión de dióxido de carbono en equilibrio, el flujo molar máximo de úrea y su concentración en equilibrio fueron 79%, 410 mol/s y 750 mol/m³, respectivamente. El rango óptimo de relación de alimentación de NH_3 : CO_2 fue 2 - 3.5. Para la reacción de síntesis de amoníaco a condiciones óptimas de operación de 660 K y 23 MPa; la conversión de nitrógeno de equilibrio, el flujo molar de amoníaco y su concentración en el equilibrio fueron 27.5%, 420 mol/s y 300 mol/m³, respectivamente. El porcentaje de error promedio para la conversión de equilibrio de nitrógeno y el flujo molar de equilibrio de amoníaco fueron 6.2% y 5.9%, respectivamente en comparación de los datos publicados a condiciones de planta industrial.

De Haas et al. (2016) modelaron una planta de producción de úrea mediante el proceso Snamprogetti, empleándose el software Aspen Plus, en el cual se determinó que se producirían 12500 kg/h de úrea a partir de 7600 kg/h de amoníaco y 9200 kg/h de dióxido de carbono. El consumo de vapor fue 10 TM/h en la sección de media presión y alrededor de 6 TM/h en la sección de baja presión. El consumo de vapor de la sección de tratamiento de aguas residuales de la planta, se identificó que

el 6.8% en peso de úrea se evaporó durante la etapa de concentración. La finalidad de reducir el consumo de vapor en la planta de aguas residuales mediante la reducción de la concentración de úrea en el agua que requiere tratamiento, generó dos alternativas de mejora en el diseño original de la planta. Ambas mejoras se relacionaron con el reciclaje de la úrea evaporada en la sección de vacío de la planta para garantizar que la úrea no ingrese a la sección de tratamiento de aguas residuales. La primera solución fue un sistema de scrubber/depurador para la sección de vacío, con una producción de agua residual cuyo contenido de úrea era 23 ppm. La segunda idea fue una alternativa al sistema de lavado, en la cual se usaban condensadores en lugar de lavadores, con una producción de agua residual cuyo contenido de úrea era 402 ppm. Ambas opciones requerían menos vapor en la sección de media presión y más vapor en la sección de baja presión que el modelo original. El sistema de lavado determinó la eliminación del hidrolizador; sin embargo, el sistema de condensación aún requería que la unidad redujera la concentración de úrea en el efluente a niveles seguros. Por lo tanto, el sistema de lavado redujo el consumo de vapor en la sección de media presión en 2000 kg/h, y el sistema de condensación redujo el consumo de vapor en la sección de media presión en 1800 kg/h; sin embargo, a diferencia del sistema de condensación, el sistema de lavado también requirió la introducción de 600 kg/h de agua para suministrar a los lavadores el medio de lavado. Por lo tanto, la reducción del consumo total de vapor en la sección de aguas residuales se logró mediante la introducción de cualquiera de ambas opciones propuestas de reciclaje de úrea en el modelo original.

Wang & Li (2017) realizaron una simulación del proceso de la torre de síntesis de úrea a alta presión. El error relativo entre los valores de cálculo y los valores de diseño fue 7.09% para componentes de fase gaseosa y 0.083% para componentes de fase líquida. Posteriormente, se analizó la variación de temperatura de cada bandeja, el flujo de cada componente y la producción de úrea, las cuales se calcularon mediante el modelo de etapa de equilibrio. La temperatura aumenta con el incremento del nivel de la bandeja y alcanzó un valor máximo de 182.66°C, la producción de úrea también aumentó con el nivel de bandeja, dichos resultados concuerdan con datos reales. Cuando la úrea ingresa a la torre de síntesis desde la bandeja inferior, los flujos molares de NH_3 y CO_2 en fase líquida disminuyen gradualmente; sin

embargo, el flujo de úrea aumenta a lo largo del nivel de la bandeja. La tasa de conversión de CO_2 fue un parámetro clave de la producción de úrea, cuyo valor calculado fue 59%; sin embargo, la tasa de conversión de diseño fue 56.2%. El error relativo fue 5%, lo que significó una elevada precisión.

Chinda et al. (2019) propusieron un enfoque sistemático para la simulación y validación del actual proceso de producción de úrea, la cual fue validada considerando más de 30 parámetros industriales. La metodología empleada se presenta en tres pasos: Paso 1 - Recopilación de datos industriales, Paso 2 - Simulación de procesos y Paso 3 - Validación de procesos. El modelo termodinámico se basó en el de Wilson y las ecuaciones de gas ideal. A partir de los resultados obtenidos, se demostró una óptima consistencia entre los resultados de la simulación y los datos industriales, obteniéndose una desviación estándar inferior al 6% para la composición de masa e inferior al 8% para otras variables consideradas.

Ali & Anantharaman (2019) realizaron una simulación de proceso en estado estable, empleando el modelo termodinámico SRK para cuantificar la no idealidad del sistema amoníaco - dióxido de carbono - úrea, en condiciones de alta temperatura y alta presión. Basado en una conversión del 60% de dióxido de carbono y una conversión variada de carbamato de amonio entre el 60 y el 90%, se obtuvo úrea del 60 (± 5)% en peso mediante la simulación, deduciéndose que el rendimiento de úrea aumenta con una mayor conversión de dióxido de carbono y carbamato de amonio y con el aumento en el número de etapas de separación. Por lo tanto, se concluye que el estudio abordado es adecuado para optimizar y reducir el consumo energético real de la planta.

Tian (2019) desarrolló un proceso de producción de úrea e hidrógeno/energía a partir de gas natural sin generar emisiones de dióxido de carbono, a través de la integración de procesos y la selección adecuada de condiciones de reacción y composiciones de cada corriente, en el cual se analizaron dos casos: la producción de úrea e hidrógeno (caso 1) y la producción de úrea y energía (caso 2). Primero se analizó la autosuficiencia energética de la reacción general, determinando las limitaciones del proceso, simulándose el proceso asociado en Unisim, el cual tenía cuatro subsistemas: reforma de metano con vapor, separación de gases, síntesis de amoníaco y síntesis de Úrea. En el análisis económico de los dos casos

considerados, se determinó que para que el proceso sea energéticamente autosuficiente, la tasa de flujo molar de oxígeno debe estar dentro del rango de $0.383 \leq X < 1$; en el caso 1, demostrándose que el proceso no es autosuficiente; sin embargo, en el caso 2 fue energéticamente autosuficiente debido a que el caudal de alimentación molar de oxígeno fue mayor que el límite inferior de 0.383. Se obtuvo un margen de utilidad de 69429 (\$/h) para producción de úrea e hidrógeno (caso 1) y 51447 (\$/h) para el caso de úrea y energía.

2.2 Bases Teóricas

2.2.1 Gas Natural

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos, cuyo componente en mayor proporción es el metano (CH₄). Se encuentra en los yacimientos como gas asociado o gas no asociado. El yacimiento de gas natural más importante del país es el yacimiento del gas de Camisea, en la Tabla 2.1 se ilustra su composición molar, siendo sus principales componentes el metano y etano, los cuales son insumos principales para la industria petroquímica (Ramírez, 2017):

Tabla 2.1: Composición molar del gas de Camisea

Compuesto	% molar
Metano, CH ₄	89
Etano, C ₂ H ₆	8.9
Propano, C ₃ H ₈	0.13
Butano, C ₄ H ₁₀	0.0002
Pentano, C ₅ H ₁₂	0.0002
Nitrógeno, N ₂	1.2
Dióxido de carbono, CO ₂	0.24

Fuente. Calidda, 2021

En la Figura 2.1 se ilustra las reservas de gas natural (insumo para la producción de úrea) en Perú en el periodo 2008 – 2019, reportado por la Dirección General de Hidrocarburos (DGH), las cuales han disminuido a través del tiempo.

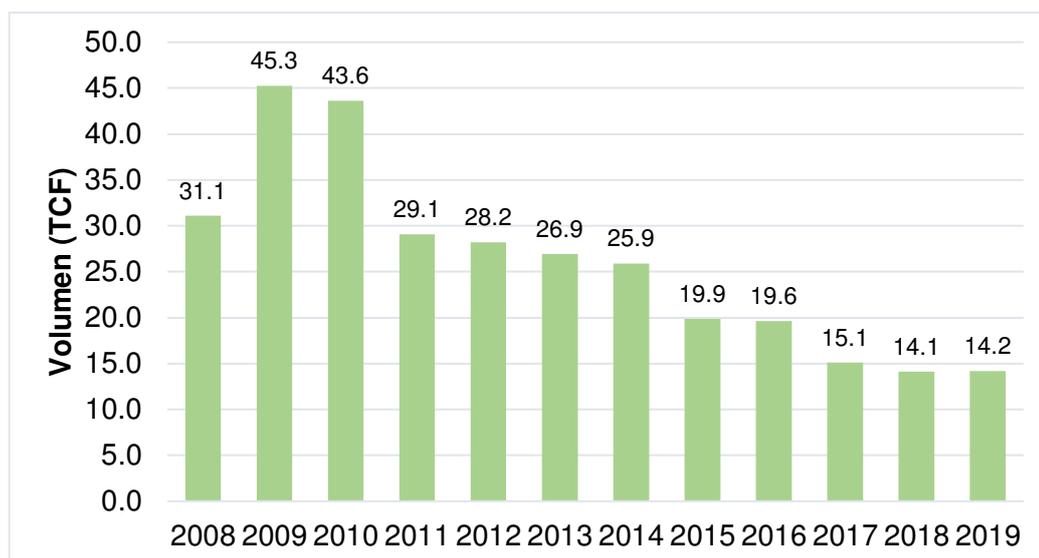


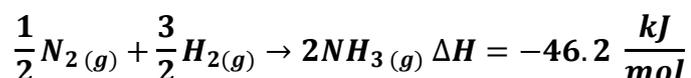
Figura 2.1: Reservas de gas natural en Perú en el periodo 2008 - 2019

Fuente. Propia a partir de los Libros de Reservas de Hidrocarburos de la DGH

2.2.2 Amoniaco

Síntesis Industrial (Matar & Hatch, 2000)

El amoniaco industrial se produce por el método Haber – Bosch, el cual se define mediante la reacción del nitrógeno y el hidrógeno, tal como se indica a continuación:



Siendo una reacción exotérmica, es por ello que un excesivo incremento de temperatura no favorece la formación del amoniaco; sin embargo, la velocidad a la que se forma el amoniaco a temperatura ambiente es ínfima, siendo una reacción muy lenta, debido a que tiene una elevada energía de activación, producto de la estabilidad del nitrógeno. La solución de Haber al problema mencionado fue emplear un catalizador (óxido férrico que se reduce a hierro en atmósfera de hidrógeno) e incrementar la presión, favoreciendo con ello la formación del producto. La industrialización del método de Haber fue ejecutada por Carl Bosch.

Actualmente existen múltiples métodos de síntesis de amoniaco, los cuales se ilustran en la Figura 2.2; sin embargo, derivan del proceso Haber - Bosch original, diferenciándose en la fuente y obtención del gas de síntesis.

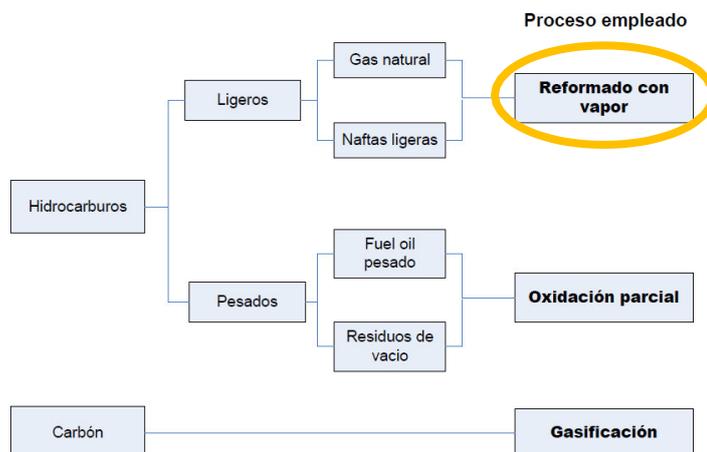


Figura 2.2: Materias primas para la producción de amoniaco

Fuente. Rebolledo, 2008

En la Figura 2.3 se ilustra un esquema de una planta standard de amoniaco empleando el método de reformado con vapor, ilustrándose las unidades de desulfuración, reformado, purificación, compresión y síntesis del producto.

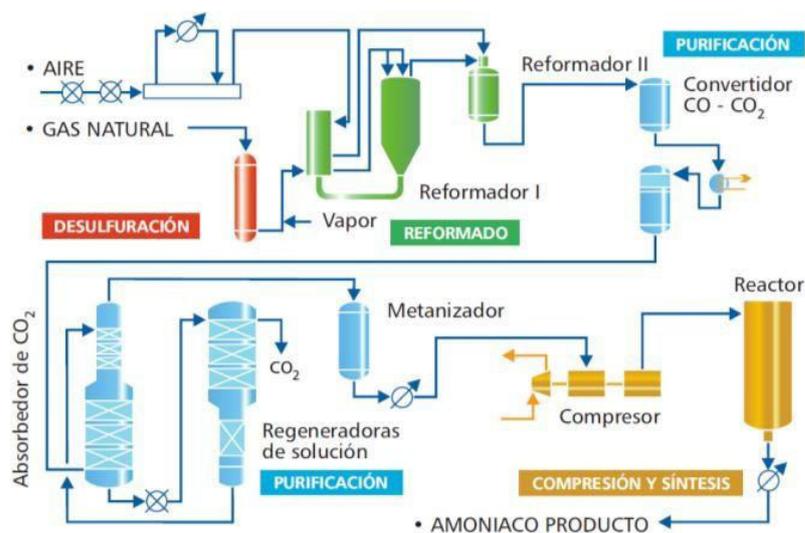


Figura 2.3: Esquema de una planta de amoniaco con reformado de vapor

Fuente. Fertiberia, 2006

En la Figura 2.4 se esquematiza el proceso de reformado con vapor, el cual sus etapas se describirán a continuación.

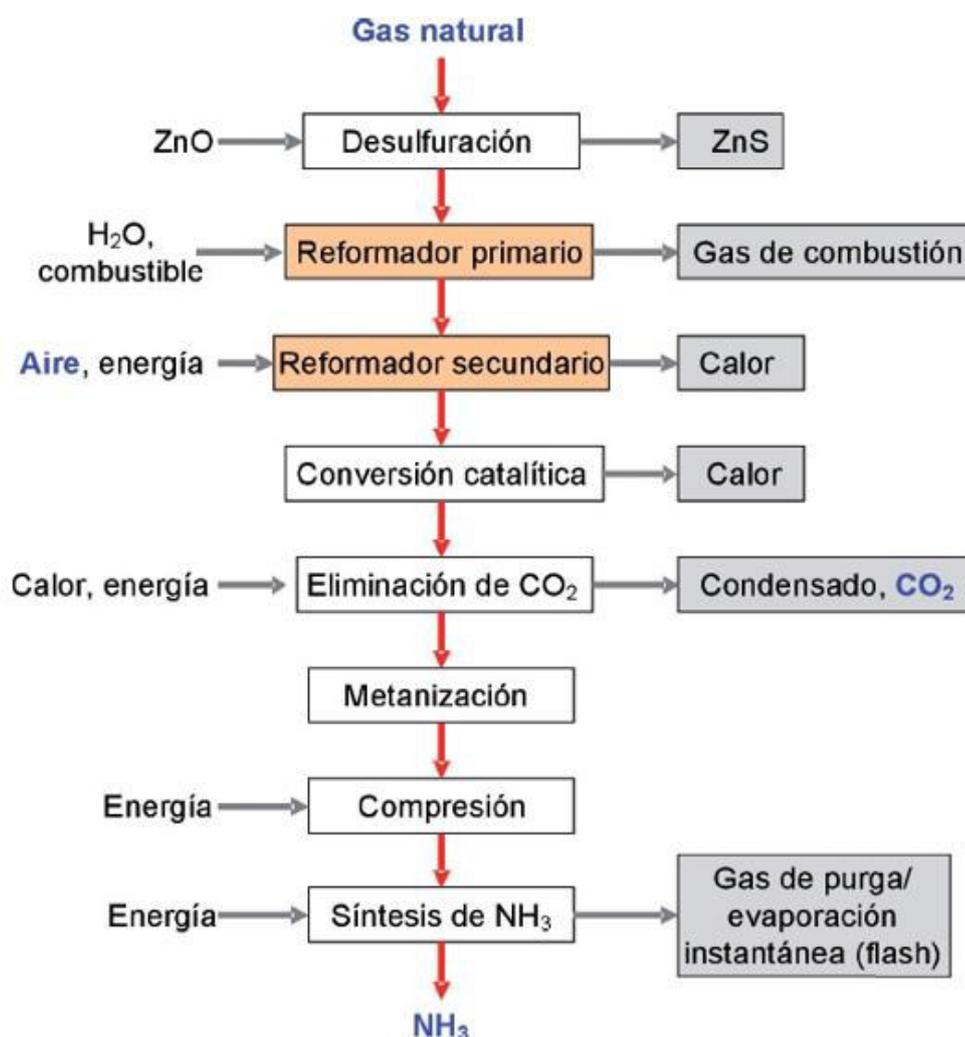
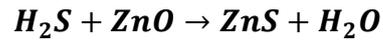
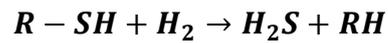


Figura 2.4: Producción de NH_3 mediante reformado con vapor

Fuente. Ministerio del Medio Ambiente, Medio Rural y Marino (Gobierno Español), 2009

- **Desulfuración.**

El catalizador empleado en el reformado con vapor se deteriora con los compuestos de azufre, es por ello que debe reducirse la concentración de estos compuestos a 0.1 ppm en la alimentación. Para dicha reducción, la alimentación se precalienta a 350°C - 400°C ; a continuación, los compuestos de azufre se hidrogenan a sulfuro de hidrógeno (H_2S), empleándose un catalizador de cobalto – molibdeno; adsorbiéndose los compuestos sulfurados en óxido de zinc granulado:

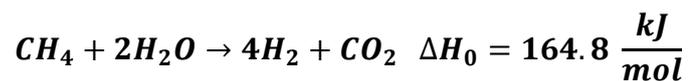
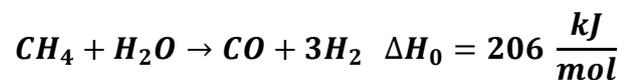


$R = \text{grupo alquil}$

El hidrógeno requerido para la reacción se recicla de la reacción de síntesis de la instalación.

- **Reformado primario.**

La conversión de hidrocarburos en el reformador primario de una planta de reformado con vapor es aproximadamente 60%. En conjunto, la reacción es endotérmica:



El gas procedente del desulfurizador se mezcla con vapor de agua, los cuales ingresan en el reformador primario a una temperatura de 400°C - 600°C.

La finalidad del reformado es la producción del nitrógeno requerido para completar la conversión de la alimentación de hidrocarburo, es por ello que se efectúa una combustión interna del gas de reacción antes de que esté en contacto con los catalizadores de níquel.

El reformador primario está formado por tubos con catalizador níquel. En las plantas modernas, la mezcla de vapor precalentado y gas ingresan a un reformador adiabático para posteriormente calentarse en la sección de convección. El calor requerido se adiciona quemando gas natural en los quemadores de la cámara radiante. Aproximadamente la mitad de dicho calor se utiliza en la reacción de reformador; sin embargo, el calor restante

permanece en el gas de combustión, empleándose en la sección de convección del reformador para precalentar las corrientes de proceso.

En la Figura 2.5 se ilustra la sección radiante de un reformador primario y secundario; cuya leyenda es: 1) colector de entrada, 2) quemadores, 3) tuberías del reformador, 4) colector de salida, 5) entrada de aire de proceso, 6) lecho catalizador, 7) salida de gas

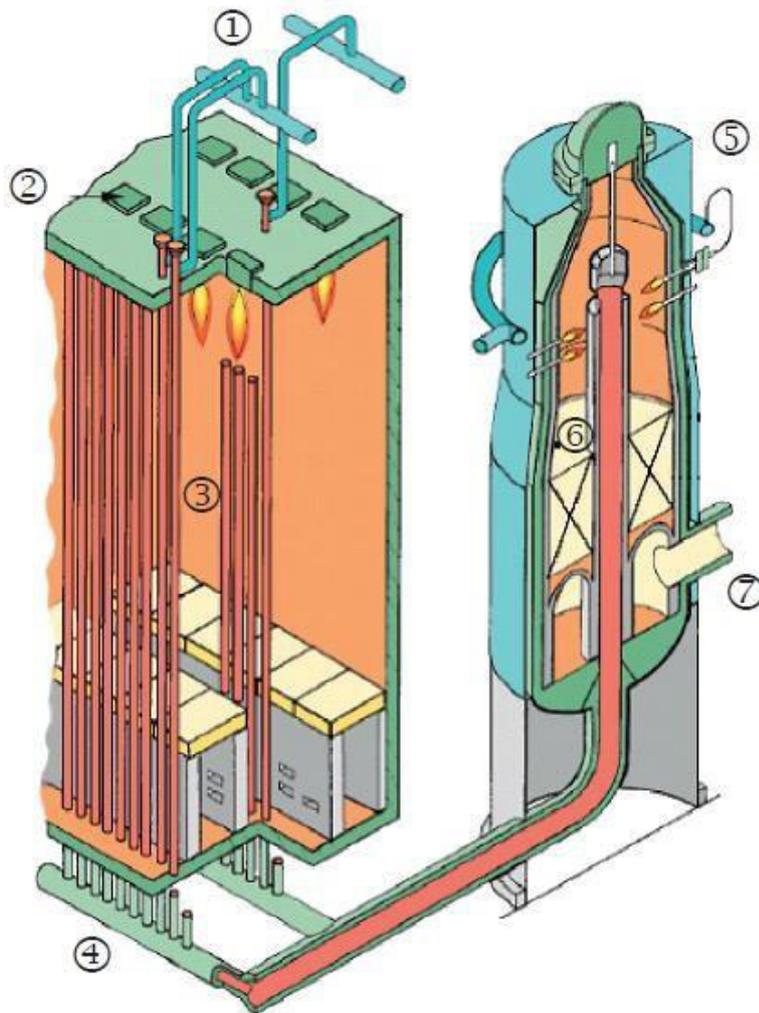


Figura 2.5: Sección radial de un reformador primario y secundario

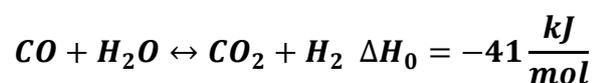
Fuente. Ministerio del Medio Ambiente, Medio Rural y Marino (Gobierno Español), 2009

- **Reformado secundario.**

Aproximadamente el 30 - 40% de la alimentación de hidrocarburos se reforma. La temperatura debe elevarse para aumentar la conversión, lo que se realiza en el reformador secundario mediante la combustión interna del gas con el aire del proceso. El aire del proceso se comprime y se calienta en la sección de convección del reformador primario hasta obtener 500°C - 600°C. Como resultado, el contenido de metano se reduce a un porcentaje residual de 0.2 - 0.3%. La reacción se produce de manera adiabática, con lo cual se obtiene una temperatura de salida del gas de 1000°C. El calor se elimina en una caldera de vapor, un sobrecalentador/caldera o una caldera/precalentador, en la cual el gas se enfría a 330 – 380°C aproximadamente, produciéndose vapor saturado. Después de enfriar, el gas fluye al convertidor de monóxido de carbono (CO) de alta temperatura.

- **Conversión catalítica.**

El gas de proceso del reformador secundario tiene en su composición 12% - 15% de CO. La mayor parte del CO se convierte en dióxido de carbono (CO₂) e hidrógeno (H₂) en la sección catalítica a través de la siguiente reacción:



La reacción se produce en dos etapas; en la primera, el gas de proceso está en contacto con un lecho catalizador de óxido de hierro/óxido de cromo a 350°C – 380°C, con un catalizador de óxido de cobre/óxido de zinc a una temperatura de 200 – 220°C. El contenido final de CO residual en el gas es 0.2 - 0.4%.

Condensados del proceso.

El gas efluente del reactor catalítico de baja temperatura se enfría y posteriormente se condensa y elimina el exceso de vapor, se procesa en un

sistema de tratamiento de CO₂. Los condensados que tienen una composición de 1500 - 2000 ppm de amoníaco y de 800 - 1200 ppm de metanol se reciclan en el proceso. El calor producido durante la refrigeración y condensación se aprovecha para múltiples procesos; por ejemplo, regenerar la solución de depuración del CO₂, la puesta en marcha de una unidad de refrigeración por absorción o el precalentamiento de agua de alimentación de la caldera.

- ***Eliminación del CO₂.***

En dicha etapa se elimina CO₂ del gas de reacción. El contenido de CO₂ varía de 50 - 1000 ppmv. El CO₂ se purga mediante un proceso de absorción química o física, empleándose como disolventes soluciones de aminas acuosas; por ejemplo, monoetanolamina (MEA), metil - dietanolamina activada (aMDEA) o soluciones de carbonato potásico caliente. Para los procesos de absorción física se emplean dos disolventes distintos: glicol - dimetiléter (Selexol) y carbonato de propileno. En la Tabla 2.2 se ilustran los procesos de eliminación de CO₂ en función del grado de pureza requerido.

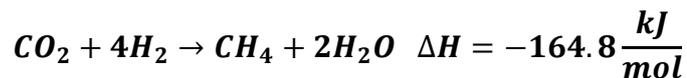
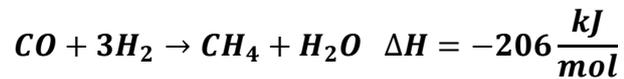
Tabla 2.2: Procesos de eliminación de CO₂

Nombre del Proceso	Disolvente/reactivo + aditivos	CO₂ en el gas de depurado (ppm)
Sistemas de absorción física		
Purisol	N - metil - 2 - pirridona	Menos de 50
Rectisol	Metanol	Menos de 10
Fluorsolv	Carbonato de propileno	En función de la presión
Selexol	Polietileno glicol - dimetiléter	En función de la presión
Procesos con reactivos químicos		
MEA	Agua/monoetanolamina (20%)	Menos de 50
MEA dopada	Agua/MEA (25 - 30%) + inhibidores de corrosión	Menos de 50
Benfield	Agua/K ₂ CO ₃ (25 - 30%) + DEA, etc	500 - 1000
Vetrocoke	Agua/K ₂ CO ₃ + As ₂ O ₃ + glicina	500 - 1000
Catacarb	Agua/K ₂ CO ₃ (25 - 30%) + aditivos	500 - 1000
Lurgi	Agua/K ₂ CO ₃ (25 - 30%) + aditivos	500 - 1000
Carsol	Agua/K ₂ CO ₃ + aditivos	500 - 1000
Flexsorb HP	Agua/K ₂ CO ₃ dopado con amina	500 - 1000
Alkazid	Agua/K ₂ - metilaminopropionato	Según convenga
DGA	Agua/diglicolamina (60%)	Menos de 100
MDEA	Agua/metil dietanolamina (40%) + aditivos	100 - 500
Sistemas híbridos		
Sulfinol	Sulfonas/DIPA	Menos de 100
TEA - MEA	Trietanolamina/monoetanolamina agua/sulfolano/MDEA	Menos de 50

Fuente. Ministerio del Medio Ambiente, Medio Rural y Marino (Gobierno Español), 2009

- **Metanización.**

Las concentraciones de CO y CO₂ remanentes en el gas de síntesis envenenan el catalizador de síntesis del amoníaco, es por ello que se deben extraer. El proceso más habitual es la conversión en metano (CH₄) mediante hidrogenación en el metanizador:



Las reacciones mostradas se producen a una temperatura aproximada de 300°C y 10 atm de presión en un reactor con un catalizador de níquel. La concentración residual de los óxidos de CO y CO₂ no debe ser mayor a 10 ppmv. El metano reacciona en la de síntesis de amoníaco; sin embargo, el agua formada debe extraerse antes de ingresar al convertidor, para ello se realiza un proceso de refrigeración, posteriormente una etapa de condensación, que se ejecuta después del metanizador y finalmente, una etapa de condensación/absorción del amoníaco producto, realizándose en una unidad de secado del gas de reposición. El catalizador está formulado en una base de óxido de calcio/aluminato de calcio con níquel activo incorporado en una solución sólida de NiO/MgO.

- **Compresión.**

Se emplean compresores centrífugos para presurizar el gas de síntesis hasta obtener el valor requerido (100 - 250 bar) a una temperatura de 350 – 550°C para la síntesis de amoníaco. En algunos casos, se emplean tamices moleculares después de la etapa de compresión inicial para eliminar las últimas trazas de partículas de H₂O, CO y CO₂ del gas de síntesis. Los compresores funcionan

con turbinas de vapor que se alimentan del vapor obtenido del exceso de calor del proceso.

- ***Síntesis de NH₃.***

La síntesis de amoniaco se produce en un reactor con un catalizador de hierro a una presión de 150 - 250 bar y una temperatura de 350 - 550°C:



La conversión del gas de síntesis en amoniaco es 20% - 30%. El gas no reaccionante se recicla después de extraer el amoniaco formado.

La temperatura del catalizador debe controlarse debido a que el calor de la reacción y velocidad de reacción requeridos producen un incremento de la temperatura; es por ello que se subdivide el catalizador en múltiples capas. Entre dichas capas, los gases se enfrían directamente, adicionando gas de síntesis refrigerado, generando vapor.

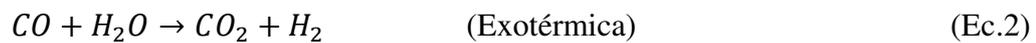
Especificaciones de amoniaco (Peña, 2017):

- Contenido de amoniaco: 98.8 min% peso
- Contenido de agua: 0.2 máx% peso
- Contenido de aceite: 5 máx. ppm peso
- Temperatura de almacenamiento: -33°C
- Presión de almacenamiento: 16 barg.

Análisis de las reacciones químicas del proceso de producción de amoniaco

➤ *Unidad de reformado.*

La reacción principal que ocurre en el reformador es la conversión del metano a una mezcla de CO, CO₂ y H₂:



La ecuación cinética para la reacción Ec.1, la reacción de reformado, (Moe y Gerhard, 1965) es la siguiente:

$$R = k_2 \frac{K_2 P_{CH_4} P_{H_2O}^2 - P_{CO}^2 P_{H_2} P_{CO_2}}{379} \frac{lb \text{ mol}}{h \text{ ft}^3} \quad (\text{Ec.3})$$

En la (Ec. 4) las presiones parciales se calculan en cantidades molares, asumiendo un comportamiento de gas ideal. El factor 379 es necesario para convertir las unidades de pies cúbicos estándares (SCF) a moles.

$$R = \frac{k_2 P^3}{(SS)^3 379} (K_2 [CH_4][H_2O]^2 - \frac{[H_2]^4 [CO_2]}{(SS)^2} P^2) \quad (\text{Ec.4})$$

SS es el número total de moles de la mezcla por mol de metano alimentado.

La representación en [], determina la concentración molar del compuesto químico a evaluar, la cual se expresa en mol/L.

Moe & Gerhard (1965) arbitrariamente fijaron el término P³ a 1 para correlacionar los datos obtenidos a partir de presiones mayores a la atmosférica. Además, la forma final del modelo no tiene el término P³; sin embargo, se agrupa con la velocidad específica constante k₂ de la siguiente manera:

$$k_2 = A_c e^{\left(\frac{31720}{t+460} - 7.912\right)} \quad (\text{Ec.5})$$

El factor A_c , actividad del catalizador, se usa en el modelo para dar un rendimiento razonable del reactor para la conversión de metano. La constante de equilibrio, K_2 , cuyas unidades son atm^2 , es igual al producto K_1K_3 . Hyman (1967) indica:

$$K_1 = \exp\left(-\frac{49435}{t+460} + 30.707\right) \text{atm}^2 \quad (\text{Ec.6})$$

$$K_3 = \exp\left(\frac{8240}{t+460} - 4.335\right) \text{ cuando } t < 1100 \text{ }^\circ\text{F} \quad (\text{Ec.7})$$

$$K_3 = \exp\left(\frac{7351.24}{t+460} - 3.765\right) \text{ cuando } t > 1100 \text{ }^\circ\text{F} \quad (\text{Ec.8})$$

Donde, t es la temperatura ($^\circ\text{F}$.)

La ecuación del equilibrio químico para la reacción de desplazamiento del agua es:

$$K_3 = \frac{[H_2][CO_2]}{[H_2O][CO]} \quad (\text{Ec.9})$$

La ecuación para el cálculo de la caída de presión es la siguiente:

$$\Delta P = -P_{fact}\left(0.04183Z + \frac{1}{2}0.003292Z^2 - \frac{1}{3}0.0000395Z^3\right) \quad (\text{Ec.10})$$

Donde:

ΔP : Caída de presión (atm)

P_{fact} : Factor de caída de presión (una función de las características del catalizador)

Z : Longitud de la tubería (pies)

Debido a que la reacción global en el reformador primario es endotérmica, la velocidad de transferencia de calor es crítica para la velocidad de reacción en el tubo. La tasa de transferencia de calor está determinada por los coeficientes de transferencia de calor interior y exterior del tubo, la temperatura de la llama y la temperatura del gas. La transferencia de calor de la llama al exterior del tubo se

produce principalmente por convección. A continuación, se define la ecuación de cálculo del coeficiente de transferencia de calor exterior:

$$Flux = h_{in}(T_W - T) = h_{out}(T_f - T_W) \quad (Ec.11)$$

La temperatura de la pared del tubo T_W es calculada mediante la siguiente ecuación:

$$T_W = \frac{h_{out}T_f + h_{in}T}{h_{out} + h_{in}} \quad (Ec.12)$$

El flux está en unidades de BTU/h/ft² del área interna del tubo. Los coeficientes de transferencia de calor interior y exterior (h_{in} y h_{out} , respectivamente) están en unidades de BTU/h/°F/ft² del área interna de la pared del tubo. Ambos coeficientes varían con la temperatura T del gas. Beek (1962) propuso la siguiente correlación para estimar el h_{in} :

$$h_{in} \frac{D_p}{k_f} = 0.4 \left[2.58(Re_p^{1/3}) \left(Pr_p^{1/3} \right) + 0.094(Re_p^{0.8})(Pr_p^{0.4}) \right] \quad (Ec.13)$$

La velocidad de transferencia de calor externa del tubo está definida por un mecanismo de transferencia de calor radiante:

$$Flux = \frac{D_{out}}{D_{in}} c (T_{f,r}^4 - T_{w,r}^4) = h_{in}(T_W - T) \quad (Ec.14)$$

D_{in} y D_{out} son los diámetros interno y externo del tubo, c es el producto de la constante de Stefan-Boltzman y la emisividad efectiva, $T_{f,r}$ y $T_{w,r}$ son la temperatura de llama y la temperatura de la pared del tubo en grados Rankine.

El reformador primario es representado por 1-3 reactores flujo pistón en serie, representando el número de zonas de calor de la unidad en la planta, lo que permite que los requerimientos del combustible de cada una de las zonas sean calculados de manera separada.

Las reacciones químicas que ocurren a la entrada del reformador son:





➤ **Conversión de monóxido de carbono.**

✓ **Conversión a baja temperatura.**

El reactor de conversión a baja temperatura es modelado como un reactor flujo pistón. La reacción estequiométrica considerada es:



La ecuación cinética (Slack, 1974) es la siguiente:

$$r_{CO} = A_c \frac{T_{ref}}{T} \left[\frac{k_{LT} Y_{CO} Y_{H_2O}^{\frac{1}{2}} (1 - \frac{K_F}{K_3})}{\frac{1}{P} + k_A Y_{CO} + k_B Y_{CO_2}} \right] \quad (\text{Ec.21})$$

$$K_F = \frac{[Y_{CO_2}][Y_{H_2}]}{[Y_{CO}][Y_{H_2O}]} \quad (\text{Ec.22})$$

Donde:

A_c : Actividad catalítica

$$k_{LT} = \exp\left(\frac{3620}{T} - 4.32126\right)$$

$$K_3 = \exp\left(\frac{8240}{t+460} - 4.33\right)$$

$$k_A = \exp\left(\frac{4580}{T} - 7.4643\right) \text{ atm}^{-1}$$

$$k_B = \exp\left(\frac{1500}{T} - 2.623\right) \text{ atm}^{-1}$$

$$T_{ref} = 513.13\text{K}$$

T: Temperatura (K)

t: Temperatura (°F)

✓ **Conversión a alta temperatura.**

El reactor de conversión a alta temperatura es modelado como un reactor flujo pistón. La reacción estequiométrica considerada es:



La ecuación cinética (Slack, 1974) es la siguiente:

$$r_{CO} = A_c K_{HT} P^{\frac{1}{2}} Y_{CO} \left(1 - \frac{K_F}{K_3}\right) \quad (\text{Ec.24})$$

$$K_3 = \exp\left(\frac{8240}{t+460} - 4.33\right) \text{ cuando } t < 1100 \text{ } ^\circ F \quad (\text{Ec.25})$$

$$K_F = \frac{[Y_{CO_2}][Y_{H_2}]}{[Y_{CO}][Y_{H_2O}]} \quad (\text{Ec.26})$$

Donde:

A_c : Actividad catalítica

$$K_{HT} = \exp\left(10.3375 - \frac{5787.62}{T}\right)$$

T: Temperatura (K)

t: Temperatura (°F)

➤ **Remoción de dióxido de carbono.**

La química de la solución electrolítica ha sido modelada con dos modelos químicos denominado NH_3 y de reacción cinética NH_3 (REA - NH_3). En el modelo NH_3 todas las reacciones están en equilibrio químico a excepción de las reacciones de CO_2 con OH^- y las reacciones de CO_2 con NH_3 , lo que si ocurre en el modelo REA - NH_3

✓ *Modelo químico NH₃*Tabla 2.3: Reacciones del modelo químico NH₃

Tipo de reacción	Reacción	Nombre de la ecuación
Equilibrio	$2H_2O \leftrightarrow H_3O^+ + OH^-$	(Ec.27)
Equilibrio	$CO_2 + 2H_2O \leftrightarrow H_3O^+ + HCO_3^-$	(Ec.28)
Equilibrio	$HCO_3^- + H_2O \leftrightarrow H_3O^+ + CO_3^{2-}$	(Ec.29)
Equilibrio	$NH_3 + H_2O \leftrightarrow NH_4^+ + OH^-$	(Ec.30)
Equilibrio	$H_2NCOO^- + H_2O \leftrightarrow NH_3 + HCO_3^-$	(Ec.31)
Sal	$NH_4HCO_3(S) \leftrightarrow NH_4^+ + HCO_3^-$	(Ec.32)
Disociación	$NH_4HCO_3 \rightarrow NH_4^+ + HCO_3^-$	(Ec.33)

✓ *Modelo químico REA - NH₃.*Tabla 2.4: Reacciones del modelo químico REA - NH₃

Tipo de reacción	Reacción	Nombre de la ecuación
Equilibrio	$NH_3 + H_2O \leftrightarrow NH_4^+ + OH^-$	(Ec.34)
Equilibrio	$2H_2O \leftrightarrow H_3O^+ + OH^-$	(Ec.35)
Equilibrio	$HCO_3^- + H_2O \leftrightarrow H_3O^+ + CO_3^{2-}$	(Ec.36)
Cinético	$CO_2 + OH^- \rightarrow HCO_3^-$	(Ec.37)
Cinético	$HCO_3^- \rightarrow CO_2 + OH^-$	(Ec.38)
Cinético	$NH_3 + H_2O + CO_2 \rightarrow H_2NCOO^- + H_3O^+$	(Ec.39)
Cinético	$H_2NCOO^- + H_3O^+ \rightarrow NH_3 + H_2O + CO_2$	(Ec.40)
Sal	$NH_4HCO_3(S) \leftrightarrow NH_4^+ + HCO_3^-$	(Ec.41)

Las ecuaciones de equilibrio para las reacciones fueron seleccionadas de la investigación de Miles et al (1975):

$$r = kT^n \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \prod_{i=1}^N C_i^{a_i} \quad (\text{Ec.42})$$

En la ecuación Ec.42, la concentración está en base molar, el factor n es cero, k y E se encuentran en la Tabla 2.5.

Tabla 2.5: Parámetros k y E de la ecuación Ec.42

Nombre de la ecuación	k	E (cal/mol)
Ec.37	4.32e+13	13249
Ec.38	2.38e+17	29451
Ec.39	1.35e+11	11585
Ec.40	4.75e+20	16529

Fuente. Propia elaborada a partir de Miles et al, 1975

La ecuación (Ec.43) se emplea para determinar la constante de equilibrio en la reacción de precipitación de la sal NH_4HCO_3 :

$$\ln K_{eq} = A + \frac{B}{T} + C \ln T + DT \quad (\text{Ec.43})$$

Donde:

T: Temperatura (K)

Los parámetros A, B y C fueron correlacionados con los datos de equilibrio sólido - líquido (Trypuc et al, 1996).

Tabla 2.6: Parámetros A, B y C en la ecuación Ec.43

Reacción	A	B	C
Precipitación de la sal NH_4HCO_3	-914.00821	38648.2117	136.174996

Fuente. Propia elaborada a partir de Trypuc et al, 1996

➤ **Unidad de metanación.**

El reactor de metanación, el cual remueve las trazas de CO de las mezclas de la alimentación de síntesis rica en H₂, es modelado como un reactor flujo pistón.

Las dos reacciones que ocurren en el reactor de metanación son:



Yadav y Rinker (1993) desarrollaron correlaciones empíricas de la metanación del CO (Ec.44) como parte de un programa de datos de laboratorio. Esta correlación, basada en la propuesta de mecanismo de Langmuir - Hinshelwood es la siguiente(Aspentech, 2016):

$$r = \frac{AP_{H_2}^{0.5}P_{CO}}{1+BP_{CO}+CP_{H_2}^{0.5}} \quad (\text{Ec.46})$$

Donde r es la velocidad de reacción en mol/g.s, P hace referencia a las presiones parciales en kPa, y A,B y C son constantes empíricas determinadas a cada temperatura. Yadav y Rinker (1993) investigaron un amplio rango de concentraciones de CO; sin embargo, para la metanación solo se requiere de bajas concentraciones de CO, de esta forma la ecuación Ec.46 se simplifica de la siguiente manera:

$$r = \frac{AP_{CO}}{C^2P_{H_2}^{0.5}} \quad (\text{Ec.47})$$

Los datos reportados por Yadav y Rinker (1993) a 503, 513 y 529 K fueron modelada por la ecuación de Arrhenius de la siguiente manera:

$$r = 0.314e^{\left(1300\left[\frac{1}{T}-\frac{1}{513}\right]\right)} \left\{ \frac{P_{CO}}{P_{H_2}^{0.5}} \right\} \quad (\text{Ec.48})$$

El modelado adecuado de la metanación debe incluir el efecto de la reacción inversa, es por ello que la ecuación modificada de la (Ec.48) es:

$$r = A_C 0.314e^{\left(1300\left[\frac{1}{T}-\frac{1}{513}\right]\right)} \left\{ \frac{P}{P_{H_2}^{0.5}} \right\} \left[y_{CO} - \frac{y_{CH_4} y_{H_2O}}{y_{H_2}^3 P^2 K_{CO}} \right] \quad (\text{Ec.49})$$

P es la presión en kPa, y es la fracción molar del componente, K_{CO} es la constante de equilibrio para la reacción (Ec.44) y A_C es el factor de actividad catalítica.

$$K_{CO} = e^{\left(\frac{26270}{T}-38.4523\right)} \quad (\text{Ec.50})$$

Donde:

T: Temperatura (K)

Se empleará las mismas expresiones cinéticas tanto para CO_2 como para CO, dichas asunciones generarían inexactitudes en el modelo; sin embargo, la concentración de CO_2 en la corriente de proceso es ínfima. La velocidad de reacción sería:

$$r = A_C 0.314e^{\left(1300\left[\frac{1}{T}-\frac{1}{513}\right]\right)} \left\{ \frac{P}{P_{H_2}^{0.5}} \right\} \left[y_{CO_2} - \frac{y_{CH_4} y_{H_2O}^2}{y_{H_2}^4 P^2 K_{CO_2}} \right] \quad (\text{Ec.51})$$

$$K_{CO_2} = e^{\left(\frac{21621}{T}-33.923\right)} \quad (\text{Ec.52})$$

Donde:

T: Temperatura (K)

P: Presión (atm)

➤ *Unidad de síntesis de NH₃.*

Los lechos de reactor de síntesis de amoníaco serán modelados como reactores flujo pistón.

La reacción estequiométrica considerada es:



La ecuación cinética (Nielsen, 1968) es la siguiente:

$$R = A_c \left[\frac{AK(a_N k_{eq}^2 - \frac{a_A^2}{a_H^3})}{(1 + K_a \frac{a_A}{a_H})^2 \alpha} \right] \frac{kgmol}{m^3 h} \quad (\text{Ec.54})$$

Donde:

A_c : Actividad catalítica

$$\alpha = 0.654$$

$$w = 1.523$$

Además, k_{eq} es la constante de equilibrio, AK , es la velocidad constante específica, y K_a , es la constante de equilibrio de adsorción.

$$\log_{10} k_{eq} = -2.691122 \log_{10} T - 5.519265 \times 10^{-5} T + 1.848863 \times 10^{-7} T^2 + \frac{2001.6}{T} + 2.689 \quad (\text{Ec.55})$$

$$AK = 3.945 \times 10^{10} \exp\left(-\frac{5622}{T}\right) \quad (\text{Ec.56})$$

$$K_a = 2.94 \times 10^{-4} \exp\left(\frac{12104}{T}\right) \quad (\text{Ec.57})$$

Donde:

T: Temperatura (K)

a_N , a_H , a_A , en la ecuación Ec.54, son las actividades del nitrógeno, hidrógeno y amoníaco. α y w son parámetros. Nielsen (1968) también propuso la siguiente ecuación para evaluar las actividades:

$$a_i = x_i P \exp \left[\frac{P}{RT} \left(B_i - \frac{A_i}{RT} - \frac{C_i}{T^3} + (A_i^{0.5} - \sum x_i A_i^{0.5})^2 \right) \right] \quad (\text{Ec.58})$$

Donde:

R: Constante de los gases ideales (0.08206 atm.L/K.mol)

P: Presión (atm)

T: Temperatura (K)

x_i : Fracción molar del componente i

Los valores de A, B y C están listados en la Tabla 2.7:

Tabla 2.7: Valores de A, B y C de la ecuación Ec.58

i	A_i	B_i	C_i
H ₂	0.1975	0.02096	5.04 x 10 ²
N ₂	1.3445	0.05046	4.20 x 10 ⁴
NH ₃	2.393	0.03415	4.77 x 10 ⁶
Ar	1.2907		
CH ₄	2.2769		

Fuente. Propia elaborada a partir de Nielsen, 1968

2.2.3 Úrea

Características fisicoquímicas (Coppystone & Kirk, 2002).

La úrea es un compuesto químico de apariencia cristalina e incolora, cuya forma es esférica o granular, su fórmula molecular es CO(NH₂)₂, con un peso molecular de 60.06 g/mol, estable a temperatura ambiente, con punto de fusión 133°C. Es una sustancia higroscópica, es decir que tiene la capacidad de absorber agua de la

atmósfera y presenta un leve olor a amoníaco. Es soluble en agua y se hidroliza lentamente en su presencia (o vapor de agua), para obtener carbamato de amonio, el cual se descompone en amoníaco y dióxido de carbono.

En la Figura 2.6 se ilustra la curva de solubilidad de la úrea en agua en función de la temperatura

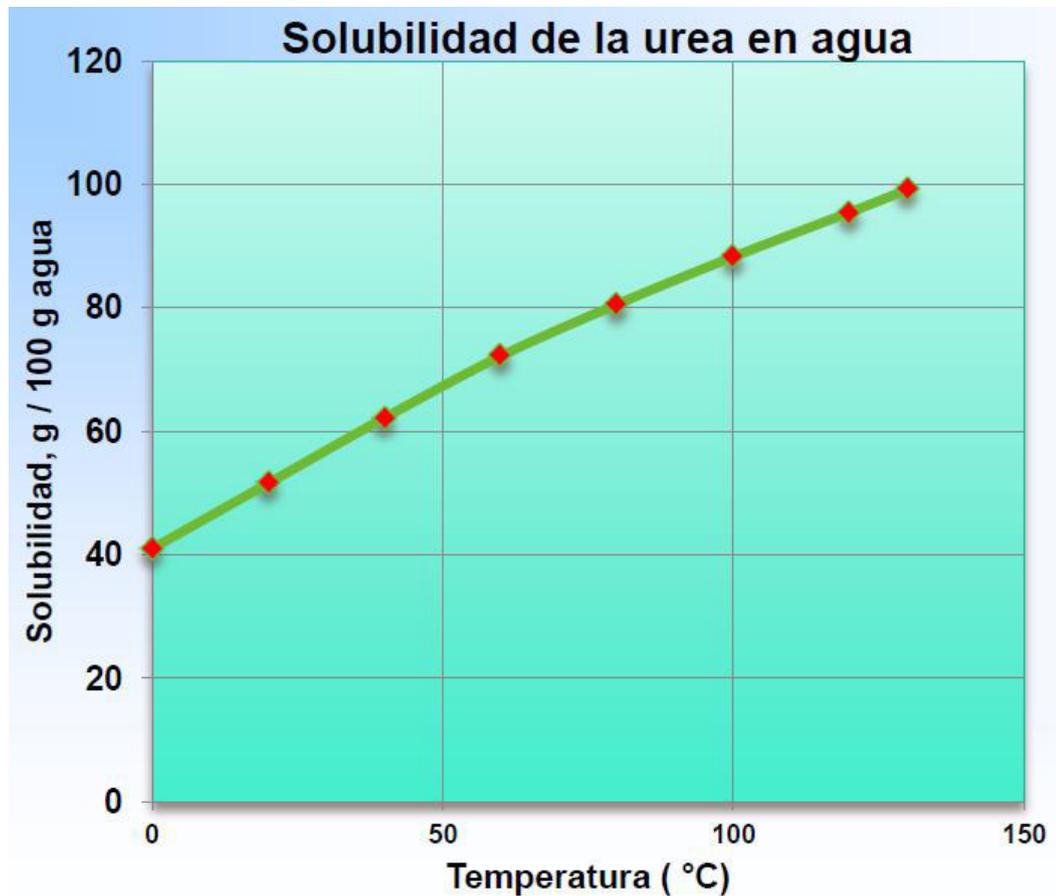
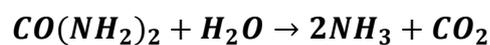


Figura 2.6: Curva de solubilidad de la úrea en agua en función de la temperatura

Fuente. Rebolledo, 2008

Aplicaciones (Espinoza, 2012).

Se emplea mayormente como fertilizante (90% de su uso) y su presentación es en forma de gránulos. Para la optimización de su performance en el suelo, se desarrollan dos reacciones químicas, siendo la primera la hidrólisis:

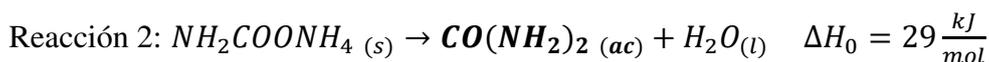
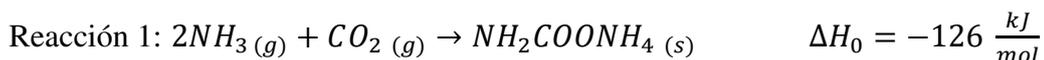


La segunda reacción es la nitrificación (la cual optimiza su asimilación por el cultivo, dependiendo en gran magnitud del tipo de suelo y las condiciones climatológicas), en la cual el amoníaco se oxida en el suelo por la influencia de microbios, primero a nitrito y posteriormente a nitrato. La nitrificación se efectúa rápidamente en suelo húmedo y cálido; sin embargo, en suelos fríos reacciona de forma lenta.

Otros usos de la úrea son: en la industria química, farmacéutica, automotriz. La úrea como materia prima se emplea como aditivo para mejorar el sabor de los cigarrillos, ingrediente en depiladores, en cremas humectantes para la piel, acondicionadores para el cabello, agente ignífugo, productos para blanquear los dientes.

Procesos y técnicas aplicados (Jain, 2017).

La síntesis comercial de úrea se produce mediante la reacción de amoníaco y dióxido de carbono, obteniendo carbamato de amonio, que se deshidrata aplicando calor para generar úrea y agua, la reacción se efectúa en 2 pasos:



En la reacción 1, se forma un producto intermedio llamado carbamato de amonio y en la reacción 2 el carbamato se deshidrata para formar úrea.

Las velocidades de las reacciones son diferentes, la primera etapa es más rápida respecto a la segunda, con lo cual el carbamato intermedio se acumula. Además, la primera reacción no se efectúa por completo, acumulándose amoníaco y anhídrido carbónico. En adición a ello, el carbamato es un producto extremadamente corrosivo, por lo que debe convertirse en sus reactivos de origen y luego volver a formarlo.

El equilibrio se ha descrito en términos de coeficientes de fugacidad, debido a que se utiliza una ecuación de estado como modelo termodinámico. La constante de equilibrio para la reacción 1, en términos de fracciones molares, se expresa de la siguiente manera:

$$K_1 = \exp \left\{ \frac{-(G^0_{\text{Carbamato}} - 2G^0_{\text{NH}_3} - 2G^0_{\text{CO}_2})}{RT} \right\} \left(\frac{P}{P^0} \right)^2 \left(\frac{\phi_{\text{NH}_3}^2 \phi_{\text{CO}_2}}{\phi_{\text{Carbamato}}} \right) \quad (\text{Ec.59})$$

Donde:

T: Temperatura (K)

R: Constante de los gases ideales (0.08206 atm.L/K.mol)

P: Presión (atm)

P°: Presión de referencia (1 atm)

x_i: Fracción molar del componente i

G_i°: Energía libre de Gibbs del gas ideal del componente i para T, P°

ϕ_i: Coeficiente de fugacidad del componente i para T, P, x

La constante de equilibrio para la reacción 1 en términos de fracciones molares es la siguiente:

$$K_1 = \frac{x_{\text{carbamato}}}{x_{\text{NH}_3}^2 x_{\text{CO}_2}} \quad (\text{Ec.60})$$

De forma análoga se desarrollan ecuaciones de equilibrio similares para la Reacción 2.

Las velocidades de reacción 1 y 2, en unidades de kmol /s.m³, son las siguientes:

$$velocidad_1 = k_1 \left\{ x_{\text{NH}_3}^2 x_{\text{CO}_2} - \frac{x_{\text{carbamato}}}{K_1} \right\} \quad (\text{Ec.61})$$

$$velocidad_2 = k_2 \left\{ x_{\text{carbamato}} - \frac{x_{\text{urea}} \cdot x_{\text{H}_2\text{O}}}{K_2} \right\} \quad (\text{Ec.62})$$

La constante de velocidad para la reacción 1 (k₁) se establece en un valor grande, de modo que esté en equilibrio. La constante de velocidad para la reacción 2 determina la conversión de úrea en el reactor. Solo se dispone de escasa información

para determinar k_2 y, por lo general, es recomendable ajustar su valor para que se ajuste a los datos de la planta. Una aproximación para k_2 es la siguiente:

$$k_2 = \frac{15 \times 10^8 e^{\left(\frac{-100 \times 10^6}{RT}\right)}}{V^L} \quad (\text{Ec.63})$$

Donde:

R: Constante de los gases (8314.3 J/kmol.K)

V^L : Volumen molar del líquido

Las condiciones habituales del reactor de producción de úrea se resumen en la Tabla 2.8

Tabla 2.8: Parámetros de operación del reactor de producción de úrea

Parámetro		Unidad
Presión	140 - 250	bar
Temperatura	180 - 210	°C
Relación NH ₃ /CO ₂	2.8:1 - 4:1	
Tiempo espacial	20 - 30	min

Fuente. Ministerio del Medio Ambiente, Medio Rural y Marino (Gobierno Español), 2009

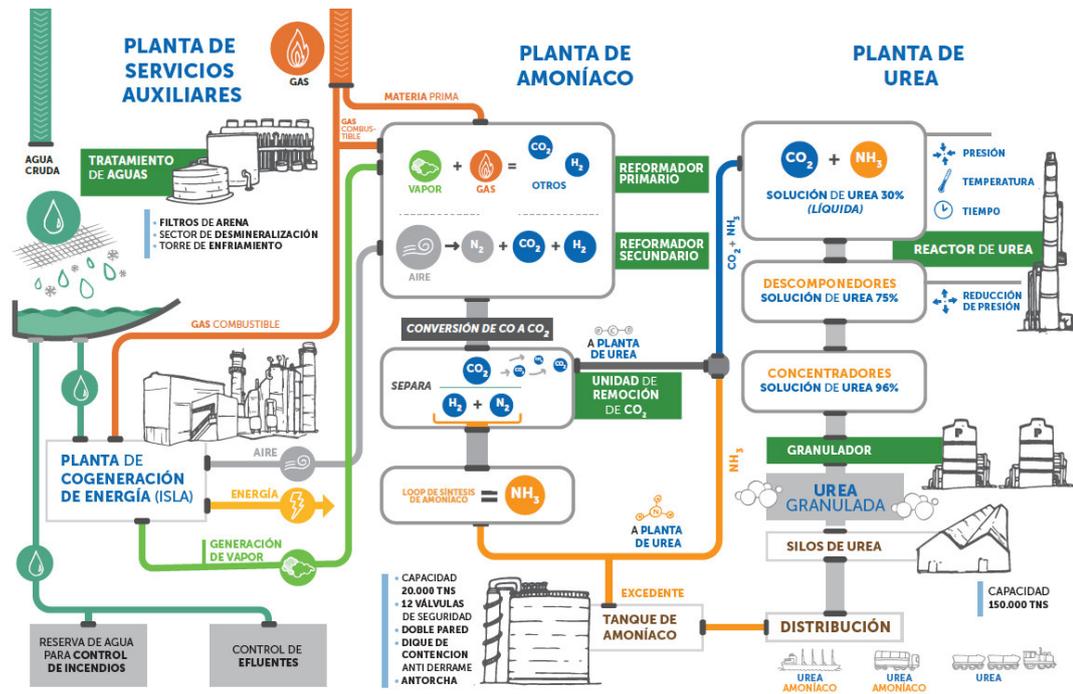


Figura 2.7: Esquema de una planta convencional de amoníaco – úrea

Fuente. Profertil, 2017

En la Figura 2.8 se ilustra la secuencia de cada proceso en la obtención de úrea a partir de amoníaco y dióxido de carbono, los cuales se detallarán en las páginas posteriores.

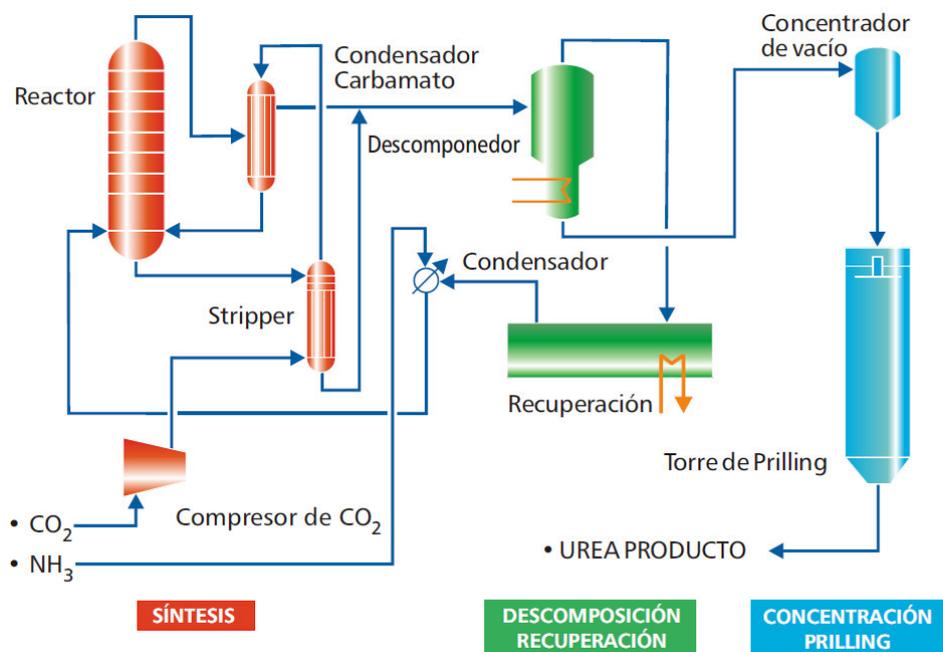


Figura 2.8: Procesos de producción de úrea

Fuente. Fertiberia, 2006

En la Figura 2.9 se ilustra el diagrama de bloques de la producción de úrea, indicando la secuencia de cada proceso, los cuales se detallarán en las páginas posteriores.

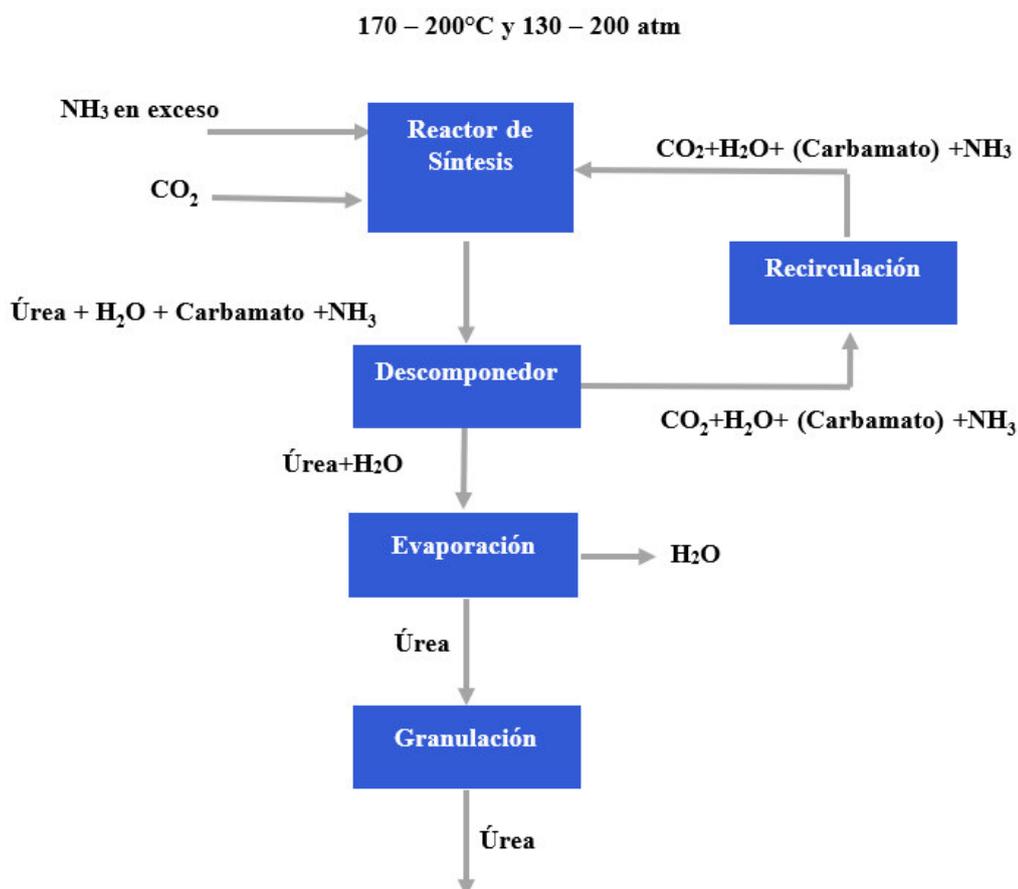


Figura 2.9: Diagrama de bloques de la producción de úrea

Fuente. *Tecnología Química Industrial*, 2008

Proceso de producción de úrea (Nawaz, 2014).

El proceso se diseña con la finalidad de separar la úrea de los demás productos de reacción, recuperar el exceso de NH_3 y descomponer el carbamato de amonio residual en NH_3 y CO_2 para posteriormente reciclarlos, además de ello la separación por etapas a distintas presiones se efectúa para reducir la transferencia de agua al reactor, la cual es perjudicial para la conversión.

Para ejecutar los procesos de reciclaje, se han desarrollado diversas técnicas de *stripping*, las cuales son:

- Proceso de desorción (*stripping*) de NH_3 Snamprogetti
- Proceso de desorción (*stripping*) de CO_2 Toyo
- Proceso de desorción (*stripping*) de CO_2 Stamicarbon

➤ ***Proceso de stripping de NH_3 Snamprogetti (Saipem, 2014).***

✓ ***Síntesis y recuperación a alta presión (HP).***

El dióxido de carbono se extrae a 1.6 atm y 40°C comprimiéndose hasta 162 atm, añadiendo aire (0.25% en volumen de la alimentación de CO_2) a la succión del compresor de CO_2 para pasivar las superficies de acero inoxidable, inhibiendo la corrosión. El amoníaco líquido se extrae a 23 atm, parte de él se envía al separador de media presión y lo restante ingresa al circuito de síntesis de alta presión, comprimiéndose a 240 atm. Antes de ingresar al reactor, se usa como fluido de impulsión en el eyector de carbamato, el carbamato proveniente del separador se comprime hasta la presión de síntesis a 205°C.

La mezcla líquida de amoníaco y carbamato ingresa al reactor a 166°C, la cual reacciona con CO_2 , formando carbamato, parte del cual se deshidrata para formar úrea y agua. La solución que contiene úrea, carbamato, agua, dióxido de carbono y amoníaco no convertidos ingresa al separador de alta presión, el cual opera a la presión del reactor.

Los gases superiores del separador y la solución recuperada del separador de MP (media presión), fluyen al condensador de carbamato a 155°C a través del mezclador, condensándose y reciclándose al reactor por medio de un eyector de carbamato. La condensación de los gases determina la recuperación del calor de condensación en la producción de vapor a 4.5 atm en el condensador de carbamato de alta presión.

Desde la parte superior del separador de carbamato se eyectan los gases incondensables, los cuales son inertes y trazas de NH_3 y CO_2 sin reaccionar en el condensador, direccionándose a la parte inferior del separador MP.

✓ ***Purificación y recuperación a presión media (MP).***

El propósito de la sección es eliminar parcialmente los reactivos amoníaco y dióxido de carbono de la solución de úrea y después de su condensación en agua, reciclar la solución obtenida en el reactor, junto con la solución acuosa de amoníaco y dióxido de carbono resultante de las secciones aguas abajo de la planta.

El exceso de amoniaco se separa empleándose una columna de destilación y se recicla al reactor por separado. La presión de operación es 17 atm. El amoniaco y el dióxido de carbono se condensan parcialmente en la carcasa de un precalentador dentro de la sección de vacío, recuperándose energía en forma de 200 kg de vapor por tonelada de úrea.

Otra característica particular de la sección MP es el lavado de los inertes (CO , H_2 y CH_4 contenidos principalmente en el dióxido de carbono y aire de pasivación), la cual se realiza en agua después de la adición de gas inflamable, como por ejemplo gas natural. Los inertes lavados se envían a un quemador junto con el gas natural.

✓ ***Purificación y recuperación a baja presión (LP).***

Se realiza una extracción adicional de amoniaco y dióxido de carbono a 3.5 atm. Los vapores, que contienen amoniaco y dióxido de carbono, se condensan y reciclan al reactor a través de la sección MP.

En la Figura 2.10 se ilustra el proceso de Snamprogetti, el cual emplea stripping de NH_3 y tiene tres secciones de separación que operan a distintas presiones.

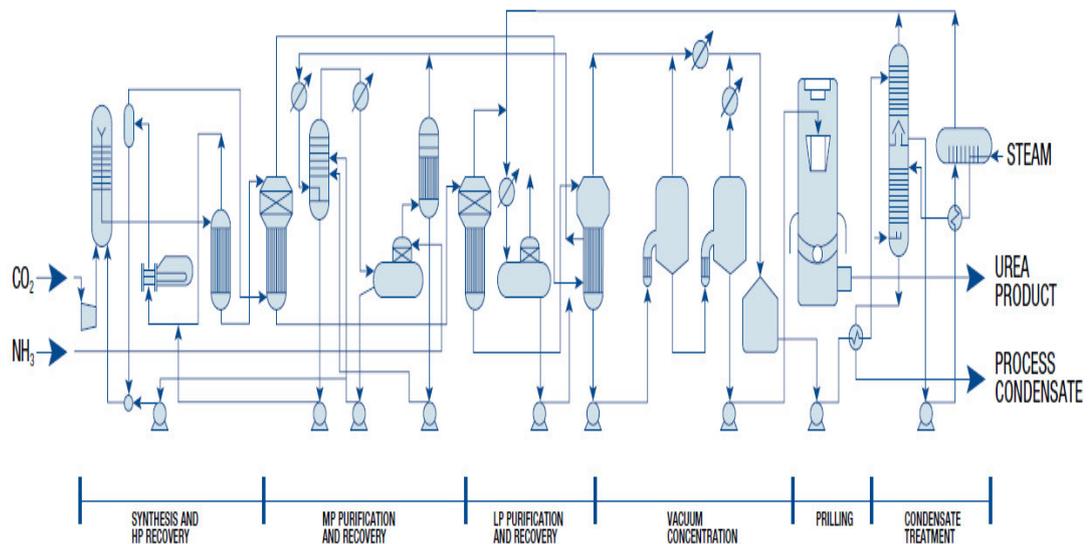


Figura 2.10: Proceso de stripping de NH_3 Snamprogetti

Fuente. Saipem, 2014

➤ **Proceso de stripping de CO_2 Toyo (Toyo Engineering Corporation, 2013).**

El reactor opera a 167°C y 240 atm, convirtiendo el 67% del carbamato total en úrea, el resto se descompone y se extrae de la solución de úrea junto con el exceso de NH_3 en separadores de tres etapas operando a 18 atm y 150°C , 3atm y 130°C y 1 atm y 120°C ; respectivamente. El proceso Toyo se caracteriza debido a que la fase gaseosa en cada etapa de separación está en contacto a contracorriente con la solución producto de úrea que sale de la etapa de separación anterior, reduciendo el volumen de vapor y cantidad de agua reciclada al reactor. El gas residual de cada etapa de separación se condensa en su respectivo condensador y la solución obtenida se bombea al siguiente condensador. El exceso de NH_3 se condensa en líquido con agua de refrigeración, reciclándose al reactor y la solución de carbamato de amonio se recicla nuevamente al reactor para su recuperación total. En la Figura 2.11 se ilustra el proceso de Toyo, el cual emplea stripping de CO_2 y tiene tres secciones de separación que operan a distintas presiones.

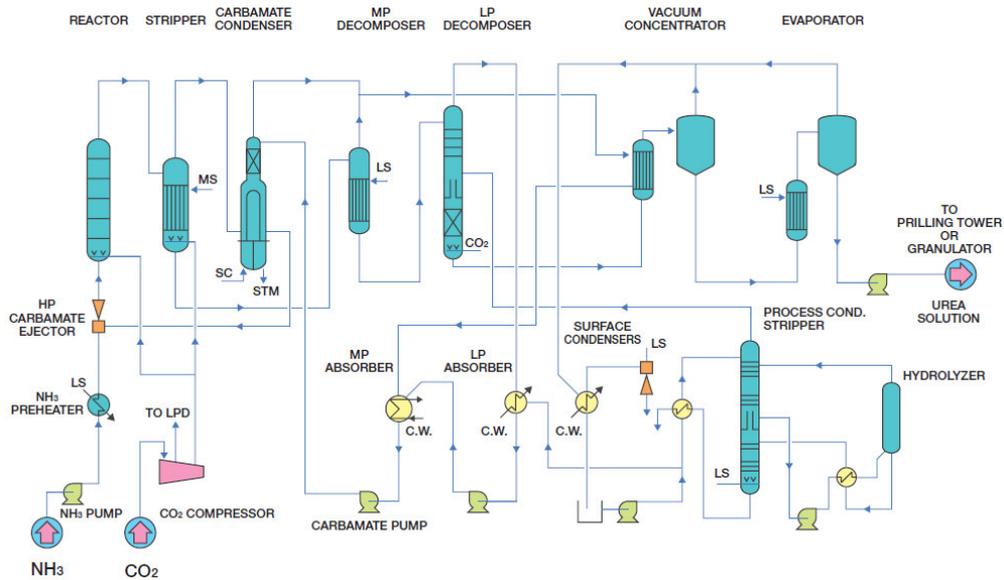


Figura 2.11: Proceso de stripping de CO₂ Toyo

Fuente. Toyo Engineering Corporation, 2013

➤ **Proceso de stripping de CO₂ Stamicarbon (Hydrocarbon Processing, 2010).**

El 70% de la solución de úrea que sale del reactor fluye hacia el separador HP el cual funciona a 140 atm y 190°C, el resto ingresa a una sección de recirculación de MP, la cual opera a 20 atm.

Aproximadamente el 30% de la solución de úrea que sale del reactor se expande e ingresa en al separador MP, después de la expansión, la solución de úrea se calienta con vapor MP, generando que el carbamato no convertido (15% de la solución) se disocie en NH₃ y CO₂, la cual fluye hacia el separador LP, operado a 4 atm y 65°C. Los vapores del separador MP y los gases del separador LP se condensan en el lado de la carcasa del evaporador. El carbamato formado en la etapa de recirculación de LP también se adiciona al lado de la carcasa del evaporador mencionado.

El volumen de NH₃ y CO₂ no condensados que salen del lado de la carcasa del evaporador se envían a un condensador de carbamato MP. El calor liberado por la condensación en el condensador se disipa en un sistema de agua de enfriamiento, generando carbamato MP con un contenido de 20% – 22% en peso de agua. El carbamato se transfiere mediante una bomba de carbamato HP

al depurador HP en la sección de síntesis de urea. La solución de úrea que sale del separador LP y el separador de HP se expanden juntos en la sección de recirculación de LP.

En la Figura 2.12 se ilustra el proceso de Stamicarbon, el cual emplea stripping de CO_2 y tiene tres secciones de separación que operan a distintas presiones.

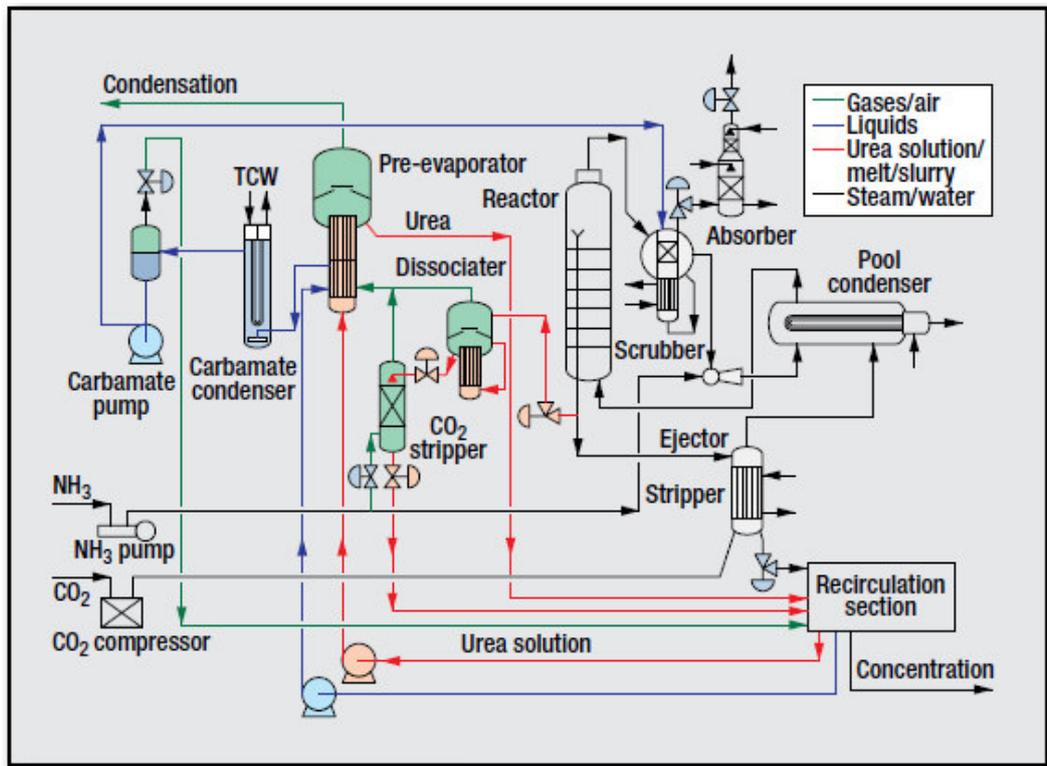


Figura 2.12: Proceso de stripping de CO_2 Stamicarbon

Fuente. *Hydrocarbon Processing*, 2010

En la Figura 2.13 se ilustra el almacén de la planta de úrea en Bulo Bulo (Bolivia), cuya producción es 50 TM/día.



Figura 2.13: Almacén de planta de úrea en Bulu Bulu (Bolivia)

Fuente. Peña , 2017

En la Figura 2.14 se ilustra la presentación comercial de cada saco de úrea con un contenido individual de 50 kg.



Figura 2.14: Empaques comerciales de úrea

Fuente. Peña H.,2017

En la Figura 2.15 se ilustra la úrea obtenida en la granulación de acuerdo a especificaciones debe tener un tamaño de partícula de 2 - 4 mm.



Figura 2.15: Úrea granulada

Fuente: Peña, 2017

2.2.4 Ecuaciones para el diseño de equipos del proceso de producción amoníaco – úrea

Ecuación para el cálculo del volumen del reactor de flujo pistón (Unidades de síntesis).

$$\frac{V}{F_{A0}} = \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{-r_A} \quad (\text{Ec.64})$$

Donde:

V : Volumen del reactor de flujo pistón

F_{A0} : Flujo de alimentación del reactivo limitante

$-r_A$: Ecuación cinética de la reacción química

x_A : Fracción molar de reactivo limitante

Volumen del reactor de flujo pistón.

$$V = \frac{\pi}{4} * D^2 * L \quad (\text{Ec.65})$$

Donde:

V : Volumen del reactor de flujo pistón

D : Diámetro

L : Longitud

Tiempo espacial.

$$\tau = \frac{\text{Volumen del reactor}}{\text{Flujo volumétrico}} \quad (\text{Ec.66})$$

Diseño de un intercambiador de calor.

$$Q = (\Delta H_{\text{salida}} - \Delta H_{\text{entrada}}) \quad (\text{Ec.67})$$

$$\Delta H = \int_{T_{\text{entrada}}}^{T_{\text{salida}}} C_p dT \quad (\text{Ec.68})$$

Donde:

Q : Flujo de calor transferido

ΔH_{salida} : Variación de entalpía de los fluidos a la salida del intercambiador de calor

$\Delta H_{\text{entrada}}$: Variación de entalpía de los fluidos a la entrada del intercambiador de calor

C_p : Capacidad calorífica a presión constante en función de la temperatura

Diferencia de temperatura media logarítmica (LMTD).

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (\text{Ec.69})$$

Donde:

ΔT_1 : Temperatura a la entrada del fluido caliente – Temperatura a la entrada del fluido frío

ΔT_2 : Temperatura a la salida del fluido caliente – Temperatura a la salida del fluido frío

Área del intercambiador de calor.

$$A = \frac{Q}{U * LMTD} \quad (\text{Ec.70})$$

Donde

U : Coeficiente global de transferencia de calor (depende de los fluidos y del material del intercambiador)

Q : Flujo de calor transferido

A : Área transversal del intercambiador de calor

$LMTD$: Diferencia de temperatura media logarítmica

Área de un tubo del intercambiador de calor.

$$A_0 = \pi * D_0 * L \quad (\text{Ec.71})$$

Donde:

A_0 : Área transversal de un tubo del intercambiador de calor

D_0 : Diámetro externo del tubo

L : Longitud de los tubos

Número de tubos del intercambiador de calor.

$$N_T = \frac{A}{A_0} \quad (\text{Ec.72})$$

N_T : Número de tubos del intercambiador de calor

A_0 : Área transversal de un tubo del intercambiador de calor

A : Área transversal total del intercambiador de calor

2.2.5 Análisis pinch

Uno de los desafíos que enfrentan las plantas industriales para obtener la rentabilidad de un proyecto, es la minimización de los costos anuales relacionado al consumo de utilidades de proceso (vapor, agua de enfriamiento, etc). Para lograr dicha reducción, las plantas optan por realizar la integración energética de sus intercambiadores de calor. La red específica de intercambiadores de calor optimiza el uso de la calefacción y la refrigeración, la cual se diseña empleando el análisis pinch.

El análisis de energía activada genera diversos escenarios de optimización que se implementa para reducir la dependencia de la utilidad e ilustra detalles relevantes para la optimización, incluido el costo de capital requerido, la reducción anual en el costo de la utilidad y el período de recuperación de la inversión, es por ello que para dicho fin se empleó Aspen Energy Analyzer, software que realiza una integración de calor del diagrama de flujo en estudio utilizando el análisis pinch, obteniéndose un diagrama de red de intercambiador de calor, que determina qué flujos de proceso ingresan y salen de un intercambiador de calor determinado.

En el diagrama de red del intercambiador de calor, las líneas horizontales representan un flujo de proceso. Una línea horizontal azul indica una corriente fría que absorbe energía en un intercambiador de calor, mientras que una línea

horizontal roja indica una corriente caliente que pierde energía en un intercambiador de calor. Las corrientes se nombran de acuerdo con su designación en Aspen Plus, ya sea a la izquierda (corriente caliente) o a la derecha (corriente fría) del diagrama. La temperatura inicial para corrientes frías está a la derecha del diagrama, mientras que la temperatura final está a la izquierda. La temperatura inicial para corrientes calientes está a la izquierda del diagrama, mientras que la temperatura final está a la derecha. Las líneas verticales y los círculos rellenos representan un emparejamiento de intercambiadores de calor. Los círculos rojos representan un intercambiador de calor en el que se requiere una corriente de proceso caliente; de manera similar, los círculos azules representan un intercambiador de calor en el que se requiere una corriente de proceso frío.

La interpretación de lo anteriormente mencionado respecto al análisis pinch se detallará en el Capítulo 4.

CAPÍTULO 3

METODOLOGÍA

3.1 Tipo y diseño de investigación

Analizando las características y propósitos planteados, el tipo de investigación es descriptiva, comparativa y analítica.

3.2 Unidad de los análisis

- **Objetivo Específico 1:** A partir de la bibliografía especializada, se analizarán los diferentes procesos de obtención de úrea y sus parámetros de operación para simularlos en Aspen Plus, efectuando balances de materia y energía con la finalidad de obtener los consumos energéticos de cada uno.
- **Objetivo Específico 2:** Al obtener el proceso más eficiente, se dimensionarán los equipos correspondientes a la planta de producción úrea con el simulador Aspen Plus, efectuando los principios de mecánica de fluidos, transferencia de calor, transferencia de masa, termodinámica e ingeniería de las reacciones químicas.
- **Objetivo Específico 3:** Al dimensionar todos los equipos y secuencia de procesos correspondientes a la planta de úrea, mediante una hoja de cálculo de Excel se efectuará la viabilidad económica a través de los siguientes parámetros: VAN, TIR y PRI.
- **Objetivo Específico 4:** A partir del dimensionamiento de la planta de úrea con el proceso de menor consumo energético, se realizará el análisis pinch

con el simulador Aspen Energy Analyzer, realizando una propuesta de proceso mejorado.

- **Objetivo Específico 5:** A partir de los análisis económicos realizados del proceso de menor consumo energético de producción de úrea, se comparará la viabilidad económica del proceso optimizado mediante el análisis pinch con el proceso sin optimizar.

3.3 Técnicas de recolección de datos

Tabla 3.1: Técnicas de recolección de datos

Técnica	Método o Medio	Instrumento	Método de Presentación
Observación	Revisión documental	Cuaderno de notas	Texto, figuras y tablas
Comunicación con especialistas	Entrevista	Procesador de texto y figuras	Oral

3.4 Análisis e interpretación de la información

3.4.1 Simulación del proceso

Se empleará el software Aspen Plus para determinar el proceso más eficiente en la obtención de úrea (entre los tres procesos comerciales de producción que existen actualmente) a partir del gas natural. A continuación, se detalla la elección de los modelos termodinámicos seleccionados en el proceso de producción de amoníaco (producto intermedio) y úrea.

Se emplea dos modelos termodinámicos distintos debido a la naturaleza química distinta del gas natural (sustancia apolar) y del amoníaco (sustancia polar), con la finalidad de tener una óptima representación.

Producción de amoniaco

- ***Modelo termodinámico.***

La modificación RKS - BM de Redlich - Kwong fue seleccionada para esta aplicación.

En la Figura 3.1 se ilustra el *flowsheet* del proceso de producción de amoniaco (producto intermedio) mediante reformado con vapor.

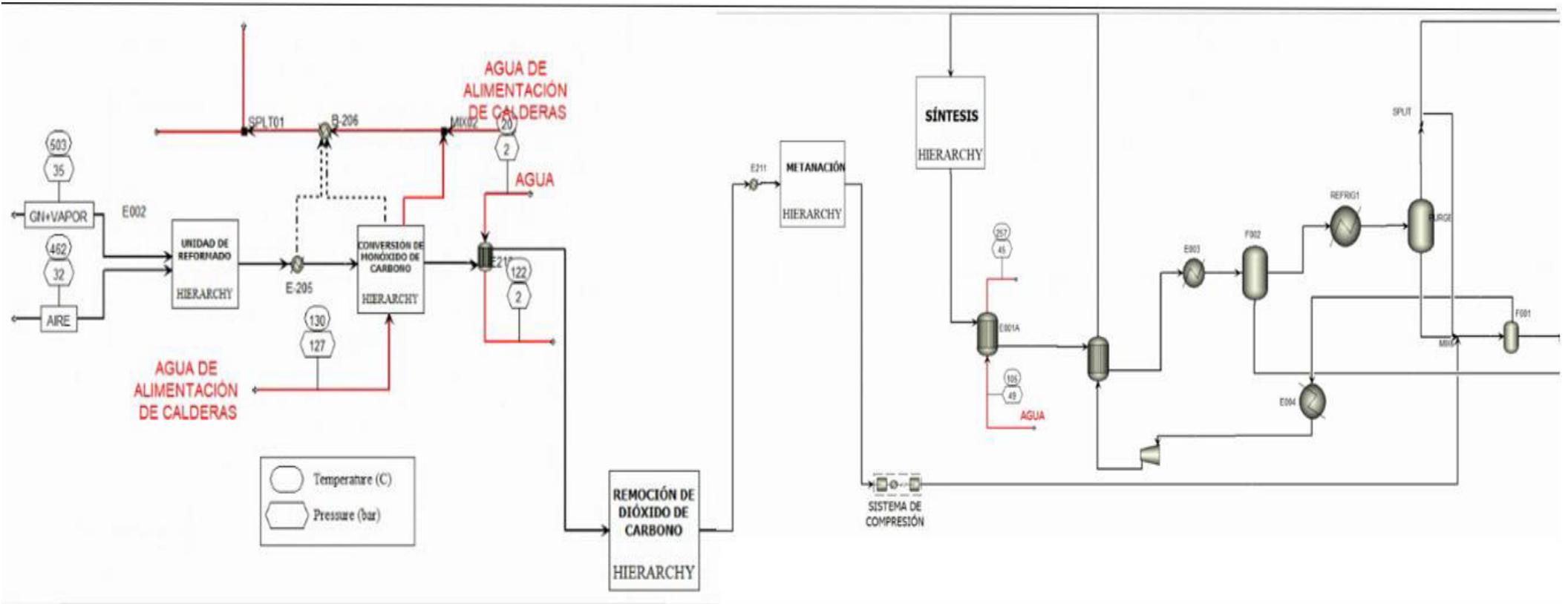


Figura 3.1: Proceso de producción de amoniaco en Aspen Plus

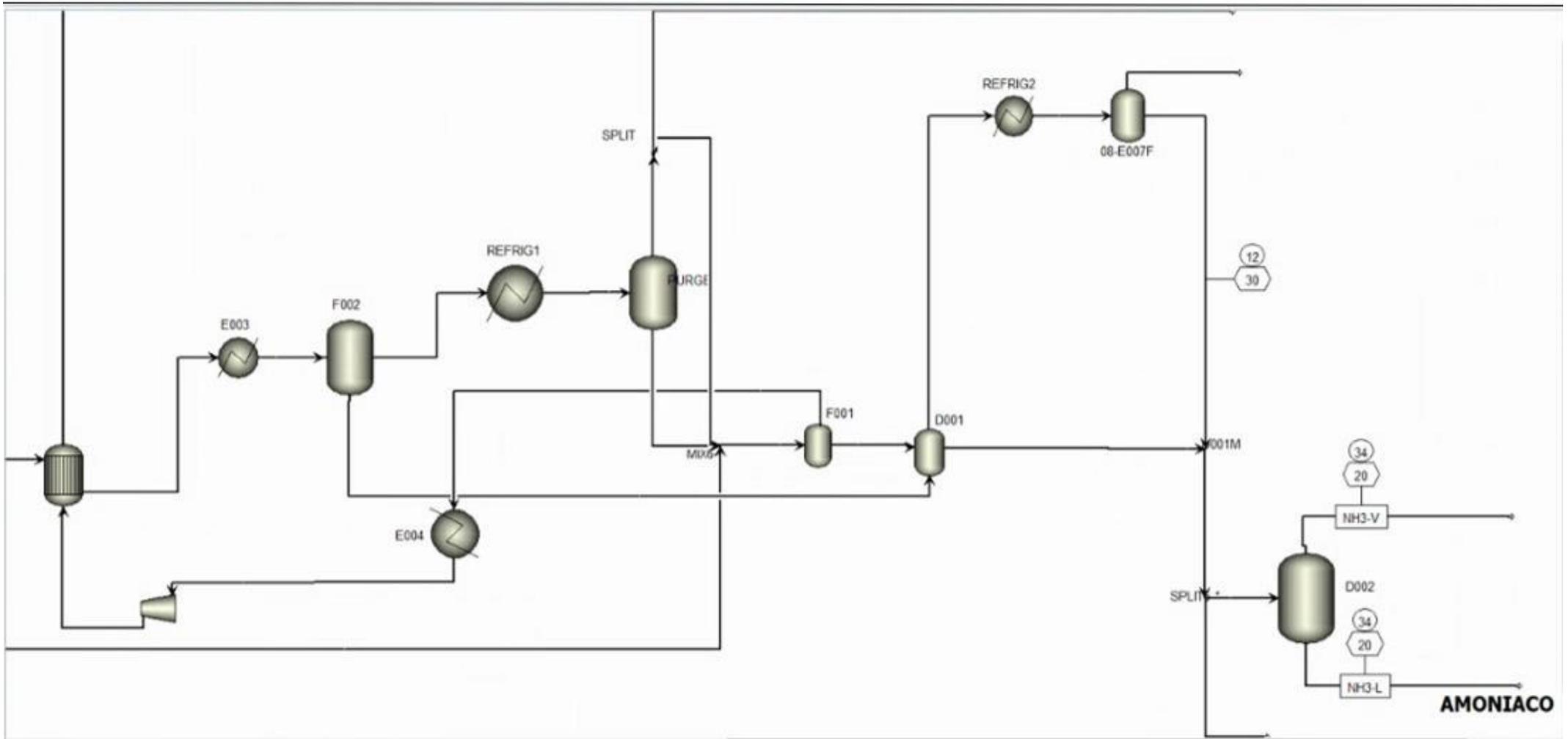


Figura 3.1: Proceso de producción de amoniaco en Aspen Plus (continuación)

Producción de úrea

- ***Paquete termodinámico.***

El modelado de las propiedades termodinámicas del sistema $\text{NH}_3 - \text{CO}_2 - \text{H}_2\text{O}$ - carbamato de amonio se basa en el modelo SR – POLAR.

A continuación, en las Figuras 3.2, 3.3 y 3.4 se ilustran los *flowsheets* de las tecnologías de producción de úrea a partir de amoníaco y dióxido de carbono: Snamprogetti, Toyo y Stamicarbon, respectivamente.

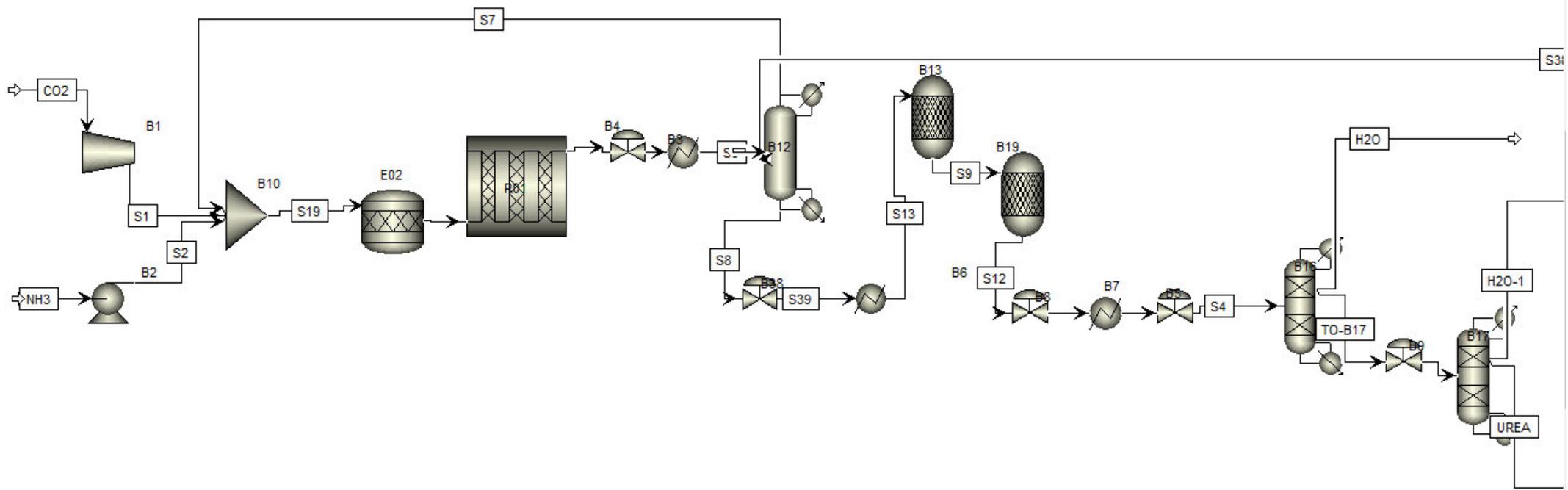


Figura 3.2: Tecnología Snamprogetti en Aspen Plus

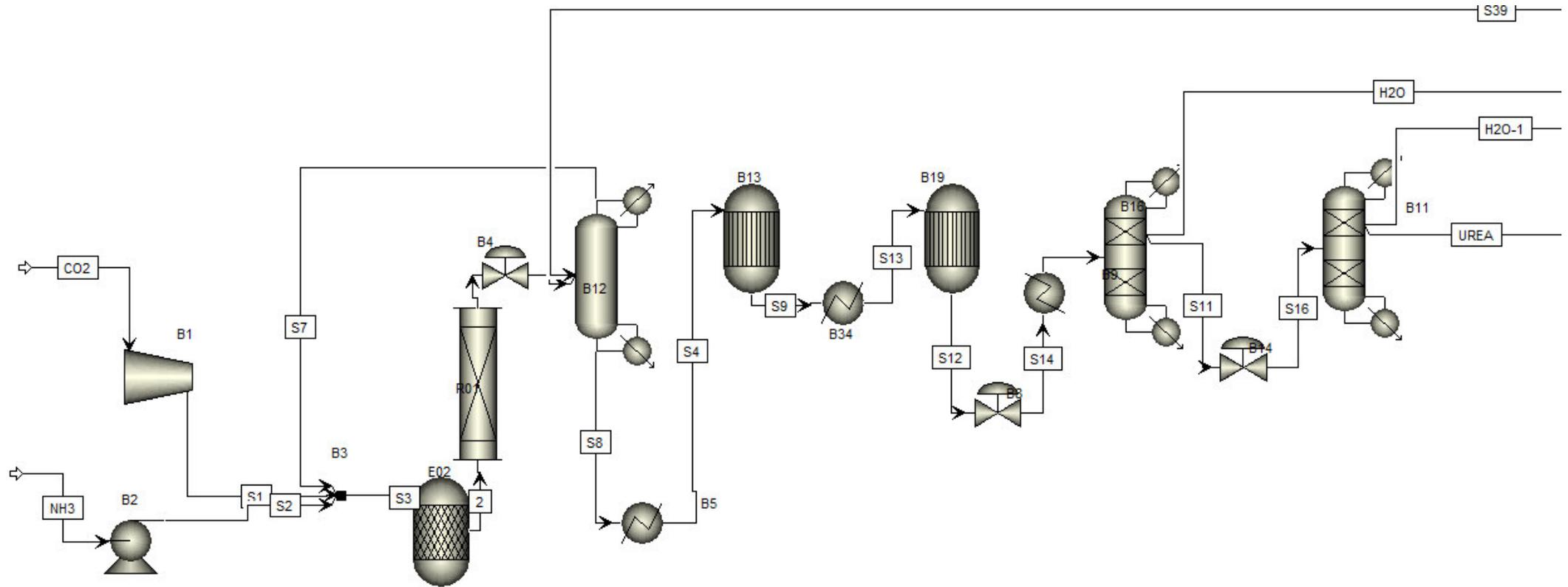


Figura 3.3: Tecnología Toyo en Aspen Plus

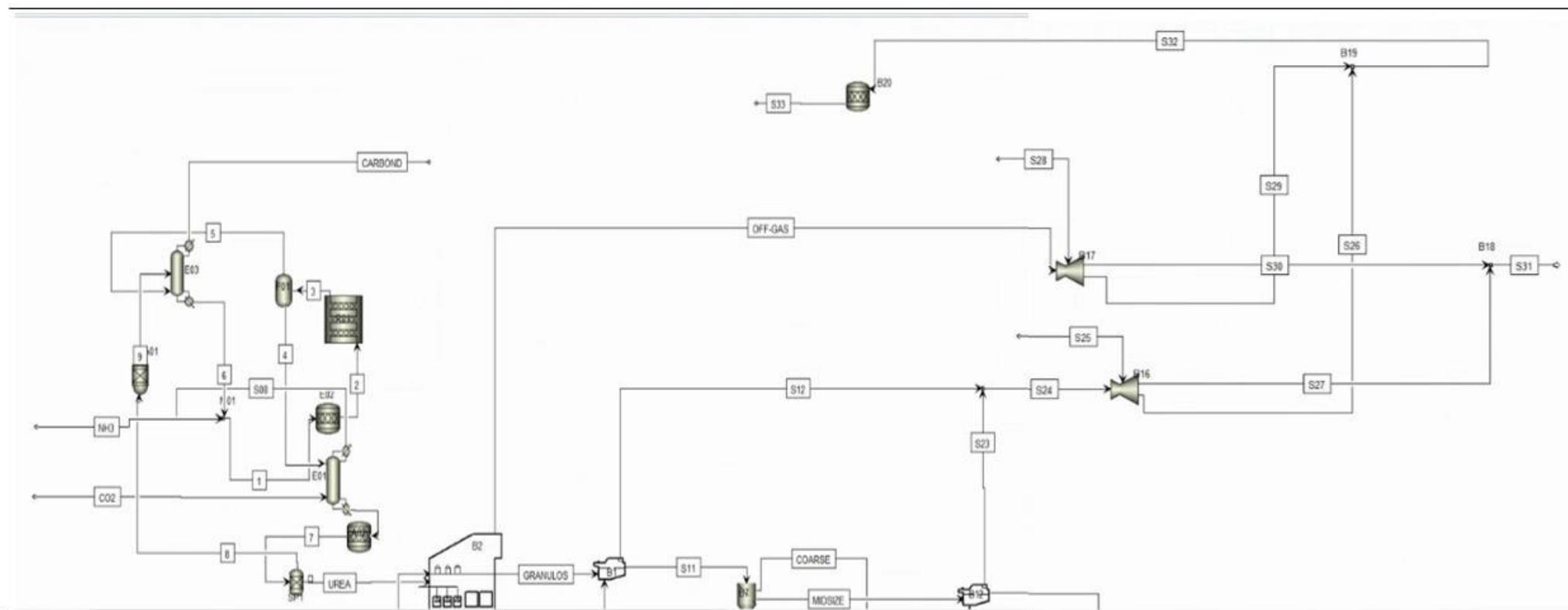


Figura 3.4: Tecnología Stamicarbon en Aspen Plus

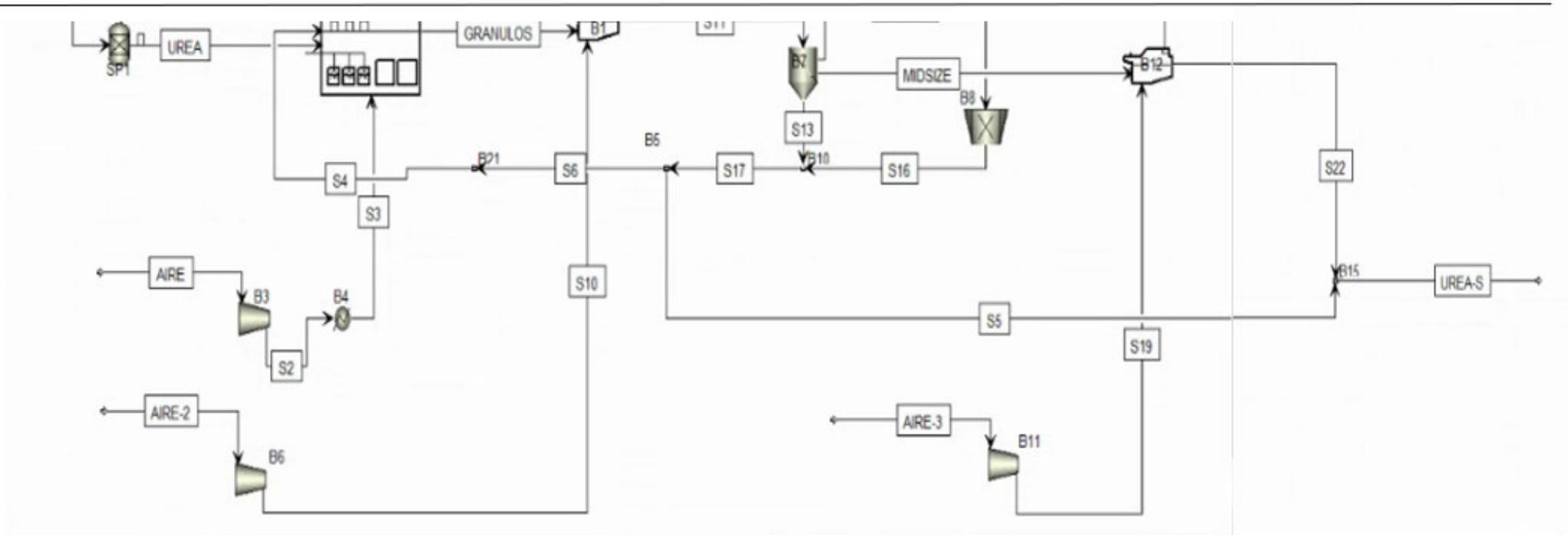


Figura 3.4: Tecnología Stamicarbon en Aspen Plus (continuación)

3.4.2 Diseño de equipos

Con el proceso más eficiente se diseñó los equipos de la planta de producción de úrea, teniendo en cuenta que el software Aspen Plus solo dimensiona a algunos de ellos, en el caso de los equipos que el software no dimensiona se recurrió a sus ecuaciones de diseño que se especifican en la sección 2.2.4.

3.4.3 Evaluación económica

Su estudio abarcó el análisis de costos por equipos e instalación, costo operativo, carga fija y costo de producción.

3.4.4 Análisis pinch

Se efectuó el análisis pinch con el software Aspen Energy Analyzer, aplicándose los principios y estrategias de integración energética de procesos, optimizando el requerimiento energético del proceso. Finalmente se realizará un nuevo análisis económico con el proceso optimizado (con el análisis pinch) para compararlo con el análisis económico de la planta sin optimizar.

CAPÍTULO 4

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.1 Simulación del proceso

A partir de la Figura 1.1 se deduce que el Estado Peruano requiere aproximadamente 400 KTM/año de úrea para satisfacer su demanda, es por ello que mediante la simulación de procesos en Aspen Plus se compararon las tres tecnologías de producción de úrea: Snamprogetti, Toyo y Stamicarbon a partir de gas natural, con la finalidad de determinar cuál de ellas consume menor energía.

En la primera parte de la simulación se determinó que se requieren 235.45 KTM/año de amoníaco (resultado obtenido de la tecnología que consume menor energía), los cuales se obtienen a partir de 15.226 MMSCFD (116.69 KTM/año) de gas natural.

La Tabla 4.1 ilustra el flujo de alimentación de gas natural y sus respectivos componentes, vapor de agua y aire y la producción de amoníaco requerida para la obtención de úrea.

Tabla 4.1: Resumen de la simulación de la producción de amoníaco

	Compuestos	Alimentación		Producto (KTM/año)
		(MMSCFD)	(KTM/año)	
Gas Natural	CH ₄	13.63	95.46	-
	C ₂ H ₆	1.36	17.89	
	C ₃ H ₈	0.0199	0.383	
	i-C ₄ H ₁₀	1.53E-05	0.00039	
	n-C ₄ H ₁₀	1.53E-05	0.00039	
	n-C ₅ H ₁₀	3.061E-05	0.000964	
	N ₂	0.184	2.25	
	CO ₂	0.0368	0.7062	
Vapor de Agua	H ₂ O	57.05	448.706	-
Aire	O ₂	5.47	76.5404	-
	N ₂	20.36	249.099	
Amoniaco	NH ₃	-	-	235.45
Dióxido de Carbono	CO ₂	-	-	0.0297

A partir de la misma alimentación de amoníaco y dióxido de carbono se simuló y comparó las tres tecnologías de producción de úrea, ello se ilustra en la Tabla 4.2

Tabla 4.2: Resumen de la simulación de la producción de urea de las tres tecnologías

	Alimentación (KTM/año)	Producto (KTM/año)		
		Toyo	Stamicarbon	Snamprogetti
Amoniaco	235.45	-	-	-
Dióxido de Carbono	67.27			
Úrea sólida	-	414.95	387.29	276.63

De la Tabla 4.2 se deduce que la tecnología Toyo obtiene la mayor producción de urea (414.95 KTM/año), cuya capacidad máxima de la planta a diseñar será 550 KTM/año, a partir de la misma alimentación de amoniaco y dióxido de carbono, ello se debe a que el reactor opera a una mayor presión (lo cual se ilustra en la Tabla 4.3), obteniendo una mayor conversión (60%) lo cual se ilustra en la Figura 4.1.

Tabla 4.3: Condiciones de operación de los reactores de cada tecnología

Reactor para cada tecnología	Temperatura (°C)	Presión (atm)
Reactor de urea Stamicarbon	166	136.46
Reactor de urea Snamprogetti	166	170.11
Reactor de urea Toyo	167	238.16

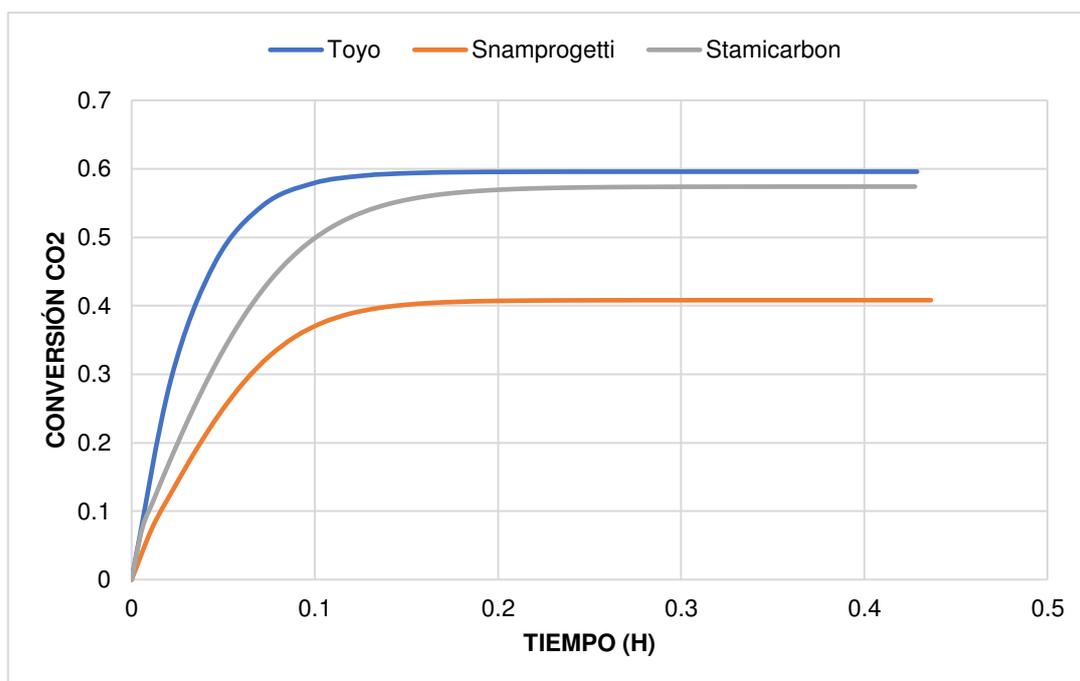


Figura 4.1: Conversión de CO₂ vs tiempo

Binti (2007) y Ali & Anantharaman (2019), obtuvieron que la conversión de CO₂ en el reactor de úrea fue 60%, la conversión obtenida por Wang & Li (2017) fue 58.99%, resultados similares obtenidos en el presente trabajo de investigación. Los autores mencionados compararon sus resultados con datos reales de planta obteniendo un excelente ajuste (error $\pm 5\%$). En el presente se empleó el modelo termodinámico SR – POLAR debido a que varios autores, entre ellos, Rasheed (2011) y Zahid et al. (2014) lo recomendaban por su gran ajuste al sistema termodinámico del presente estudio; sin embargo, Ali & Anantharaman emplearon el modelo termodinámico SRK, obteniendo un resultado igual, lo que demuestra que este modelo también es aplicable. Este resultado también es el mismo que predice el licenciante de la tecnología Toyo. Yoke Yi & Mahadzir (2016) obtuvieron una conversión de dióxido de carbono en equilibrio de 79, es muy probable que la diferencia se deba al modelo termodinámico que seleccionaron, debido a que en su investigación no lo especifican.

La Figura 4.1 demuestra que el proceso Toyo presenta una mayor conversión de CO₂ respecto a las otras tecnologías. Esta diferencia de conversiones se relaciona con la diferencia de requerimiento energético aguas abajo de los respectivos

reactores. Una mayor conversión de CO₂ determina un menor consumo energético en el proceso de descomposición de material no reaccionante.

El consumo energético de cada tecnología se ilustra en la Figura 4.2.

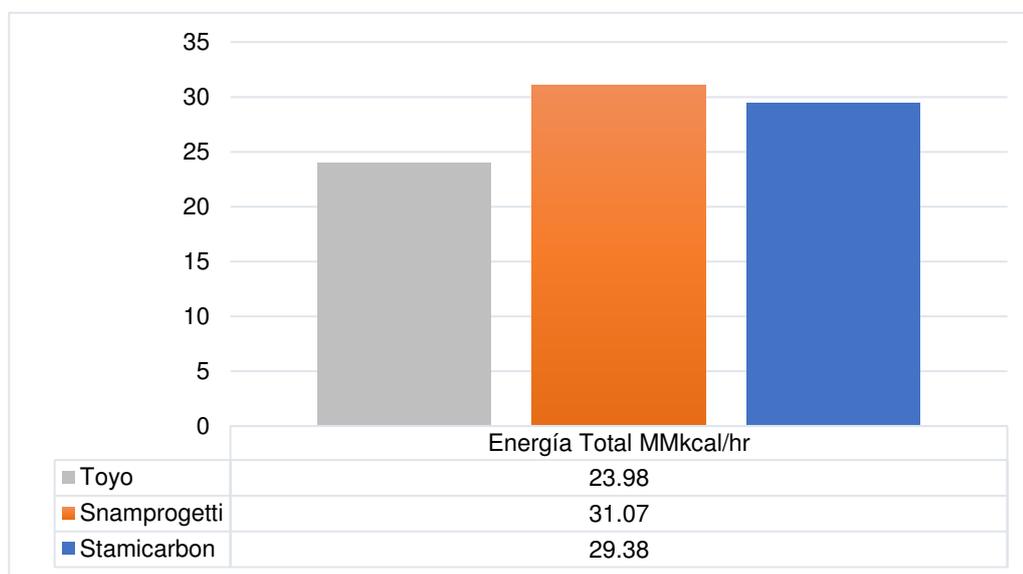


Figura 4.2: Análisis energético de las tecnologías de producción de úrea

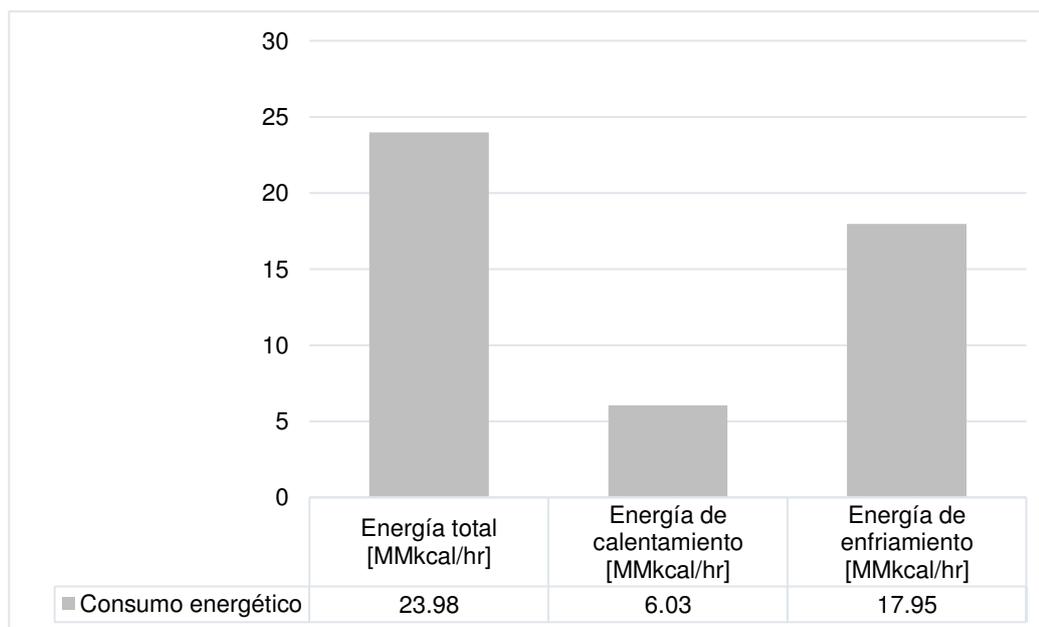


Figura 4.3: Consumo energético de la tecnología Toyo

Para el diseño de reactores de síntesis de úrea, se seleccionaron reactores de flujo pistón del mismo tamaño, pero con condiciones de operación diferentes. Los resultados del cálculo de su dimensionamiento se ilustran en la Tabla 4.4.

Tabla 4.4: Dimensiones del reactor de síntesis de úrea

Diámetro	Longitud
(m)	(m)
2.3	29.0

Nawaz (2014) a partir de una alimentación de amoníaco de 250000 TM/año, obtuvo un volumen de reactor de flujo pistón de 145.5 m³ y diámetro de 2.61 m (lo que corresponde a una longitud de 27.2 m), resultados muy similares a los obtenidos en el presente estudio.

Análisis de la temperatura del reactor con respecto a su longitud

La Figura 4.4 ilustra la variación de la temperatura del reactor con respecto a su longitud en las tecnologías de Stamicarbon, Snamprogetti y Toyo.

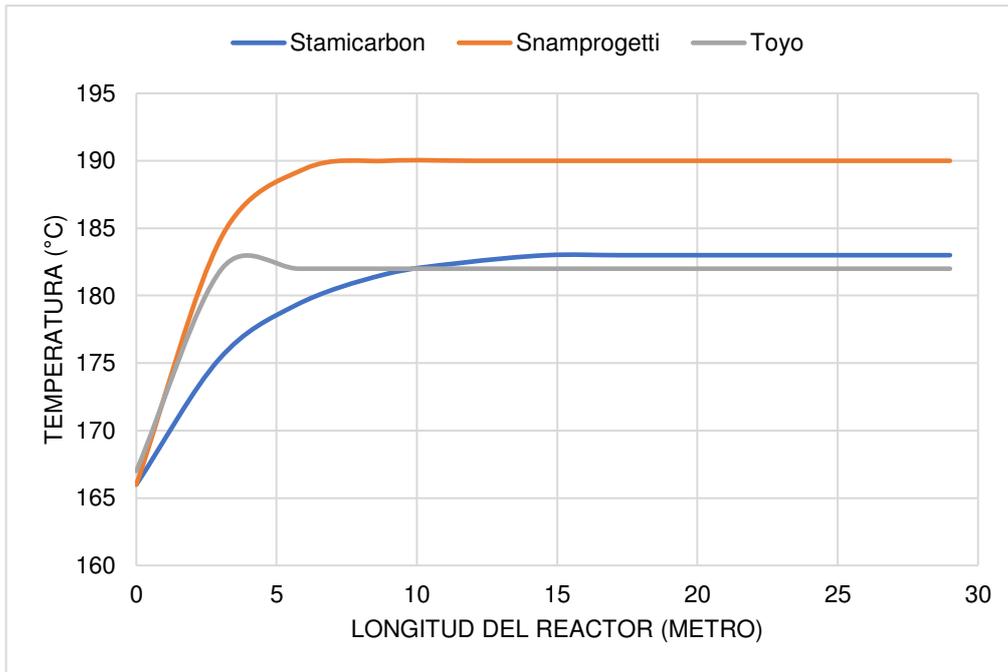


Figura 4.4: Longitud del reactor vs temperatura

A partir de la Figura 4.4, conforme aumenta la presión de operación del reactor, la sección longitudinal corresponde a una función lineal (que se observa con mayor detalle en la tecnología Toyo). Además, se obtiene una temperatura de reacción mayor de 190°C para la tecnología Snamprogetti, lo que implica mayores requerimientos energéticos por su parte, por otro lado, se obtienen resultados casi similares para las tecnologías Stamicarbon y Toyo, que son 183°C y 182°C respectivamente.

La Tabla 4.5 ilustra las temperaturas máximas de reacción de cada tecnología.

Tabla 4.5: Temperatura máxima de reacción del reactor de cada tecnología

Reactor para cada tecnología	Temperatura de reacción (°C)
Reactor de Stamicarbon de úrea	183
Reactor de Snamprogetti de úrea	190
Reactor de úrea Toyo	182

Análisis del tiempo espacial de la reacción con respecto a la longitud del reactor

La Figura 4.5 ilustra la progresión del tiempo espacial de la reacción con respecto a la longitud del reactor en las tecnologías de Stamicarbon, Snamprogetti y Toyo.

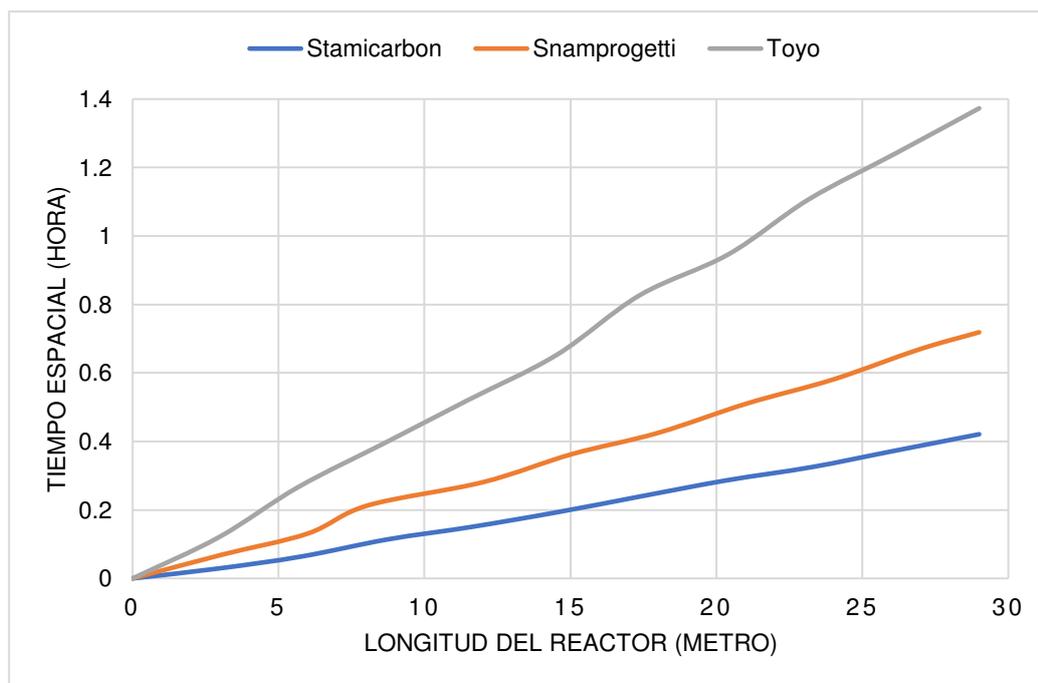


Figura 4.5: Tiempo espacial vs longitud del reactor

A partir de la Figura 4.5 se determina que a mayor presión de operación menor será el punto de inflexión de la gráfica (lo que corresponde a un menor rango de volumen del reactor), a su vez generará un mayor tiempo espacial en el mismo.

La Tabla 4.6 ilustra los tiempos espaciales de los reactores de cada tecnología.

Tabla 4.6: Tiempo espacial del reactor de cada tecnología

Reactor para cada tecnología	Tiempo espacial (h)
Reactor de Stamicarbon de úrea	0.42
Reactor de Snamprogetti de úrea	0.72
Reactor de úrea Toyo	1.37

4.2 Diseño de equipos

El diseño de equipos empleando la tecnología Toyo, fue realizado con el software Aspen Plus V. 11.

4.2.1 Diseño de equipos del proceso de producción de amoníaco.

A continuación, se ilustran capturas de pantalla obtenida del simulador Aspen Plus V.11 para el diseño de cada equipo que conforman el proceso de reformación combinada, el cual produce amoníaco a partir de gas natural.

Main Flowsheet × Flowsheet - REFORMAD × REFORMAD.PREF-T (RPlug) - Results ×

Summary Balance Distributions Polymer Attributes **Status**

Heat duty MMkcal/hr ▼

Reactor temperature

Minimum C ▼

Maximum C ▼

Residence time hr ▼

Thermal fluid inlet

Temperature ▼

Vapor fraction

Figura 4.6: Condiciones de operación del reactor PREF

Main Flowsheet × Flowsheet - REFORMAD × REFORMAD.SREF-R (RPlug) - Results ×

Summary Balance Distributions Polymer Attributes **Status**

Heat duty MMkcal/hr ▼

Reactor temperature

Minimum C ▼

Maximum C ▼

Residence time hr ▼

Thermal fluid inlet

Temperature ▼

Vapor fraction

Figura 4.7: Condiciones de operación del reactor SREF

Main Flowsheet × E-205 (Heater) - Results × +		
Summary Balance Phase Equilibrium Utility Usage <input checked="" type="checkbox"/> Status		
Outlet temperature	380	C
Outlet pressure	28.728	bar
Vapor fraction	1	
Heat duty	-47.8778	MMkcal/hr
Net duty	-47.8778	MMkcal/hr
1st liquid / Total liquid		
Pressure-drop correlation parameter		
Pressure drop	0	bar

Figura 4.8: Condiciones de operación del intercambiador de calor E-205

Main Flowsheet × B-206 (Heater) - Results × +		
Summary Balance Phase Equilibrium Utility Usage <input checked="" type="checkbox"/> Status		
Outlet temperature	323.21741	C
Outlet pressure	117.68	bar
Vapor fraction	0.616704	
Heat duty	53.7569	MMkcal/hr
Net duty	0	MMkcal/hr
1st liquid / Total liquid	1	
Pressure-drop correlation parameter		
Pressure drop	8.82599	bar

Figura 4.9: Condiciones de operación del intercambiador de calor B-206

Main Flowsheet × Flowsheet - CO-CONV × CO-CONV.HT-SHIFT (RPlug) - Results ×

Summary Balance Distributions Polymer Attributes Status

Heat duty MMkcal/hr ▾

Reactor temperature

Minimum C ▾

Maximum C ▾

Residence time hr ▾

Thermal fluid inlet

Temperature ▾

Vapor fraction

Figura 4.10: Condiciones de operación del reactor HT Shift

Main Flowsheet × Flowsheet - CO-CONV × CO-CONV.LT-SHIFT (RPlug) - Results × +

Summary Balance Distributions Polymer Attributes Status

Heat duty MMkcal/hr ▾

Reactor temperature

Minimum C ▾

Maximum C ▾

Residence time hr ▾

Thermal fluid inlet

Temperature ▾

Vapor fraction

Figura 4.11: Condiciones de operación del reactor LT Shift

Main Flowsheet × Flowsheet - CO-CONV × CO-CONVE-206 (Heater) - Results ×		
Summary Balance Phase Equilibrium Utility Usage <input checked="" type="checkbox"/> Status		
Outlet temperature	340	C
Outlet pressure	28.0415	bar
Vapor fraction	1	
Heat duty	-0.309427	MMkcal/hr
Net duty	-0.309427	MMkcal/hr
1st liquid / Total liquid		
Pressure-drop correlation parameter		
Pressure drop	0	bar

Figura 4.12: Condiciones de operación del intercambiador de calor E-206

Main Flowsheet × Flowsheet - CO-CONV × CO-CONVE-207 (HeatX) - Thermal Results ×					
Summary Balance Exchanger Details Pres Drop/Velocities Zones Utility Usage					
Heatx results					
Calculation Model	Shortcut				
	Inlet		Outlet		
Hot stream:	S-06E		S-06F		
Temperature	340	C	210	C	
Pressure	28.0415	bar	27.7915	bar	
Vapor fraction	1		1		
1st liquid / Total liquid	1		1		
Cold stream	S-ST01		S-ST03		
Temperature	130	C	228.279	C	
Pressure	127.486	bar	126.506	bar	
Vapor fraction	0		0		
1st liquid / Total liquid	1		1		
Heat duty	6.59652	MMkcal/hr			

Figura 4.13: Condiciones de operación del intercambiador de calor E-207

Main Flowsheet × Flowsheet - CO-CONV × CO-CONV.E-208 (Heater) - Results × +		
Summary Balance Phase Equilibrium Utility Usage <input checked="" type="checkbox"/> Status		
Outlet temperature	340	C
Outlet pressure	28.0415	bar
Vapor fraction	1	
Heat duty	-5.87912	MMkcal/hr
Net duty	-5.87912	MMkcal/hr
1st liquid / Total liquid		
Pressure-drop correlation parameter		
Pressure drop	0	bar

Figura 4.14: Condiciones de operación del intercambiador de calor E-208

Main Flowsheet × E210 (HeatX) - Thermal Results × +					
Summary Balance Exchanger Details Pres Drop/Velocities Zones Utility Usage					
Heatx results					
Calculation Model	Shortcut				
	Inlet		Outlet		
Hot stream:	S-07		S-RE2		
Temperature	232.698	C	40	C	
Pressure	26.5166	bar	26.5166	bar	
Vapor fraction	1		0.720239		
1st liquid / Total liquid	1		1		
Cold stream	S-ST15		S-ST16		
Temperature	20	C	122.031	C	
Pressure	2	bar	2	bar	
Vapor fraction	0		0.358392		
1st liquid / Total liquid	1		1		
Heat duty	28.485	MMkcal/hr			

Figura 4.15: Condiciones de operación del intercambiador de calor E-210

Main Flowsheet × Flowsheet - CO2-REMO × CO2-REMO.ABSORBER (Flash2) - Results ×				
Summary	Balance	Phase Equilibrium	Utility Usage	Status
Outlet temperature	30	C		
Outlet pressure	26.5166	bar		
Vapor fraction (Mole)	0.222979			
Vapor fraction (Mass)	0.116024			
Heat duty	-21.5333	MMkcal/hr		
Net duty	-21.5333	MMkcal/hr		
1st liquid / Total liquid	1			
Pressure drop	-3.47242e-08	bar		

Figura 4.16: Condiciones de operación del absorbedor de CO₂

Main Flowsheet × Flowsheet - CO2-REMO × CO2-REMO.STRIPPER (Flash2) - Results ×				
Summary	Balance	Phase Equilibrium	Utility Usage	Status
Outlet temperature	60	C		
Outlet pressure	1.01325	bar		
Vapor fraction (Mole)	0.00943454			
Vapor fraction (Mass)	0.0118427			
Heat duty	138.305	MMkcal/hr		
Net duty	138.305	MMkcal/hr		
1st liquid / Total liquid	1			
Pressure drop	25.5034	bar		

Figura 4.17: Condiciones de operación del stripper de CO₂

Main Flowsheet × E211 (Heater) - Results × +

Summary Balance Phase Equilibrium Utility Usage **Status**

Outlet temperature C

Outlet pressure bar

Vapor fraction

Heat duty MMkcal/hr

Net duty MMkcal/hr

1st liquid / Total liquid

Pressure-drop correlation parameter

Pressure drop bar

Figura 4.18: Condiciones de operación del intercambiador de calor E-211

Main Flowsheet × Flowsheet - METANAC × METANAC.METH (RPlug) - Results ×

Summary Balance Distributions Polymer Attributes **Status**

Heat duty MMkcal/hr

Reactor temperature

Minimum C

Maximum C

Residence time hr

Thermal fluid inlet

Temperature

Vapor fraction

Figura 4.19: Condiciones de operación del reactor de metanación

Main Flowsheet × PURGE (Flash2) - Results × COMPR-A (MCompr) - Results × +

Summary Balance Profile Coolers Stage Curves Wheel Curves Utilities **Status**

Stage	Temperature	Pressure	Pressure ratio	Indicated power	Brake horsepower	Head developed	Volumetric flow	Efficiency used
	C	bar		kW	kW	m-kgf/kg	l/min	
▶ 1	417.497	47.5852	1.79454	4010.38	4010.38	33769.8	102489	0.72
▶ 2	76.141	85.3937	1.79454	2071.59	2071.59	17444.1	29207.9	0.72
▶ 3	76.4318	153.242	1.79454	2138.86	2138.86	18010.5	16667	0.72
▶ 4	76.941	275	1.79454	2266.59	2266.59	19086	9709.74	0.72

Figura 4.20: Condiciones de operación del sistema de compresión de cuatro etapas

Main Flowsheet × PURGE (Flash2) - Results × +				
Summary	Balance	Phase Equilibrium	Utility Usage	Status
Outlet temperature	14.86	C		
Outlet pressure	275	bar		
Vapor fraction (Mole)	0.94223			
Vapor fraction (Mass)	0.935745			
Heat duty	0	MMkcal/hr		
Net duty	0	MMkcal/hr		
1st liquid / Total liquid	1			
Pressure drop	0	bar		

Figura 4.21: Condiciones de operación del separador flash purga de CO₂

Main Flowsheet × REFRIG1 (Heater) - Results × +				
Summary	Balance	Phase Equilibrium	Utility Usage	Status
Outlet temperature	14.86	C		
Outlet pressure	275	bar		
Vapor fraction	0.94223			
Heat duty	-2.92969	MMkcal/hr		
Net duty	-2.92969	MMkcal/hr		
1st liquid / Total liquid	1			
Pressure-drop correlation parameter				
Pressure drop	0	bar		

Figura 4.22: Condiciones de operación del intercambiador de calor Regrig1

Main Flowsheet × F002 (Flash2) - Results × +				
Summary	Balance	Phase Equilibrium	Utility Usage	Status
Outlet temperature	39.1999998	C		
Outlet pressure	275	bar		
Vapor fraction (Mole)	0.836954			
Vapor fraction (Mass)	0.822042			
Heat duty	0	MMkcal/hr		
Net duty	0	MMkcal/hr		
1st liquid / Total liquid	1			
Pressure drop	0	bar		

Figura 4.23: Condiciones de operación del separador flash F002

Main Flowsheet × E003 (Heater) - Results × +				
Summary	Balance	Phase Equilibrium	Utility Usage	Status
Outlet temperature	39.2	C		
Outlet pressure	275	bar		
Vapor fraction	0.836954			
Heat duty	-7.60406	MMkcal/hr		
Net duty	-7.60406	MMkcal/hr		
1st liquid / Total liquid	1			
Pressure-drop correlation parameter				
Pressure drop	3	bar		

Figura 4.24: Condiciones de operación del intercambiador de calor E003

Main Flowsheet		E002 (HeatX) - Thermal Results		+	
Summary	Balance	Exchanger Details	Pres Drop/Velocities	Zones	Utility Usage
Heatx results					
Calculation Model	Shortcut				
	Inlet		Outlet		
Hot stream:	S-3A		S-3B		
Temperature	240	C	82.8375	C	
Pressure	281	bar	278	bar	
Vapor fraction	1		1		
1st liquid / Total liquid	1		1		
Cold stream	S-10		S-2V		
Temperature	30.0077	C	180	C	
Pressure	292	bar	292	bar	
Vapor fraction	1		1		
1st liquid / Total liquid	1		1		
Heat duty	11.5247	MMkcal/hr			

Figura 4.25: Condiciones de operación del intercambiador de calor E002

Main Flowsheet		E001A (HeatX) - Thermal Results		+	
Summary	Balance	Exchanger Details	Pres Drop/Velocities	Zones	Utility Usage
Heatx results					
Calculation Model	Shortcut				
	Inlet		Outlet		
Hot stream:	S-3		S-3A		
Temperature	469.084	C	240	C	
Pressure	284	bar	281	bar	
Vapor fraction	1		1		
1st liquid / Total liquid	1		1		
Cold stream	S-7		S-8		
Temperature	105	C	257.474	C	
Pressure	48.5	bar	45	bar	
Vapor fraction	0		0.385245		
1st liquid / Total liquid	1		1		
Heat duty	16.4411	MMkcal/hr			

Figura 4.26: Condiciones de operación del intercambiador de calor E001A

Main Flowsheet		Flowsheet - SINTESIS		SINTESIS.R001-HA (HeatX) - Thermal Results	
Summary	Balance	Exchanger Details	Pres Drop/Velocities	Zones	Utility Usage
Heatx results					
Calculation Model	Shortcut				
	Inlet		Outlet		
Hot stream:	S-RAO		S-RBI		
Temperature	647.54	C	568.579	C	
Pressure	290	bar	290	bar	
Vapor fraction	1		1		
1st liquid / Total liquid	1		1		
Cold stream	S-R6		S-R7		
Temperature	524.432	C	605.137	C	
Pressure	292	bar	292	bar	
Vapor fraction	1		1		
1st liquid / Total liquid	1		1		
Heat duty	6.00873	MMkcal/hr			

Figura 4.27: Condiciones de operación del intercambiador de calor R001-HA

Main Flowsheet		Flowsheet - SINTESIS		SINTESIS.R001-HB (HeatX) - Thermal Results	
Summary	Balance	Exchanger Details	Pres Drop/Velocities	Zones	Utility Usage
Heatx results					
Calculation Model	Shortcut				
	Inlet		Outlet		
Hot stream:	S-RBO		S-RCI		
Temperature	605.426	C	477.037	C	
Pressure	288	bar	288	bar	
Vapor fraction	1		1		
1st liquid / Total liquid	1		1		
Cold stream	S-R3		S-R6		
Temperature	393.387	C	524.432	C	
Pressure	292	bar	292	bar	
Vapor fraction	1		1		
1st liquid / Total liquid	1		1		
Heat duty	9.62596	MMkcal/hr			

Figura 4.28: Condiciones de operación del intercambiador de calor R001-B

Main Flowsheet × Flowsheet - SINTESIS × SINTESIS.R001-HC (HeatX) - Thermal Results

Summary Balance Exchanger Details Pres Drop/Velocities Zones Utility Usage

Heatx results

Calculation Model

	Inlet		Outlet	
Hot stream:	S-RCO		S-20	
Temperature	545.202	C	332.729	C
Pressure	285	bar	285	bar
Vapor fraction	1		1	
1st liquid / Total liquid	1		1	
Cold stream	S-R9		S-R3	
Temperature	180	C	393.387	C
Pressure	292	bar	292	bar
Vapor fraction	1		1	
1st liquid / Total liquid	1		1	
Heat duty	15.5802	MMkcal/hr		

Figura 4.29: Condiciones de operación del intercambiador de calor R001-C

Main Flowsheet × Flowsheet - SINTESIS × SINTESIS.R001-A (RPlug) - Results ×

Summary Balance Distributions Polymer Attributes Status

Heat duty MMkcal/hr

Reactor temperature

Minimum C

Maximum C

Residence time hr

Thermal fluid inlet

Temperature

Vapor fraction

Figura 4.30: Condiciones de operación del reactor R001-A

Main Flowsheet × Flowsheet - SINTESIS × SINTESIS.R001-B (RPlug) - Results ×

Summary Balance Distributions Polymer Attributes Status

Heat duty MMkcal/hr ▼

Reactor temperature

Minimum C ▼

Maximum C ▼

Residence time hr ▼

Thermal fluid inlet

Temperature ▼

Vapor fraction

Figura 4.31: Condiciones de operación del reactor R001-B

Main Flowsheet × Flowsheet - SINTESIS × SINTESIS.R001-C (RPlug) - Results ×

Summary Balance Distributions Polymer Attributes Status

Heat duty MMkcal/hr ▼

Reactor temperature

Minimum C ▼

Maximum C ▼

Residence time hr ▼

Thermal fluid inlet

Temperature ▼

Vapor fraction

Figura 4.32: Condiciones de operación del reactor R001-C

Parameter	Value	Unit
Heat duty	0	MMkcal/hr
Reactor temperature		
Minimum	332.732	C
Maximum	469.084	C
Residence time	0.023405	hr
Thermal fluid inlet		
Temperature		
Vapor fraction		

Figura 4.33: Condiciones de operación del reactor R002

Parameter	Value	Unit
Compressor model	Isentropic Compressor	
Phase calculations	Vapor phase calculation	
Indicated horsepower	708.728	kW
Brake horsepower	708.728	kW
Net work required	708.728	kW
Power loss	0	kW
Efficiency		0.7
Mechanical efficiency		1
Outlet pressure	292	bar
Outlet temperature	30.0077	C
Isentropic outlet temperature	27.7076	C
Vapor fraction		1
Displacement		
Volumetric efficiency		

Figura 4.34: Condiciones de operación del compresor B

Main Flowsheet × E004 (Heater) - Results × +				
Summary	Balance	Phase Equilibrium	Utility Usage	Status
Outlet temperature	22.5	C		
Outlet pressure	274.5	bar		
Vapor fraction	1			
Heat duty	1.19162	MMkcal/hr		
Net duty	1.19162	MMkcal/hr		
1st liquid / Total liquid				
Pressure-drop correlation parameter				
Pressure drop	3.72529e-14	bar		

Figura 4.35: Condiciones de operación del intercambiador de calor E004

Main Flowsheet × F001 (Flash2) - Results × +				
Summary	Balance	Phase Equilibrium	Utility Usage	Status
Outlet temperature	7.58845535	C		
Outlet pressure	274.5	bar		
Vapor fraction (Mole)	0.968348			
Vapor fraction (Mass)	0.959042			
Heat duty	0	MMkcal/hr		
Net duty	0	MMkcal/hr		
1st liquid / Total liquid	1			
Pressure drop	0.5	bar		

Figura 4.36: Condiciones de operación del separador flash F001

Main Flowsheet × D001 (Flash2) - Results × +				
Summary	Balance	Phase Equilibrium	Utility Usage	Status
Outlet temperature	34.4267579	C		
Outlet pressure	30	bar		
Vapor fraction (Mole)	0.0475202			
Vapor fraction (Mass)	0.0455406			
Heat duty	0	MMkcal/hr		
Net duty	0	MMkcal/hr		
1st liquid / Total liquid	1			
Pressure drop	244.5	bar		

Figura 4.37: Condiciones de operación del separador flash D001

Main Flowsheet × REFRIG2 (Heater) - Results × +				
Summary	Balance	Phase Equilibrium	Utility Usage	Status
Outlet temperature	12.4346088	C		
Outlet pressure	30	bar		
Vapor fraction	0.689192			
Heat duty	-0.1314	MMkcal/hr		
Net duty	-0.1314	MMkcal/hr		
1st liquid / Total liquid	1			
Pressure-drop correlation parameter				
Pressure drop	0	bar		

Figura 4.38: Condiciones de operación del intercambiador de calor Refrig2

Main Flowsheet × 08-E007F (Flash2) - Results × +		
Summary Balance Phase Equilibrium Utility Usage Status		
Outlet temperature	12.4346088	C
Outlet pressure	30	bar
Vapor fraction (Mole)	0.689192	
Vapor fraction (Mass)	0.674994	
Heat duty	0	MMkcal/hr
Net duty	0	MMkcal/hr
1st liquid / Total liquid	1	
Pressure drop	0	bar

Figura 4.39: Condiciones de operación del separador flash 08-E007F

Main Flowsheet × D002 (Flash2) - Results × +		
Summary Balance Phase Equilibrium Utility Usage Status		
Outlet temperature	33.7495512	C
Outlet pressure	20	bar
Vapor fraction (Mole)	0.00416656	
Vapor fraction (Mass)	0.00414024	
Heat duty	0	MMkcal/hr
Net duty	0	MMkcal/hr
1st liquid / Total liquid	1	
Pressure drop	10	bar

Figura 4.40: Condiciones de operación del separador flash D002

Tabla 4.7: Diseño de los reactores de la unidad de reformación combinada

Equipo	Longitud (m)	Diámetro (m)	Material
PREF	10	0.14	Acero al carbono
SREF	4.8768	3.048	Acero al carbono

Tabla 4.8: Diseño de los reactores de la unidad de conversión de monóxido de carbono

Equipo	Longitud (m)	Diámetro (m)	Material
HT-SHIFT	15.8496	2.286	Acero inoxidable
LT-SHIFT	7.7724	3.81	Acero inoxidable

Tabla 4.9: Diseño de los intercambiadores de calor de la unidad de conversión de monóxido de carbono

Equipo	Área de transferencia de calor (m ²)	Número de pasos en el tubo	Número de pasos en la coraza	Diámetro del tubo (m)	Pitch del tubo (m)	Longitud del tubo (m)	Material
E-206	2.237292432	1	1	0.254	0.03175	6.096	Acero inoxidable
E-207	95.02698202	1	1	0.254	0.03175	6.096	Acero inoxidable
E-208	42.50855547	1	1	0.254	0.03175	6.096	Acero inoxidable

Tabla 4.10: Diseño de la unidad de remoción de CO₂

Equipo	Volumen de líquido (L)	Diámetro (m)	Altura (m)	Presión de diseño (barg)	Temperatura de diseño (°C)	Temperatura de operación (°C)	Material
ABSORBER	40171.21	2.5908	7.62	28.95	121.11	40	Acero inoxidable
STRIPPER	49539.86684	2.7432	8.382	28.95	121.11	60	Acero inoxidable

Tabla 4.11: Diseño del reactor de metanación

Equipo	Longitud (m)	Número de tubos	Diámetro (m)	Material
METH	3	30	0.11	Acero al carbono

Tabla 4.12: Diseño del splitter de la unidad de metanación

Equipo	Volumen de líquido (L)	Diámetro (m)	Altura (m)	Presión de diseño (barg)	Temperatura de diseño (°C)	Temperatura de operación (°C)	Material
SPLIT	6672.035937	1.524	3.6576	28.95	307.77	280	Acero al carbono

Tabla 4.13: Diseño de la unidad de compresión, compresores

Equipo	Modelo	Eficiencia isentrópica	Eficiencia mecánica	Relación de presiones	Potencia (kW)
COMP1	Isentrópico	0.72	0.9	1.795	2035.63222
COMP2	Isentrópico	0.72	0.9	1.795	2071.59309
COMP3	Isentrópico	0.72	0.9	1.795	2138.86303
COMP4	Isentrópico	0.72	0.9	1.795	2266.58952
COMP-B	Isentrópico	0.7	0.9	2.58	708.79087

Tabla 4.14: Diseño de la unidad de compresión, intercambiadores de calor

Equipo	Área de transferencia de calor (m ²)	Número de pasos en el tubo	Número de pasos en la coraza	Longitud del tubo (m)	Pitch del tubo (m)	Diámetro del tubo (m)	Material
COOLER1	117.194	1	1	6.096	0.03175	0.254	Acero al carbono
COOLER2	99.979	1	1	6.096	0.03175	0.254	Acero al carbono
COOLER3	102.219	1	1	6.096	0.03175	0.254	Acero al carbono
COOLER4	105.187	1	1	6.096	0.03175	0.254	Acero al carbono

Tabla 4.15: Diseño de la unidad de síntesis de amoníaco, reactores

Equipo	Longitud (m)	Diámetro (m)	Tiempo espacial (h)	Caída de presión (bar)	Altura del empacquetamiento (m)	Material
R001-A	2.286	2.1336	0.002530516	2	1.9812	Acero inoxidable
R001-B	2.4384	2.1336	0.002928183	2	2.1336	Acero inoxidable
R001-C	3.3528	2.1336	0.004475505	3	3.048	Acero inoxidable
R002	3.6576	4.1148	0.02340286	1	3.3528	Acero inoxidable

Tabla 4.16: Diseño de la unidad de síntesis de amoníaco, intercambiadores de calor

Equipo	Área de transferencia de calor (m ²)	Número de pasos en el tubo	Número de pasos en la coraza	Longitud del tubo (m)	Pitch del tubo (m)	Diámetro del tubo (m)	Material
R001-HC	139.991	1	1	6.096	0.03175	0.254	Acero inoxidable
R001-HB	159.997	1	1	6.096	0.03175	0.254	Acero inoxidable
R001-HA	190	1	1	6.096	0.03175	0.254	Acero inoxidable

Tabla 4.17: Diseño de los separadores flash del proceso

Equipo	Volumen de líquido (L)	Diámetro (m)	Altura (m)	Presión de diseño (barg)	Temperatura de diseño (°C)	Temperatura de operación (°C)	Material
F001	5404.349	1.3716	3.6576	287.736	21.11	7.59	Acero al carbono
D001	11100.599	1.6764	5.0292	287.736	121.11	39.2	Acero al carbono
PURGE	4270.103	1.2192	3.6576	287.736	21.11	14.86	Acero al carbono
F002	10764.218	1.6764	4.8768	287.736	121.11	39.2	Acero al carbono
08-E007F	2401.933	0.9144	3.6576	32.434	21.11	12.43	Acero al carbono
D002	11100.599	1.6764	5.0292	32.434	121.11	34.10	Acero al carbono

Tabla 4.18: Diseño de los intercambiadores de calor del proceso

Equipo	Área de transferencia de calor (m ²)	Número de pasos en el tubo	Número de pasos en la coraza	Longitud del tubo (m)	Pitch del tubo (m)	Diámetro del tubo (m)	Material
E-205	74.209	1	1	6.096	0.03175	0.254	Acero al carbono
B-206	226.4881	1	1	6.096	0.03175	0.254	Acero al carbono
E-210	436.662	1	1	6.096	0.03175	0.254	Acero al carbono
E-211	307.046	1	1	6.096	0.03175	0.254	Acero al carbono
PRECOOL	487.821	1	1	6.096	0.03175	0.254	Acero al carbono
E-001A	140.308	1	1	6.096	0.03175	0.254	Acero al carbono
E-003	278.896	1	1	6.096	0.03175	0.0254	Acero al carbono
E-004	20.017	1	1	6.096	0.03175	0.0254	Acero al carbono
REFRIG1	96.713	1	1	6.096	0.03175	0.0254	Acero al carbono
REFRIG2	4.275	1	1	6.096	0.03175	0.0254	Acero al carbono

4.2.2 Diseño de equipos de la tecnología Toyo (Producción de Úrea)

A continuación, se ilustran capturas de pantalla obtenidas del simulador Aspen Plus V.11 para el diseño de cada equipo que conforman la tecnología Toyo, la cual produce úrea a partir de amoníaco y dióxido de carbono.

Main Flowsheet x Energy Analysis x B2 (Pump) - Results x		
Summary Balance Performance Curve Utility Usage		
Fluid power	133.526	kW
Brake power	178.035	kW
Electricity	178.035	kW
Volumetric flow rate	769.258	l/min
Pressure change	102.785	atm
NPSH available	2235.97	m-kgf/kg
NPSH required		
Head developed	1823.96	m-kgf/kg
Pump efficiency used	0.75	
Net work required	178.035	kW
Outlet pressure	247.2	kg/sqcm
Outlet temperature	38.839	C

Figura 4.41: Condiciones de operación de la bomba B2

Main Flowsheet x Energy Analysis x B2 (Pump) - Results x B1 (Compr) - Results x +		
Summary Balance Parameters Performance Regression Utility Usage Status		
▶ Compressor model	Isentropic Compressor	
▶ Phase calculations	Vapor phase calculation	
▶ Indicated horsepower	458.244	kW
▶ Brake horsepower	458.244	kW
▶ Net work required	458.244	kW
▶ Power loss	0	kW
▶ Efficiency		0.75
▶ Mechanical efficiency		1
▶ Outlet pressure	247.2	kg/sqcm
▶ Outlet temperature	156.225	C
▶ Isentropic outlet temperature	149.445	C
▶ Vapor fraction		1
▶ Displacement		
▶ Volumetric efficiency		

Figura 4.42: Condiciones de operación del compresor B1

Main Flowsheet × E02 (RStoic) - Results × +						
Summary	Balance	Phase Equilibrium	Reactions	Selectivity	Utility Usage	Status
Outlet temperature	167	C				
Outlet pressure	246.074	kg/sqcm				
Heat duty	-10.8464	MMkcal/hr				
Net heat duty	-10.8464	MMkcal/hr				
Vapor fraction	0.428279					
1st liquid / Total liquid	1					

Figura 4.43: Condiciones de operación del reactor E02

Main Flowsheet × R01 (RPlug) - Results × +				
Summary	Balance	Distributions	Polymer Attributes	Status
Heat duty	2.28816747e-09	MMkcal/hr		
Reactor temperature				
Minimum	167	C		
Maximum	183	C		
Residence time	1.36412	hr		
Thermal fluid inlet				
Temperature				
Vapor fraction				

Figura 4.44: Condiciones de operación del reactor E01

Main Flowsheet × B4 (Valve) - Results × +

Summary Balance Status

Choking status Choking is not checked

Outlet pressure 22.4982 kg/sqcm ▼

Pressure drop 216.386 atm ▼

Choked outlet pressure ▼

Outlet temperature 151.907 C ▼

Outlet vapor fraction 0.268216

Valve flow coefficient

Valve % opening

Cavitation index

Pressure drop ratio factor

Pressure recovery factor

Piping geometry factor 1

Figura 4.45: Condiciones de operación de la válvula B4

Main Flowsheet × B12 (Sep2) - Results × +

Summary Balance Utility Usage Status

Heat duty -0.60279857: MMkcal/hr ▼

Split fractions in outlet streams

Substream MIXED ▼

Component ID	S7	S8
UREA	0	1
CARB	0	1
CO2	0.319782	0.680218
NH3	0.612348	0.387652
H2O	0.0249095	0.975091
N2	0.0378164	0.962184
O2	0.00514373	0.994856
UREA-S	0	1

Figura 4.46: Condiciones de operación de la torre de condensación B12

Main Flowsheet		B5 (Heater) - Results		+	
Summary	Balance	Phase Equilibrium	Utility Usage	Status	
Outlet temperature	72	C			
Outlet pressure	1.01971	kg/sqcm			
Vapor fraction	0.198656				
Heat duty	-1.66497	MMkcal/hr			
Net duty	-1.66497	MMkcal/hr			
1st liquid / Total liquid	1				
Pressure-drop correlation parameter					
Pressure drop	0	atm			

Figura 4.47: Condiciones de operación del intercambiador de calor B5

Main Flowsheet		B13 (RStoic) - Results		+		
Summary	Balance	Phase Equilibrium	Reactions	Selectivity	Utility Usage	Status
Outlet temperature	80	C				
Outlet pressure	22.4982	kg/sqcm				
Heat duty	5.61561	MMkcal/hr				
Net heat duty	5.61561	MMkcal/hr				
Vapor fraction	0					
1st liquid / Total liquid	1					

Figura 4.48: Condiciones de operación del reactor de descomposición B13

Main Flowsheet × B7 (Heater) - Results × +				
Summary	Balance	Phase Equilibrium	Utility Usage	Status
Outlet temperature	50	C		
Outlet pressure	22.4982	kg/sqcm		
Vapor fraction	0.266334			
Heat duty	0.012999	MMkcal/hr		
Net duty	0.012999	MMkcal/hr		
1st liquid / Total liquid	1			
Pressure-drop correlation parameter				
Pressure drop	0	atm		

Figura 4.49: Condiciones de operación del intercambiador de calor B7

Main Flowsheet × B19 (RStoic) - Results × +					
Summary	Balance	Phase Equilibrium	Reactions	Selectivity	Utility
Outlet temperature	172	C			
Outlet pressure	22.4982	kg/sqcm			
Heat duty	-1.05924	MMkcal/hr			
Net heat duty	-1.05924	MMkcal/hr			
Vapor fraction	0.0394072				
1st liquid / Total liquid	1				

Figura 4.50: Condiciones de operación del reactor de descomposición B19

Main Flowsheet × B8 (Valve) - Results × +	
Summary Balance <input checked="" type="checkbox"/> Status	
Choking status	Choking is not checked
Outlet pressure	4.56995 kg/sqcm ▼
Pressure drop	17.3517 atm ▼
Choked outlet pressure	▼
Outlet temperature	159.827 C ▼
Outlet vapor fraction	0.0714673
Valve flow coefficient	
Valve % opening	
Cavitation index	
Pressure drop ratio factor	
Pressure recovery factor	
Piping geometry factor	1

Figura 4.51: Condiciones de operación de la válvula B8

Main Flowsheet × B9 (Heater) - Results × +	
Summary Balance Phase Equilibrium Utility Usage <input checked="" type="checkbox"/> Status	
Outlet temperature	50 C ▼
Outlet pressure	4.56995 kg/sqcm ▼
Vapor fraction	0.034004
Heat duty	-4.36427 MMkcal/hr ▼
Net duty	-4.36427 MMkcal/hr ▼
1st liquid / Total liquid	1
Pressure-drop correlation parameter	
Pressure drop	0 atm ▼

Figura 4.52: Condiciones de operación del intercambiador de calor B9

Main Flowsheet × B16 (Sep) - Results × +

Summary Balance Utility Usage Status

Heat duty MMkcal/hr

Split fractions in outlet streams

Substream MIXED

Component ID	H2O	S11
UREA	0	1
CARB	0	0
CO2	1	0
NH3	0	0
H2O	0.9	0.1
N2	1	0
O2	1	0
UREA-S	0	1

Figura 4.53: Condiciones de operación del separador flash de baja presión

Main Flowsheet × B14 (Valve) - Results × +

Summary Balance Status

Choking status

Outlet pressure kg/sqcm

Pressure drop atm

Choked outlet pressure

Outlet temperature C

Outlet vapor fraction

Valve flow coefficient

Valve % opening

Cavitation index

Pressure drop ratio factor

Pressure recovery factor

Piping geometry factor

Figura 4.54: Condiciones de operación de la válvula B14

Main Flowsheet × B11 (Sep) - Results × +

Summary Balance Utility Usage Status

Heat duty 1.75546217 MMkcal/hr

Split fractions in outlet streams
Substream MIXED

	Component ID	H2O-1	UREA
>	UREA	0	1
>	CARB	0	0
>	CO2	0	0
>	NH3	0	0
>	H2O	0.97	0.03
>	N2	0	0
>	O2	0	0
>	UREA-S	0	1

Figura 4.55: Condiciones de operación del separador flash de muy baja presión

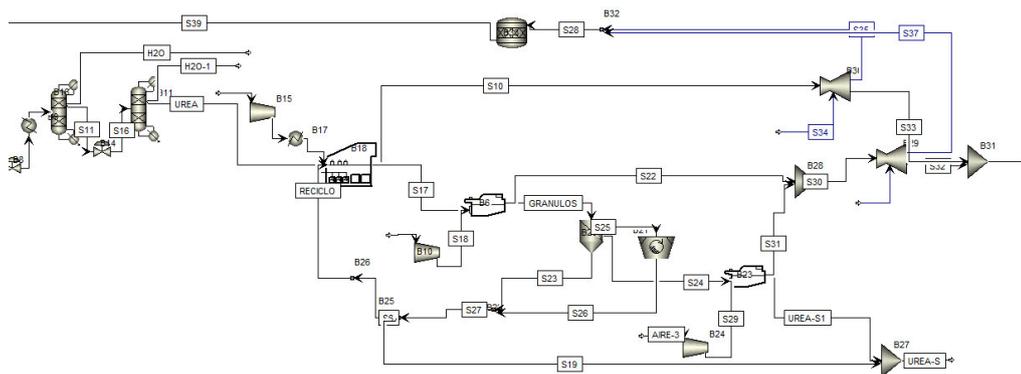


Figura 4.56: Proceso de granulación en Aspen Plus

Main Flowsheet		B15 (Compr) - Results	+				
Summary		Balance	Parameters	Performance	Regression	Utility Usage	Status
▶	Compressor model	Isentropic Compressor					
▶	Phase calculations	Vapor phase calculation					
▶	Indicated horsepower	28.8202 kW					
▶	Brake horsepower	32.0225 kW					
▶	Net work required	32.0225 kW					
▶	Power loss	3.20225 kW					
▶	Efficiency	0.8					
▶	Mechanical efficiency	0.9					
▶	Outlet pressure	1.0707 kg/sqcm					
▶	Outlet temperature	25.1235 C					
▶	Isentropic outlet temperature	24.1012 C					
▶	Vapor fraction	1					
▶	Displacement						
▶	Volumetric efficiency						

Figura 4.57: Condiciones de operación del compresor B15

Main Flowsheet		B10 (Compr) - Results	+				
Summary		Balance	Parameters	Performance	Regression	Utility Usage	Status
▶	Compressor model	Isentropic Compressor					
▶	Phase calculations	Vapor phase calculation					
▶	Indicated horsepower	1.74718 kW					
▶	Brake horsepower	1.94131 kW					
▶	Net work required	1.94131 kW					
▶	Power loss	0.194131 kW					
▶	Efficiency	0.8					
▶	Mechanical efficiency	0.9					
▶	Outlet pressure	1.04011 kg/sqcm					
▶	Outlet temperature	22.0709 C					
▶	Isentropic outlet temperature	21.6577 C					
▶	Vapor fraction	1					
▶	Displacement						
▶	Volumetric efficiency						

Figura 4.58: Condiciones de operación del compresor B10

Main Flowsheet × B24 (Compr) - Results × +	
Summary Balance Parameters Performance Regression Utility Usage Status	
▶ Compressor model	Isentropic Compressor
▶ Phase calculations	Vapor phase calculation
▶ Indicated horsepower	6.20464 kW
▶ Brake horsepower	6.89404 kW
▶ Net work required	6.89404 kW
▶ Power loss	0.689404 kW
▶ Efficiency	0.8
▶ Mechanical efficiency	0.9
▶ Outlet pressure	1.07467 kg/sqcm
▶ Outlet temperature	25.515 C
▶ Isentropic outlet temperature	24.4146 C
▶ Vapor fraction	1
▶ Displacement	
▶ Volumetric efficiency	

Figura 4.59: Condiciones de operación del compresor B24

Main Flowsheet × B17 (Heater) - Results × +	
Summary Balance Phase Equilibrium Utility Usage Status	
Outlet temperature	45 C
Outlet pressure	1.0707 kg/sqcm
Vapor fraction	1
Heat duty	0.0963955 MMkcal/hr
Net duty	0.0963955 MMkcal/hr
1st liquid / Total liquid	
Pressure-drop correlation parameter	
Pressure drop	0 atm

Figura 4.60: Condiciones de operación del intercambiador de calor B17

Main Flowsheet × B33 (RStoic) - Results × +				
Summary	Balance	Phase Equilibrium	Reactions	Selecti
Outlet temperature	38.257668	C		
Outlet pressure	1.01971	kg/sqcm		
Heat duty	0	MMkcal/hr		
Net heat duty	0	MMkcal/hr		
Vapor fraction	4.7806e-08			
1st liquid / Total liquid	1			

Figura 4.61: Condiciones de operación del reactor B33

Main Flowsheet × Flowsheet - B18 × B18.B3 (Granulator) - Results × +		
Summary	Balance	Status
Granulator results		
Average particle residence time:	0.00697469719	hr
Average bed surface area:	1259.74	sqm
Average growth rate:	5.1782e-06	m/sec
Seed mean diameter:	0.000782807	meter
Seed Sauter mean diameter:	0.000694228	meter
Product mean diameter:	0.000909631	meter
Product Sauter mean diameter:	0.000782366	meter
Cumulative bed mass:	200	kg
Heat duty:	-1.43194	MMkcal/hr
Outlet temperature:	89	C
Outlet pressure:	1.01972	kg/sqcm
Elutriation results		
Bed temperature:	89	C
Bed pressure:	1.01972	kg/sqcm
Evaporated moisture:	9.53856	kg/hr
Vapor volume flow at gas outlet:	87192.7	l/min
Upstream gas velocity:	0.544274	m/sec
Minimum fluidization velocity:	0.200601	m/sec

Figura 4.62: Condiciones de operación del granulador B18.B3

Main Flowsheet x Flowsheet - B18 x B18.B4 (Granulator) - Results x		
Summary Balance Status		
Granulator results		
Average particle residence time:	0.00452041259	hr
Average bed surface area:	1059.92	sqm
Average growth rate:	6.15406e-06	m/sec
Seed mean diameter:	0.000909631	meter
Seed Sauter mean diameter:	0.000782366	meter
Product mean diameter:	0.0010046	meter
Product Sauter mean diameter:	0.000881506	meter
Cumulative bed mass:	200	kg
Heat duty:	-1.50159	MMkcal/hr
Outlet temperature:	90	C
Outlet pressure:	1.01972	kg/sqcm
Elutriation results		
Bed temperature:	90	C
Bed pressure:	1.01972	kg/sqcm
Evaporated moisture:	13.6817	kg/hr
Vapor volume flow at gas outlet:	87544.4	l/min
Upstream gas velocity:	0.546469	m/sec
Minimum fluidization velocity:	0.252482	m/sec

Figura 4.63: Condiciones de operación del granulador B18.B4

Main Flowsheet x Flowsheet - B18 x B18.B5 (Granulator) - Results x		
Summary Balance Status		
Granulator results		
Average particle residence time:	0.00331318248	hr
Average bed surface area:	957.69	sqm
Average growth rate:	7.01808e-06	m/sec
Seed mean diameter:	0.0010046	meter
Seed Sauter mean diameter:	0.000881506	meter
Product mean diameter:	0.00108144	meter
Product Sauter mean diameter:	0.00096212	meter
Cumulative bed mass:	200	kg
Heat duty:	-1.55947	MMkcal/hr
Outlet temperature:	90	C
Outlet pressure:	1.01972	kg/sqcm
Elutriation results		
Bed temperature:	90	C
Bed pressure:	1.01972	kg/sqcm
Evaporated moisture:	13.9714	kg/hr
Vapor volume flow at gas outlet:	87552.5	l/min
Upstream gas velocity:	0.54652	m/sec
Minimum fluidization velocity:	0.292041	m/sec

Figura 4.64: Condiciones de operación del granulador B18.B5

Main Flowsheet × Flowsheet - B18 × B18.B6 (Heater) - Results × +		
Summary Balance Phase Equilibrium Utility Usage <input checked="" type="checkbox"/> Status		
Outlet temperature	110	C
Outlet pressure	1.0707	kg/sqcm
Vapor fraction	1	
Heat duty	0.0789968	MMkcal/hr
Net duty	0.0789968	MMkcal/hr
1st liquid / Total liquid		
Pressure-drop correlation parameter		
Pressure drop	0	atm

Figura 4.65: Condiciones de operación del intercambiador de calor B18.B6

Main Flowsheet × Flowsheet - B18 × B18.B7 (Heater) - Results × +		
Summary Balance Phase Equilibrium Utility Usage <input checked="" type="checkbox"/> Status		
Outlet temperature	110	C
Outlet pressure	1.0707	kg/sqcm
Vapor fraction	1	
Heat duty	0.0789968	MMkcal/hr
Net duty	0.0789968	MMkcal/hr
1st liquid / Total liquid		
Pressure-drop correlation parameter		
Pressure drop	0	atm

Figura 4.66: Condiciones de operación del intercambiador de calor B18.B7

Main Flowsheet × Flowsheet - B18 × B18.B8 (Heater) - Results × +		
Summary Balance Phase Equilibrium Utility Usage <input checked="" type="checkbox"/> Status		
Outlet temperature	110	C
Outlet pressure	1.0707	kg/sqcm
Vapor fraction	1	
Heat duty	0.0789968	MMkcal/hr
Net duty	0.0789968	MMkcal/hr
1st liquid / Total liquid		
Pressure-drop correlation parameter		
Pressure drop	0	atm

Figura 4.67: Condiciones de operación del intercambiador de calor B18.B8

Main Flowsheet × Flowsheet - B18 × B18.B9 (Heater) - Results × +		
Summary Balance Phase Equilibrium Utility Usage <input checked="" type="checkbox"/> Status		
Outlet temperature	110	C
Outlet pressure	1.0707	kg/sqcm
Vapor fraction	1	
Heat duty	0.0789968	MMkcal/hr
Net duty	0.0789968	MMkcal/hr
1st liquid / Total liquid		
Pressure-drop correlation parameter		
Pressure drop	0	atm

Figura 4.68: Condiciones de operación del intercambiador de calor B18.B9

Main Flowsheet × Flowsheet - B18 × B18.B10 (Dryer) - Results × +					
Summary	Balance	Evaporation	Profiles	Evaporation Rate	Utility
Exhaust gas temperature	74	C			
Exhaust gas dew point	11.3046	C			
Exhaust superheat	62.6954	K			
Calculated duty	-0.454569	MMkcal/hr			

Figura 4.69: Condiciones de operación del secador B18.B10

Main Flowsheet × Flowsheet - B6 × B6.B3 (Classifier) - Results × +			
Summary	Balance	Separation Efficiency	Status
Results			
Overall separation efficiency	0.999974377		
Feed mean diameter	0.00108144	meter	
Coarse outlet mean diameter	0.00108145	meter	
Fines outlet mean diameter	0.000173708	meter	
Solids concentration of inlet	20.1812	gm/l	
Solids concentration of fines outlet	0.000527444	gm/l	
Heat duty	-2.00363e-06	MMkcal/hr	
Outlet temperature	72.569	C	
Outlet pressure	1.04011	kg/sqcm	

Figura 4.70: Condiciones de operación del clasificador de gránulos B6.B3

Main Flowsheet x B20 (Screen) - Results x +

Summary Balance Separation Efficiency **Status**

Screen results

Operating mode: Dry

Overall efficiency: 0.881714

Taggart overall efficiency:

Oversize efficiency: 0.647194

Undersize efficiency: 0.850413

Fines solid PSD median value: 0.000783479 meter

Screen deck results

Deck no.	Eder separation sharpness	Coarse solid mass flow	Coarse solid PSD median value	Oversize efficiency	Undersize efficiency	Midsize efficiency	Fines solid mass flow	Overflow fluid mass	Underflow fluid mass
		kg/hr	meter				kg/hr		
1	0.821547	184.446	0.00205494	0.647194	0.997068		60152.7	0	0
2	0.821547	35647.9	0.00129005	0.903696	0.850413	0.903696	24504.8	0	0

Figura 4.71: Condiciones de operación de la cortadora B20

Main Flowsheet x B21 (Crusher) - Results x +

Summary Balance Utility Usage **Status**

Calculated power: 0.203317344 kW

Particle diameter which is larger than 80% of inlet mass: 0.00249927 meter

Particle diameter which is larger than 80% of outlet mass: 0.0011407 meter

Particle diameter which is larger than 50% of inlet mass: 0.00205494 meter

Particle diameter which is larger than 50% of outlet mass: 0.00049517 meter

Size reduction ratio of D80: 2.191

Size reduction ratio of D50: 4.14997

Sauter mean diameter of inlet particles: 0.00197147 meter

Sauter mean diameter of outlet particles: 0.000192596 meter

Figura 4.72: Condiciones de operación de la chancadora B21

Main Flowsheet × B21 (Crusher) - Results × Flowsheet - B23 × B23.B2 (Classifier) - Results ×		
Summary Balance Separation Efficiency <input checked="" type="checkbox"/> Status		
Results		
Overall separation efficiency	1	
Feed mean diameter	0.00129005	meter ▼
Coarse outlet mean diameter	0.00129005	meter ▼
Fines outlet mean diameter	0.000175141	meter ▼
Solids concentration of inlet	9.19678	gm/l ▼
Solids concentration of fines outlet	1.01761e-10	gm/l ▼
Heat duty	-8.99641e-15	MMkcal/hr ▼
Outlet temperature	69.7251	C ▼
Outlet pressure	1.04011	kg/sqcm ▼

Figura 4.73: Condiciones de operación del clasificador B23.B2

Main Flowsheet × B29 (VScrub) - Results × +		
Summary Balance Separation Efficiency Droplet Size Droplet Efficiency <input checked="" type="checkbox"/> Status		
Venturi scrubber results		
Throat diameter	0.60802575	meter ▼
Pressure drop	5.01852e-06	atm ▼
Sauter mean drop diameter	0.00108994	meter ▼
Gas velocity entering throat	6.51244	m/sec ▼
Separation efficiency	0.890058	
Solid concentration of gas inlet:	0.000227116	gm/l ▼
Solid concentration of gas outlet:	2.80452e-05	gm/l ▼
Wash liquid/gas volume flow ratio:	2.81792e-05	
Wash liquid/gas mass flow ratio:	0.0285714	
Relative gas velocity:	4.51244	m/sec ▼

Figura 4.74: Condiciones de operación del scrubber B29

Venturi scrubber results		
Throat diameter	0.779871961	meter
Pressure drop	8.20618e-06	atm
Sauter mean drop diameter	0.000487898	meter
Gas velocity entering throat	12.0799	m/sec
Separation efficiency	0.889998	
Solid concentration of gas inlet:	0.00776373	gm/l
Solid concentration of gas outlet:	0.000900954	gm/l
Wash liquid/gas volume flow ratio:	9.23439e-06	
Wash liquid/gas mass flow ratio:	0.00997242	
Relative gas velocity:	10.0799	m/sec

Figura 4.75: Condiciones de operación del scrubber B30

Tabla 4.19: Diseño de los reactores de la tecnología Toyo

Reactores	Longitud (m)	Diámetro (m)	Tiempo espacial (h)	Temperatura de Diseño (°C)	Caída de presión (kg/cm ²)	Material
E02	6.401	1.676	-	194.700	10.000	Acero inoxidable
R01	28.956	2.292	1.364	209.618	10.000	Acero inoxidable
B13	5.334	1.372	-	121.000	21.000	Acero inoxidable
B19	5.182	1.372	-	200.000	5.000	Acero inoxidable

Tabla 4.20: Diseño de las bombas de la tecnología Toyo

Bombas	Eficiencia mecánica	Presión de descarga (bar)	NPSH _d (m)	Head (m)	Potencia (kW)
B2	0.75	247.2	2236	1823.96422	708.790874

Tabla 4.21: Diseño de los compresores de la tecnología Toyo

Compresor	Modelo	Eficiencia isentrópica	Eficiencia mecánica	Presión de descarga (bar)	Potencia (kW)
B1	Isoentrópico	0.7	0.800	256.000	458.244
B15	Isoentrópico	0.7	0.800	1.050	32.022
B10	Isoentrópico	0.7	0.800	1.020	1.747
B24	Isoentrópico	0.7	0.800	1.054	6.894

Tabla 4.22: Diseño de los intercambiadores de calor de la tecnología Toyo

Intercambiadores de calor	Área de transferencia de calor (m ²)	Número de pasos en el tubo	Número de pasos en la coraza	Diámetro del tubo (m)	Pitch del tubo (m)	Longitud del tubo (m)	Material
Ex-B5	42.234	1.000	1.000	0.025	0.032	6.096	Acero inoxidable
Ex-B7	95.027	1.000	1.000	0.025	0.032	6.096	Acero inoxidable
Ex-B9	104.909	1.000	2.000	0.025	0.032	6.096	Acero inoxidable
Ex-B17	6.272	1.000	2.000	0.025	0.032	6.096	Acero inoxidable
Ex-B18.B6	8.034	1.000	2.000	0.025	0.032	6.096	Acero al carbono
Ex-B18.B7	8.034	1.000	2.000	0.025	0.032	6.096	Acero al carbono
Ex-B18.B8	8.034	1.000	2.000	0.025	0.032	6.096	Acero al carbono
Ex-B18.B9	8.034	1.000	2.000	0.025	0.032	6.096	Acero al carbono

Tabla 4.23: Diseño de la torre de recuperación/condensación de la tecnología Toyo

Torre de recuperación	Volumen de líquido (L)	Diámetro (m)	Altura (m)	Presión de diseño (barg)	Temperatura de diseño (°C)	Temperatura de operación (°C)	Material
B-11	40171.216	2.8	8.62	28.95	121.111	50	Acero inoxidable

Tabla 4.24: Diseño de los separadores bifásicos de la tecnología Toyo

Separadores	Volumen de líquido (L)	Diámetro (m)	Altura (m)	Presión de diseño (barg)	Temperatura de diseño (°C)	Temperatura de operación (°C)	Material
B11	2401.933	0.914	3.658	2.434	159.778	132.000	Acero al carbono
B12	8618.046	1.524	4.724	5.192	121.111	39.200	Acero al carbono
B16	4270.103	1.219	3.658	24.497	179.685	14.860	Acero al carbono

Tabla 4.25: Diseño de los granuladores

Granulador	Tiempo espacial (h)	Temperatura de Diseño (°C)	Caída de presión (kg/cm ²)	área superficial del lecho (m ²)	Masa en el lecho (kg)	Material
B18.3	0.006974697	89	0.1	1259.740	200	Acero inoxidable
B18.4	0.004520413	89	0.1	1059.916	200	Acero inoxidable
B18.5	0.003313182	90	0.1	957.690	200	Acero inoxidable

Tabla 4.26: Diseño del scrubber de venturi

Scrubber de Venturi	Método de Cálculo	Diámetro (m)	Altura (m)	Presión de diseño (barg)	Temperatura de diseño (°C)	Temperatura de operación (°C)	Material
B29	Calvert	0.608	3.658	21.050	80.000	50.000	Acero inoxidable
B30	Calvert	1.524	4.724	21.050	121.111	39.200	Acero inoxidable

Tabla 4.27: Diseño de la cortadora

Cortadora	Altura (m)	Ancho (m)	Número de niveles	Tamaño 1 (mm)	Tamaño 2 (mm)	Material
B20	1.8288	1.524	2	2.0549	8	Acero inoxidable

Tabla 4.28: Diseño de la chancadora

Chancadora	Altura (m)	Ancho (m)	Tamaño de corte (mm)	Potencia (kW)	Material
B21	2	1.5	1.1409	0.203317344	Acero inoxidable

Tabla 4.29: Diseño del secador atmosférico

Secador atmosférico	Número de platos	Área del plato	Altura (m)	Separación entre platos (mm)	Altura de cada plato (mm)	Material
B18.B10	48	18.58068	5.911	40	80	Acero inoxidable

4.3 Análisis económico

A continuación, se presenta el análisis del estudio de costos por equipos e instalación, costo operativo, carga fija y costo de producción.

Costos por equipos e instalación.

Los costos de los equipos se obtuvieron mediante dos mecanismos: Aspen Process Economic Analyzer y Software Capcost. En ambos casos, se realizaron las actualizaciones de precios respectivas utilizando el *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) y las respectivas dimensiones y capacidades de los equipos. La Tabla 4.30 ilustra los valores a emplear para la actualización de los precios de los equipos.

Tabla 4.30: Chemical Engineering Plant Cost Index

Chemical Engineering Plant Cost Index	
Aspen Process Economic Analyzer (2018)	603.1
Capcost	542
Presente trabajo	655.9

La ecuación Ec.73 emplea los parámetros previamente mencionados para actualizar los distintos precios obtenidos mediante los dos mecanismos indicados.

$$I_B = I_A \left(\frac{C_B}{C_A} \right)^F \frac{Index_B}{Index_A} \quad (\text{Ec.73})$$

B representa la actualidad y A el caso a actualizar. C indica la capacidad y/o dimensionamiento del equipo. Index hace referencia al CEPCI. Finalmente, para el presente trabajo se asumió una industria de mediana complejidad por lo que $F = 0.6$, en base a lo recomendado por Turton et al. (2018).

En la Tabla 4.31 se ilustran los costos de todos los equipos del proceso de producción de úrea.

Tabla 4.31: Costos de equipos

Unidad	Código	Costo Total (US\$) - 2022
Intercambiadores de calor	E-205*	\$ 178,375.76
	CO-CONV.E-206	\$ 128,656.89
	CO-CONV.E-207	\$ 648,939.69
Intercambiadores de calor	CO-CONV.E-208	\$ 206,634.06
	B-206	\$ 7,012,507.38
	E210	\$ 383,904.33
	E211	\$ 346,492.69
	PRECOOL	\$ 413,703.13

Unidad	Código	Costo Total (US\$) - 2022
	COOLER1	\$ 239,913.02
	COOLER2	\$ 270,581.86
	COOLER3	\$ 443,936.96
	COOLER4	\$ 785,100.66
	E004	\$ 260,793.93
	E002	\$ 1,849,266.06
	SINTESIS.R001-HA *	\$ 1,056,518.12
	SINTESIS.R001-HB *	\$ 953,000.12
	SINTESIS.R001-HC *	\$ 879,600.84
	E001A*	\$ 868,934.11
Intercambiadores de calor	E003	\$ 1,498,966.95
	REFRIG1	\$ 740,076.19
	REFRIG2	\$ 97,444.27
	Ex-B5	\$ 113,431.22
	Ex-B7	\$ 169,222.42

Unidad	Código	Costo Total (US\$) - 2022
	Ex-B9	\$ 90,810.23
	Ex-B17	\$ 90,810.23
	Ex-B18.B6	\$ 93,964.12
	Ex-B18.B7	\$ 93,964.12
	Ex-B18.B8	\$ 93,964.12
	Ex-B18.B9	\$ 93,964.12
Bombas	B-2	\$ 1,009,679.26
Compresores	Comp-B1	\$ 6,655,791.74
	Comp-B15	\$ 2,603,915.39
	Comp-B10	\$ 1,182,599.34
Compresores	Comp-B24	\$ 1,275,040.89
	COMPR-B	\$ 3,193,039.96
	COMP1	\$ 3,728,657.19
	COMP2	\$ 3,723,980.73
	COMP3	\$ 3,960,304.84

Unidad	Código	Costo Total (US\$) - 2022
	COMP4	\$ 4,239,695.84
Separadores	Vessel-B11*	\$ 138,879.84
	Vessel-B12*	\$ 209,352.93
	Vessel-B16*	\$ 148,559.01
	F001	\$ 612,615.60
	D001	\$ 893,094.15
	PURGE	\$ 448,178.39
	F002	\$ 883,958.75
	08-E007F	\$ 130,070.70
	D002	\$ 210,114.21
Separadores	SPLIT-1	\$ 196,628.62
	ABSORBER	\$ 407,069.09
	STRIPPER	\$ 474,062.03
Reactores	Reactor E02*	\$ 594,551.44
	Reactor R01*	\$ 2,384,721.24

Unidad	Código	Costo Total (US\$) - 2022
	Reactor B13*	\$ 283,387.73
	Reactor B19*	\$ 279,157.17
	R001-A*	\$ 650,821.06
	R001-B*	\$ 676,517.18
	R001-C*	\$ 818,955.78
	R002*	\$ 1,897,651.51
	HT-SHIFT	\$ 2,259,345.84
	LT-SHIFT	\$ 2,719,714.49
	PREF	\$ 1,764,939.43
	SREF	\$ 1,573,190.62
	METH	\$ 167,996.08
Torre de recuperación	Torre de recuperación B-11*	\$ 1,184,774.43
Granulador	Granulador B18.3*	\$ 612,561.23
	Granulador B18.4*	\$ 589,994.61
	Granulador B18.5*	\$ 651,941.33

Unidad	Código	Costo Total (US\$) - 2022
Scrubber	Venturi S-B29*	\$ 140,402.40
	Venturi S-B30*	\$ 140,076.14
Screen	Cortadora*	\$ 143,260.48
	Chancadora*	\$ 141,469.29
Dryer	Secador atmosférico*	\$ 51,124.53

- ***Estudio de inversión.***

La posible localización de la planta de úrea estaría en Marcona – Ica (de acuerdo al proyecto de CF INDUSTRIES) con una capacidad anual de 414957 TM/Año. Del Tabla 4.31 se calculó la inversión en el límite de batería I_1 (ISBL).

$$I_1 \text{ (ISBL)} = 76.2 \text{ MMUS\$}$$

- ***Cálculo de las instalaciones generales y almacenamiento “Off-Sites”.***

Los cálculos, fuera de los límites de batería (OSBL) son:

$$I_{2(\text{OSBL})} = I_1(\text{ISBL}) \times 0.4$$

$$I_{2(\text{OSBL})} = 30.5 \text{ MMUS\$}$$

- ***Gastos de ingeniería.***

Se calculó mediante un factor estándar de 0.2 proporcional a la inversión en las instalaciones generales y almacenamiento, designado aquel factor por el

criterio del tipo de escala de industria seleccionada, en base a lo recomendado por Turton et al. (2018). Siendo el valor de:

$$\begin{aligned} I_3 &= 0.2 (I_1 + I_2) \\ I_3 &= 21.3 \text{ MMUS\$} \end{aligned}$$

- ***El Stock de piezas de cambio.***

No fue necesario su cálculo para el presente trabajo de investigación, debido a que es un proyecto a implementar y no requiere este tipo de gasto.

$$I_4 = 0.00 \text{ MMUS\$}$$

- ***Gastos de licenciante.***

Estarán comprendidos entre un rango de factor 0.05 - 0.1 de inversión en instalaciones generales y almacenamiento. Para la presente investigación al ser definida como una planta de mediana escala, se asumirá un valor de 0.07, en base a lo recomendado por Turton et al. (2018); con ello se efectúa el cálculo:

$$\begin{aligned} I_5 &= 0.07 (I_1 + I_2) \\ I_5 &= 7.5 \text{ MMUS\$} \end{aligned}$$

- ***Cálculo del capital fijo.***

Es la sumatoria de todas las inversiones o gastos calculados para el proyecto hasta el momento:

$$\begin{aligned} \text{CF} &= \sum (I_1 + I_2 + I_3 + I_4 + I_5) \\ \text{CF} &= 135.4 \text{ MMUS\$} \end{aligned}$$

- ***Gastos iniciales en catalizador, solventes y productos químicos.***

Se estima en la parte de costos operatorios.

$$I_6 = 0.6 \text{ MMUS\$}$$

- ***El interés intercalado.***

Es el capital utilizado, el cual es un porcentaje del capital fijo, el estimando para el presente trabajo es 10%, en base lo recomendado por Turton et al. (2018).

$$I_7 = 0.1 * (CF)$$

$$I_7 = 13.5 \text{ MMUS\$}$$

- ***Gastos de arranque de planta.***

Está comprendido directamente con los gastos operativos de empresa:

I_8 = 3 meses de los gastos operatorios, sin considerar materia prima, en base lo recomendado por Turton et al. (2018).

$$I_8 = 35 \text{ MMUS\$}$$

- ***Capital amortizable.***

Es el préstamo amortizable en una serie de periodos sin intereses, siendo el valor de:

$$CA = I_{1(OSBL)} + I_{2(ISBL)} + I_3 + I_4 + I_5 + I_6 + I_7 + I_8$$

$$CA = 184.5 \text{ MMUS\$}$$

- ***Capital de Trabajo.***

El capital trabajo está determinado como el doble de los gastos de arranque de planta en base lo recomendado por Turton et al. (2018).

$$CT = 2 * I_8$$

$$CT = 70 \text{ MMUS\$}$$

Costo operativo.

Esta sección incluye costos de materia prima, mano de obra y servicios auxiliares.

- **Materia prima.**

- ***Gas natural.***

Para determinar el precio del gas natural, se analizó el precio Henry Hub del gas natural en el periodo 1990 – 2021, lo cual se ilustra en la Figura 4.76.

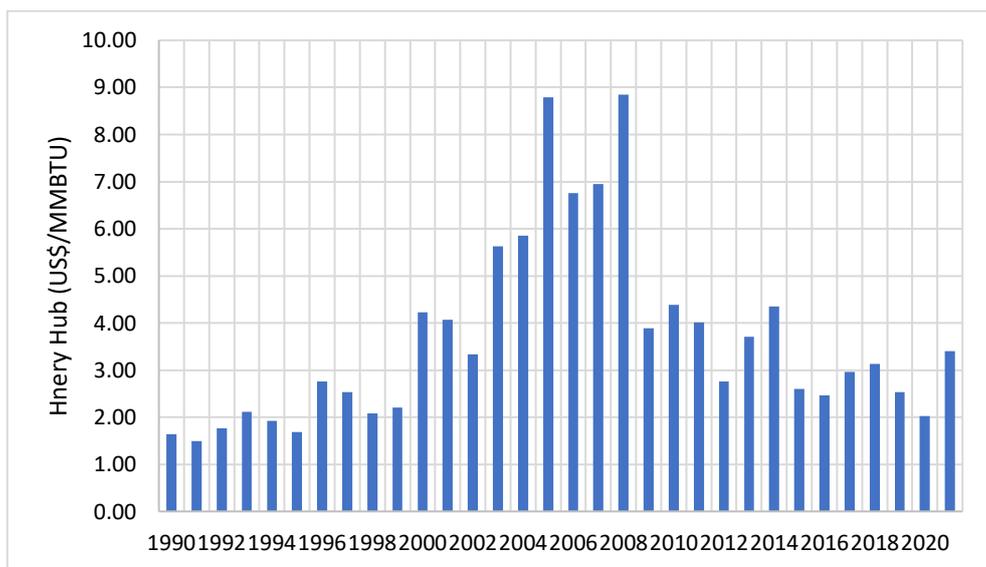


Figura 4.76: Precio Henry Hub del gas natural de 1990 – 2021

Determinando estos valores y en base a promedios se realizaron estimaciones para los siguientes 10 años. Finalmente, el promedio obtenido del precio de los años 2022 - 2031 es 3.93 US\$/MMBTU.

- ***Dióxido de carbono.***

En el caso del dióxido de carbono, se realizó el análisis de las importaciones de CO₂ teniendo como fuente de información la página

web de ADUANET. La partida arancelaria del dióxido de carbono es 2811.21.00.00.

Se calculó el precio promedio de importación de los años 2017 – 2021 desde el país de Ecuador, obteniendo un valor de 0.26 US\$/kg.

➤ ***Catalizadores y químicos.***

Para estimar el precio de los catalizadores y químicos a utilizar en el proceso, se realizaron las estimaciones teniendo como referencia el IEA Technical Report 2017 – 03, obteniendo un valor de 0.65 MMUS\$/año.

La Tabla 4.32 consolida los costos de materia prima.

Tabla 4.32: Costo de materia prima

Materia prima	Costo (MMUS\$/año)
Gas Natural	22
CO ₂	78
Catalizadores y químicos	0.65

El costo de materia prima es 100.7 MMUS\$/año

- **Mano de obra**

Se contará con un total de 67 trabajadores distribuidos de la siguiente manera, en base lo recomendado por Turton et al. (2018):

- Responsable de área (1)
- Asistente de responsable de área (1)
- Operador de sala de control (15)
- Superintendente de turno (5)
- Asistente eléctrico (5)
- Supervisor de turno (10)
- Operador de campo (15)
- Grupo mecánico (4)
- Grupo de instrumentos (4)
- Grupo eléctrico (4)
- Superintendente de laboratorio (1)
- Laboratorista (2)

El monto total es 0.95 MM US\$/año

- **Servicios auxiliares**

La Tabla 4.33 ilustra los costos de servicios auxiliares.

Tabla 4.33: Costo de servicios auxiliares

Servicio auxiliar	Monto
	(MMUS\$/año)
Agua de enfriamiento	0.2
Vapor	0.5
Electricidad	6

Sumando la materia prima, mano de obra y los servicios auxiliares, el costo operativo es 108.3 MMUS\$/año.

Carga fija.

La Tabla 4.34 ilustra la inversión en carga fija.

Tabla 4.34: Inversión en carga fija.

	Monto (MMUS\$/año)
Tasa y Seguros	2.1
Gastos Generales	1.1
Mantenimiento	4.3

La carga fija es 7.5 MMUS\$/año.

Costo de producción.

El costo de producción es la suma del costo operativo y la carga fija.

$$\text{Costo de producción} = \text{Costo operativo} + \text{Carga fija}$$

$$\text{Costo de producción} = 115.8 \text{ MMUS$/año}$$

Financiamiento.

Para el financiamiento del proyecto de la planta de úrea se considerarán los siguientes puntos:

- 50% de la inversión total será financiada por el banco.
- Tasa de interés económicamente activa (TEA):12%
- Horizonte de la planta de 10 años
- Cuota anual

Esta última se calcula con la siguiente fórmula:

$$\text{Cuota Anual} = \frac{\text{Saldo Inicial} * (1 + \text{TEA})^n * \text{TEA}}{(1 + \text{TEA})^n - 1}$$

La Tabla 4.35 ilustra la estructura del financiamiento para la implementación de la planta de úrea.

Tabla 4.35: Estructura del financiamiento

Financiamiento	Monto (MMUS\$)
Capital propio	115.8
Financiamiento bancario	115.8
Total de la inversión	231.6

La Tabla 4.36 ilustra el cronograma de pagos por el préstamo establecido:

Tabla 4.36: Cronograma de pagos

Años	Saldo Inicial (MMUS\$)	Cuota Anual (MMUS\$)	Intereses (MMUS\$)	Amortización (MMUS\$)	Saldo Final (MMUS\$)
1	115.8	20.5	13.9	6.6	109.1
2	109.1	20.5	13.1	7.4	101.7
3	101.7	20.5	12.2	8.3	93.4
4	93.4	20.5	11.2	9.3	84.2
5	84.2	20.5	10.1	10.4	73.8

Años	Saldo Inicial (MMUS\$)	Cuota Anual (MMUS\$)	Intereses (MMUS\$)	Amortización (MMUS\$)	Saldo Final (MMUS\$)
6	73.8	20.5	8.9	11.6	62.2
7	62.2	20.5	7.5	13.0	49.2
8	49.2	20.5	5.9	14.6	34.6
9	34.6	20.5	4.2	16.3	18.3
10	18.3	20.5	2.2	18.3	0.0
Total		205	89	116	

Rubro	Años										
	AÑO 0	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
Variación de Capital de Trabajo		0	2	2	3	3	4	4	5	5	6
Cargo Fijo		7	7	7	7	7	7	7	7	7	7
Impuestos		15	15	15	15	15	15	15	15	15	15
Inversión	231										
Total, Egresos	231	131	132	133	133	134	134	135	135	136	136
Flujo Neto Económico (MMUS\$)	-231	49	48	47	47	46	46	45	45	44	60
Flujo Neto Actualizado	-231	43	36	31	27	23	20	17	15	13	15

Rubro	Años										
	AÑO 0	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
Flujo Neto Acumulado (MMUS\$)	-231	-189	-153	-122	-95	-72	-53	-36	-21	-9	6

Rubro	Años										
	AÑO 0	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
Variación de Capital de Trabajo		0	2	2	3	3	4	4	5	5	6
Gastos de operación		7	7	7	7	7	7	7	7	7	7
Intereses (CUOTA ANUAL)		20	20	20	20	20	20	20	20	20	20
Impuesto		9	9	9	9	9	9	9	9	9	9
Inversión (MMUS\$)											
Total, Egresos (MMUS\$)	-116	145	147	147	148	148	149	149	150	150	151
Flujo Neto Financiero (MMUS\$)	-116	35	33	33	32	32	31	31	30	30	45

Rubro	Años										
	AÑO 0	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
Flujo Neto Actualizado	-116	30	25	21	18	16	13	12	10	8	11
Flujo Neto Acumulado (MMUS\$)	-116	-86	-60	-39	-21	-5	9	20	30	39	50

Evaluación económica.

Al realizar la evaluación económica, se calcularon los indicadores económicos: Valor Actual Neto (VAN), Tasa Interna de Retorno (TIR) y Periodo de Retorno de la Inversión (PRI), dichos indicadores se ilustran en las Tablas 4.41 y 4.42.

Tabla 4.41: Indicadores económicos del flujo de caja económico

Indicadores económicos	Valores
Valor Actual Neto Económico (VANE) en MMUS\$	6
Tasa Interna de Retorno Económico (TIRE)	15.68%
Periodo de Retorno de la Inversión (PRI) en años	9.59

Tabla 4.42: Indicadores económicos del flujo de caja financiero

Indicadores económicos	Valores
Valor Actual Neto Financiero (VANF) en MMUS\$	50
Tasa Interna de Retorno Financiero (TIRF)	25.61%
Periodo de Retorno de la Inversión (PRI) en años	5.36

Con el análisis económico y flujo de caja del proyecto realizado en la presente investigación, definiendo como tiempo de operación de la planta a 10 años, demostrándose que si es económicamente viable, ello se verifica a través de los siguientes indicadores económicos: un Valor Actual Neto Financiero 50 MMUS\$ y una Tasa Interna de Retorno Financiero de 25.61%. Finalmente, se espera recuperar la inversión tras un periodo de aproximadamente 5 años y 4 meses.

4.4 Análisis pinch

En la Figura 4.77 se ilustra el diagrama de las corrientes frías y calientes del proceso de producción de úrea con la tecnología Toyo.

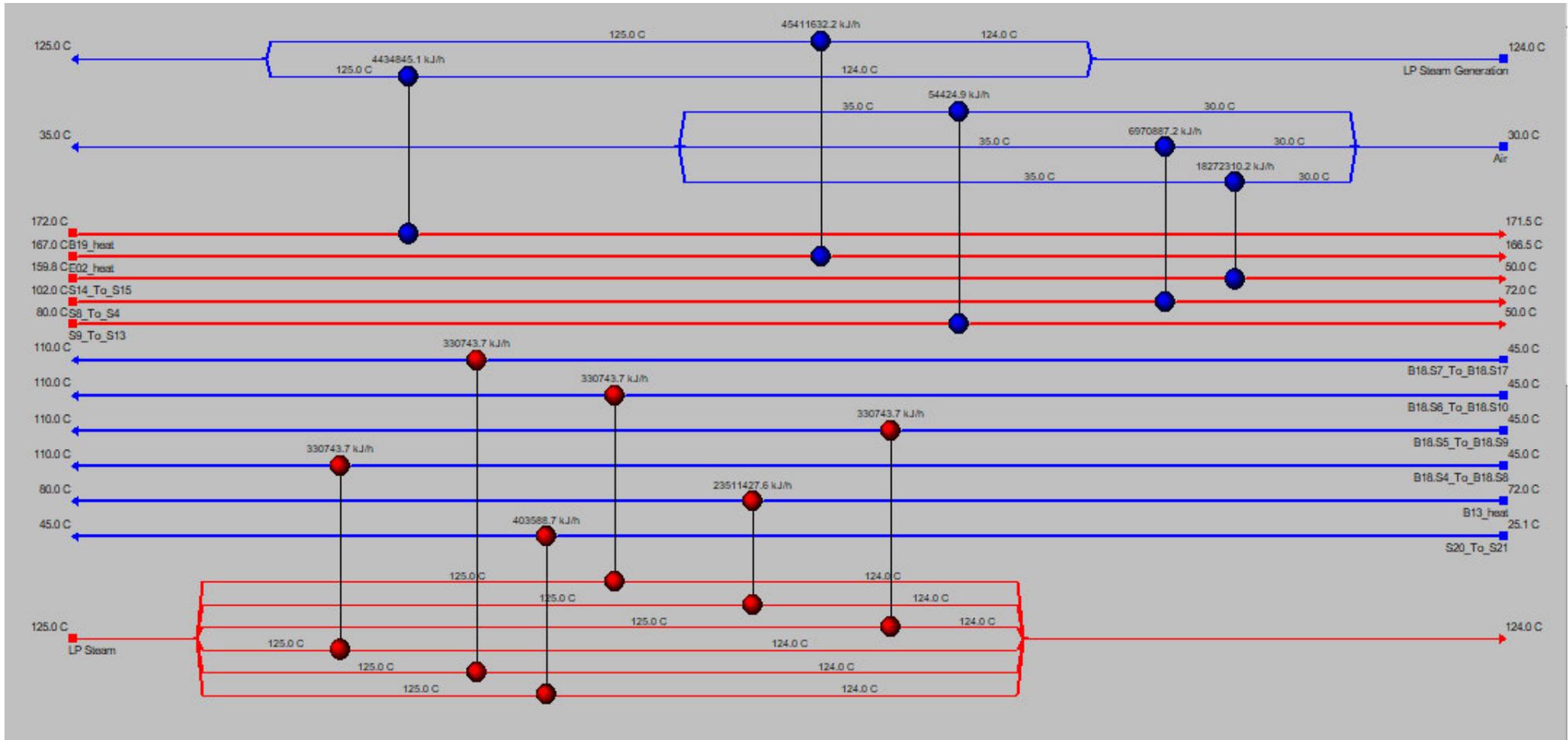


Figura 4.77: Análisis energético de la tecnología Toyo en Aspen Energy Analyzer

En las Figuras 4.78, 4.79, 4.80, 4.81, 4.82, 4.83, 4.84, 4.85, 4.86, 4.87 y 4.88 se ilustra el análisis energético de todos los intercambiadores que forman parte del proceso de producción de úrea.

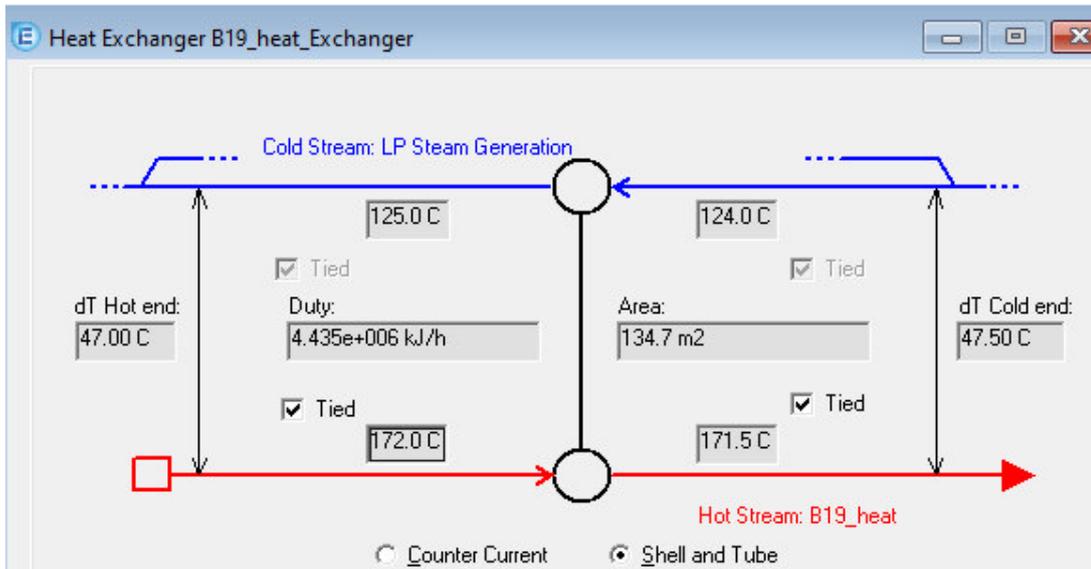


Figura 4.78: Análisis energético del intercambiador de calor B19 en Aspen Energy Analyzer

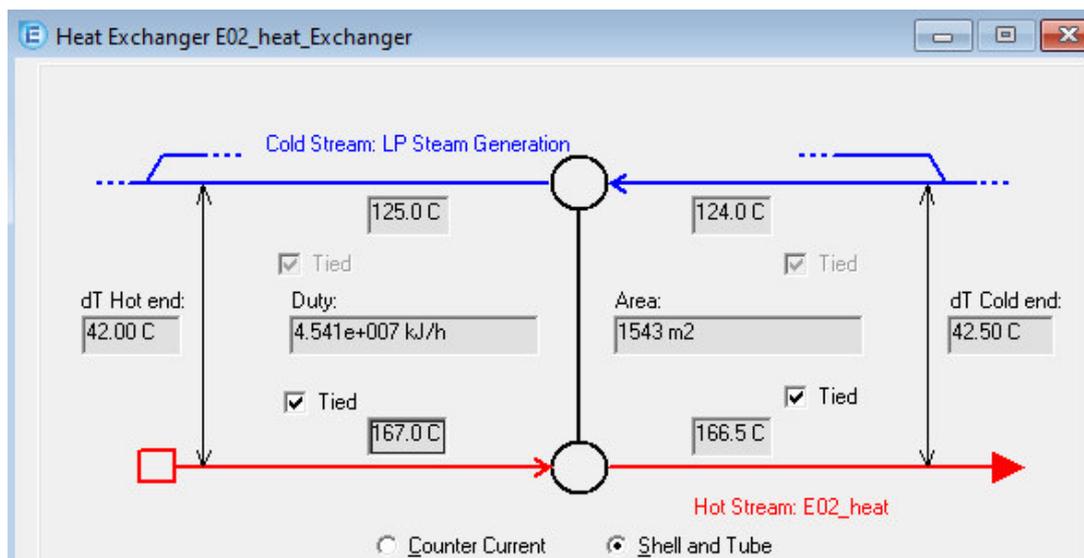


Figura 4.79: Análisis energético del intercambiador de calor E02 en Aspen Energy Analyzer

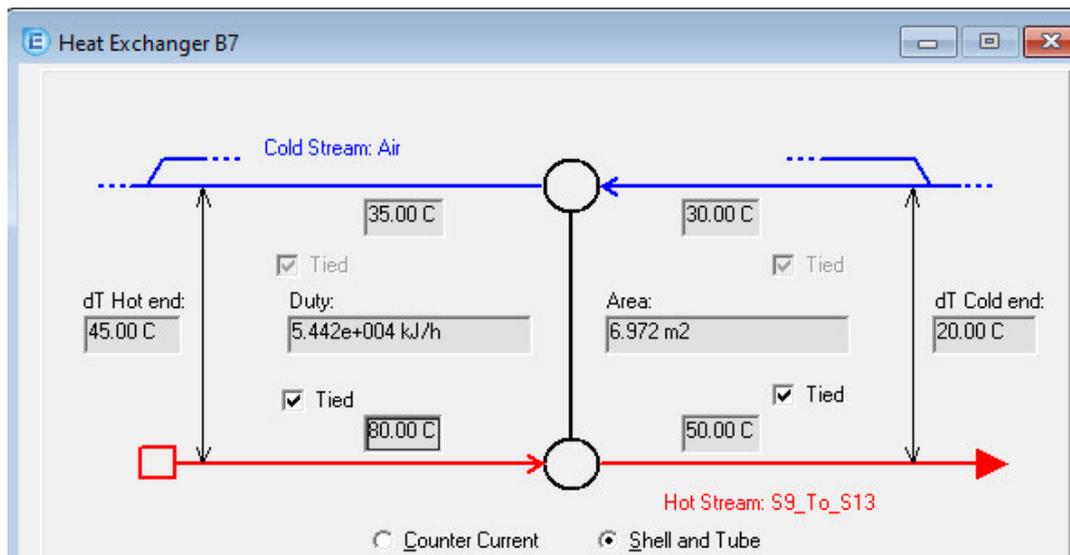


Figura 4.80: Análisis energético del intercambiador de calor B7 en Aspen Energy Analyzer

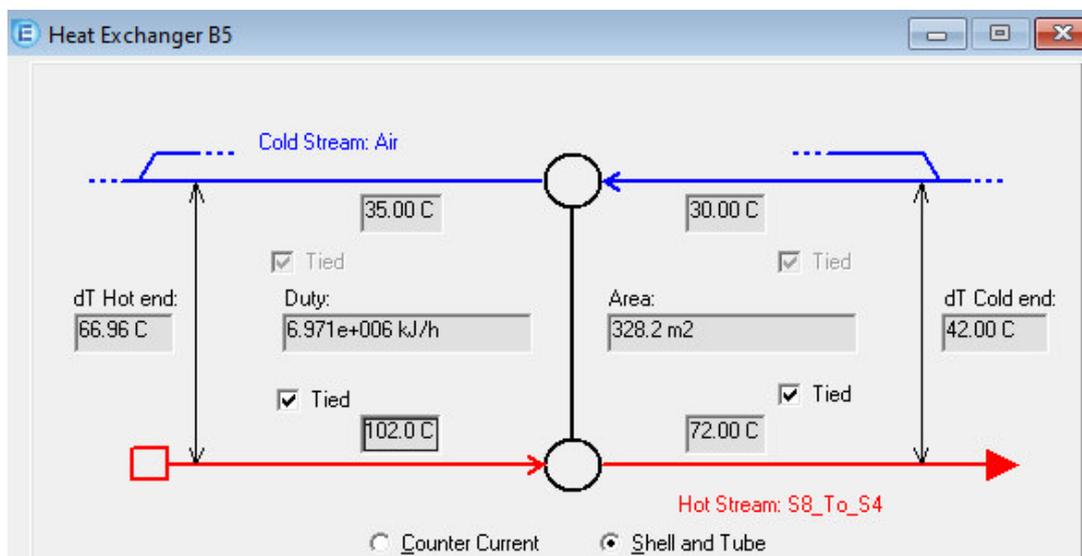


Figura 4.81: Análisis energético del intercambiador de calor B5 en Aspen Energy Analyzer

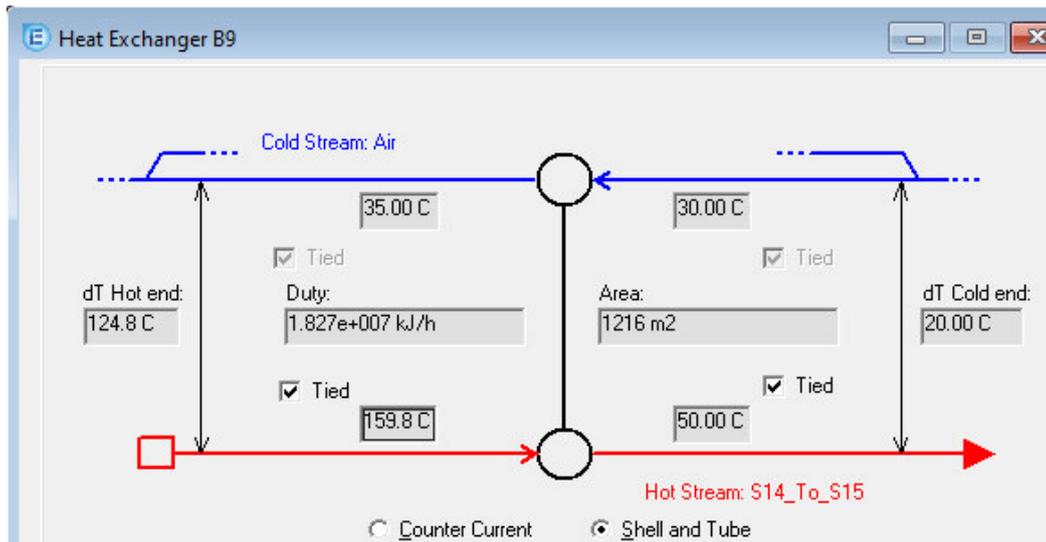


Figura 4.82: Análisis energético del intercambiador de calor B9 en Aspen Energy Analyzer

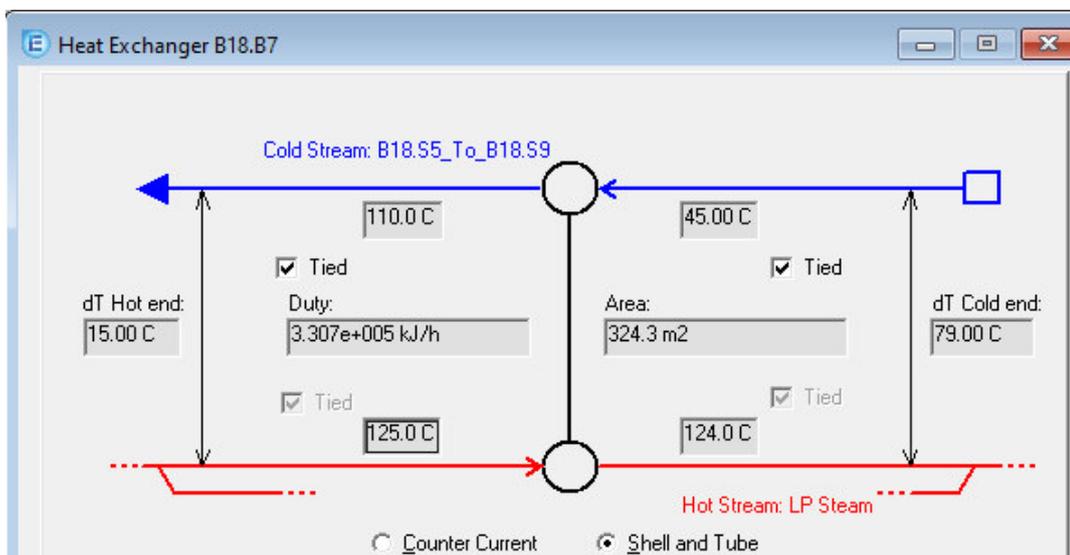


Figura 4.83: Análisis energético del intercambiador de calor B18.B7 en Aspen Energy Analyzer

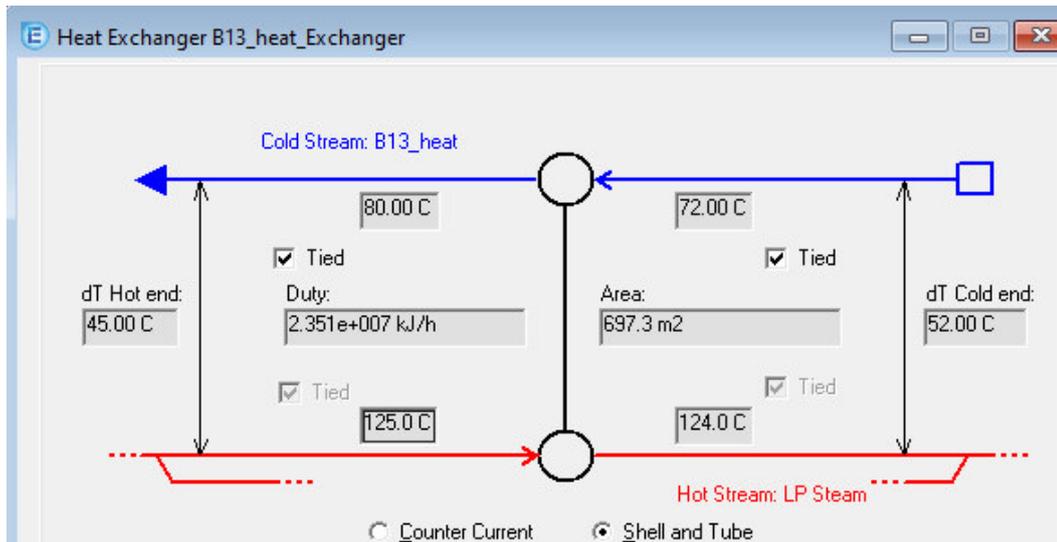


Figura 4.84: Análisis energético del intercambiador de calor B13 en Aspen Energy Analyzer

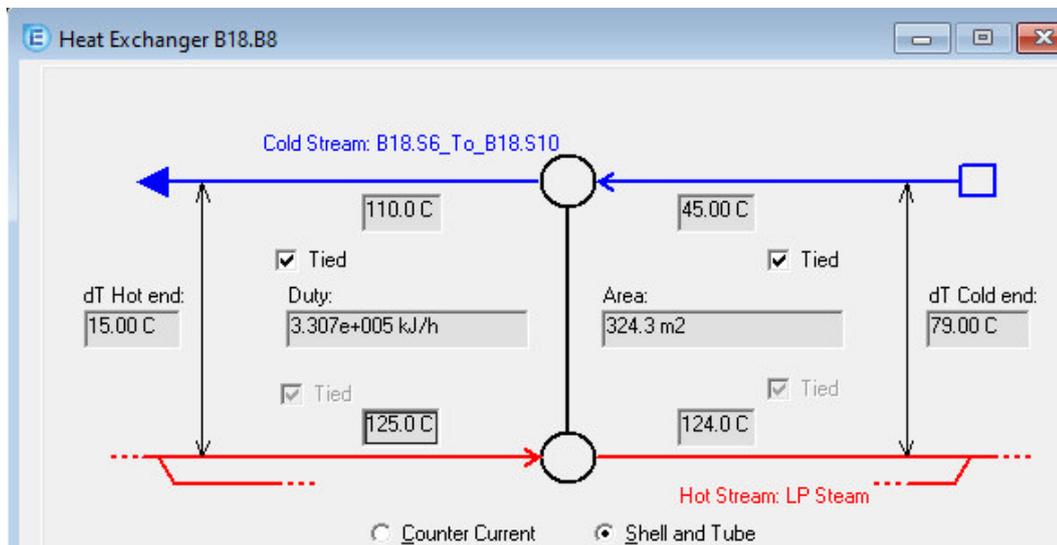


Figura 4.85: Análisis energético del intercambiador de calor B18.B8 en Aspen Energy Analyzer

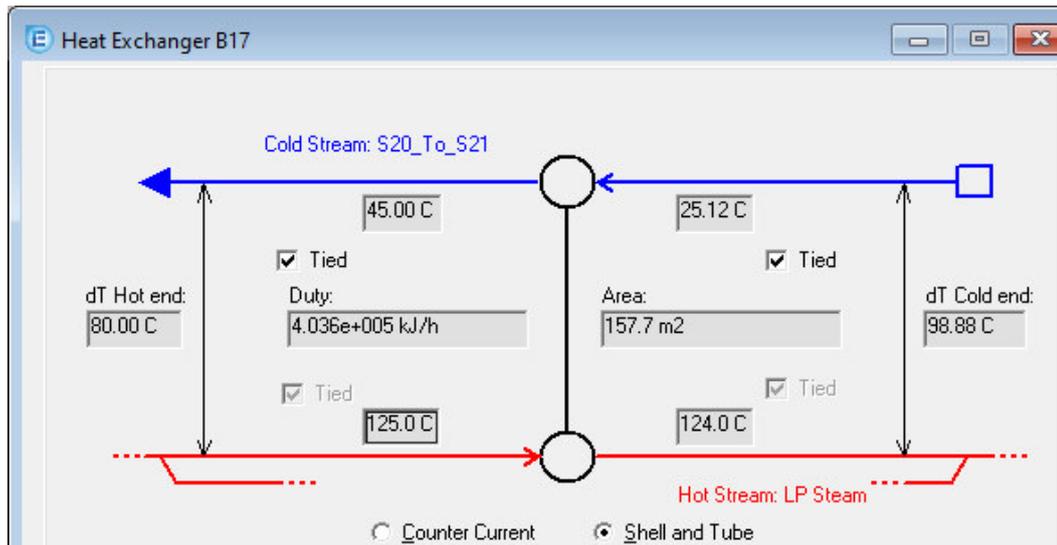


Figura 4.86: Análisis energético del intercambiador de calor B17 en Aspen Energy Analyzer

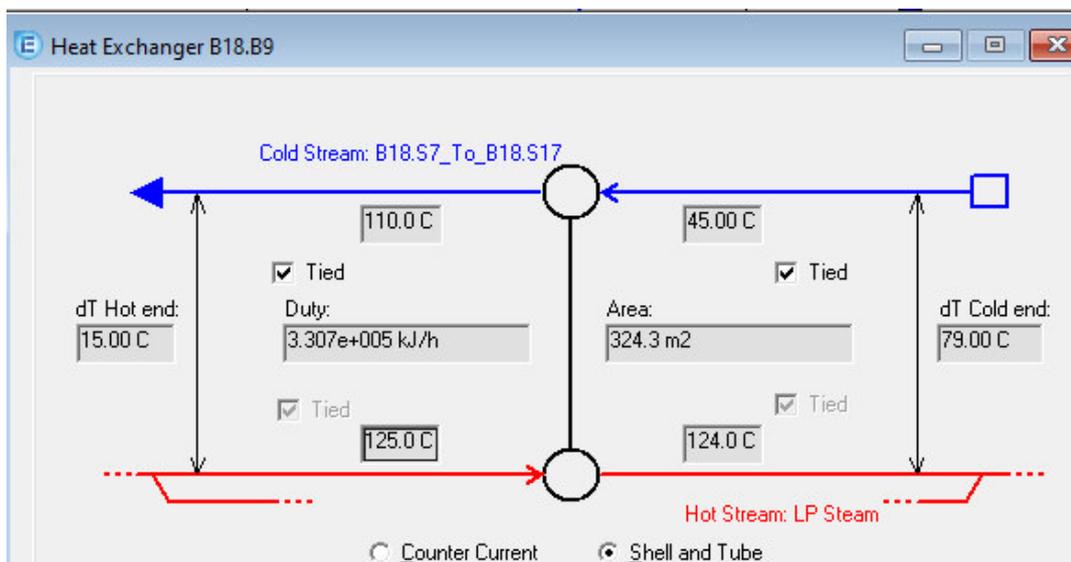


Figura 4.87: Análisis energético del intercambiador de calor B18.B9 en Aspen Energy Analyzer

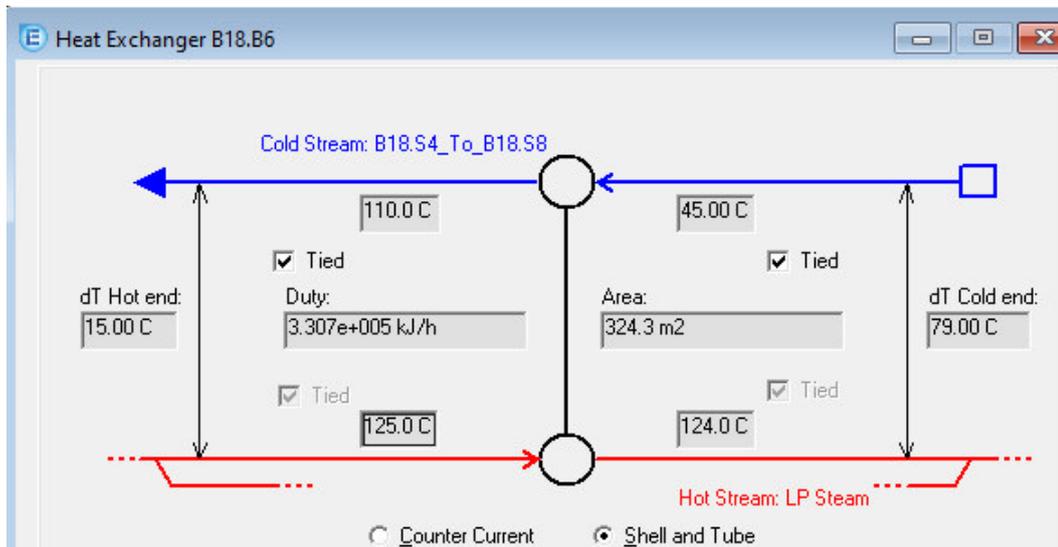


Figura 4.88: Análisis energético del intercambiador de calor B18.B6 en Aspen Energy Analyzer

En la Figuras 4.89 y 4.90 se ilustra el proceso con el análisis pinch y las líneas que representan el punto pinch caliente igual a 82°C y el punto pinch frío a 72°C, empleando un $\Delta T = 10^\circ\text{C}$. La diferencia entre estos dos es la inserción de un nuevo intercambiador de calor, además del ordenamiento de las corrientes en los intercambiadores de calor del diseño inicial.

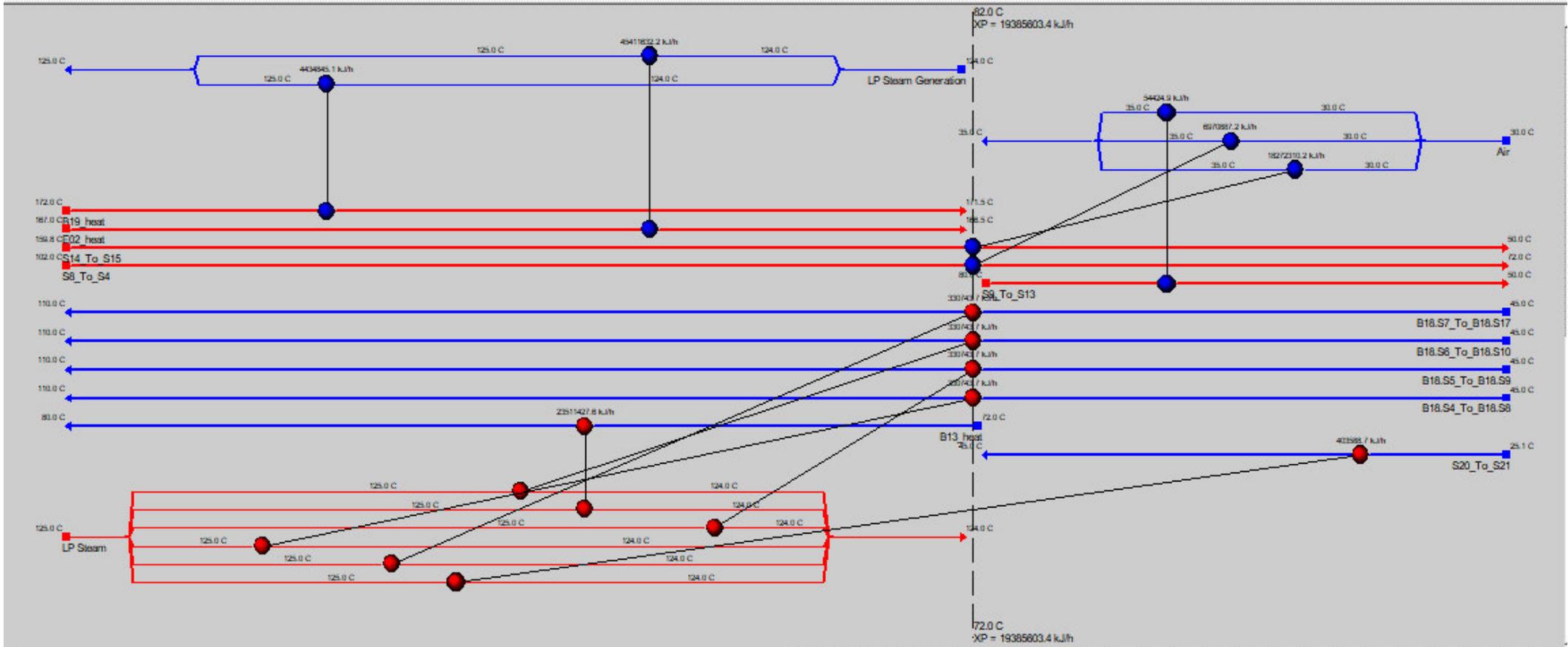


Figura 4.89: Análisis pinch 1 del proceso Toyo en Aspen Energy Analyzer

En la Figura 4.91, se ilustra el perfil de las curvas compuestas de los fluidos calientes y fríos del proceso. Representándose el fluido frío con el color azul y el caliente con el color rojo.

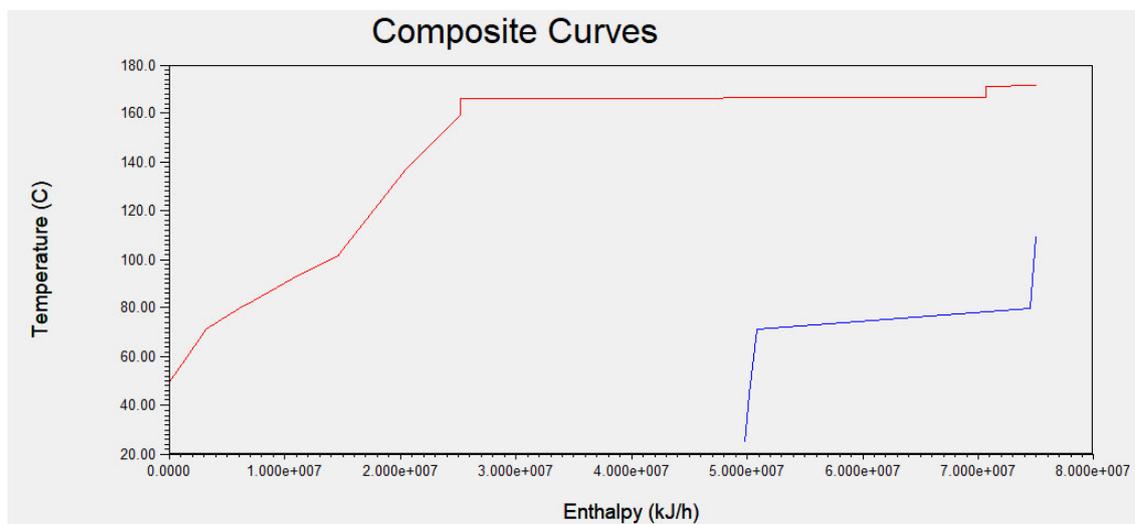


Figura 4.91: Curva compuesta de calor de la planta obtenida en Aspen Energy Analyzer

Con la propuesta y mejora del análisis pinch 1 y 2 para el proceso de producción de úrea con la tecnología Toyo se determinó:

Tabla 4.43: Mejora de eficiencia energética con el análisis pinch de Aspen Energy Analyzer

	Actual	Objetivo	Ahorro	% del Actual
Servicios Auxiliares totales (MMkcal/h)	23.98	11.92	12.06	50.28
Servicios auxiliares de calentamiento (MMkcal/h)	6.028	0	6.03	100
Servicios auxiliares de enfriamiento (MMkcal/h)	17.95	11.92	6.0	33.59

Con el análisis pinch propuesto se reduce el 50.28% del consumo actual de energía.

4.5 Análisis económico de la planta después de efectuar el análisis pinch

Para la reducción de los costos operativos, se tendrá que modificar el ordenamiento de los equipos y cambiar los intercambiadores de calor propuestos en la etapa inicial del trabajo, dicho análisis económico se detalla en los Anexos de la presente investigación, debido a que el procedimiento de cálculo del VAN y el TIR es el mismo que se realizó previamente. A continuación, en las Tablas 4.44 y 4.45 se ilustran los indicadores económicos de flujo.

Tabla 4.44: Comparación de los indicadores económicos del flujo de caja económico antes y después de la optimización del análisis pinch

Indicadores económicos	Valores de la propuesta de planta inicial	Valores de la planta optimizada
Valor Actual Neto Económico (VANE) en MMUS\$	6	41
Tasa Interna de Retorno Económico (TIRE)	15.68%	20.31%
Periodo de Retorno de la Inversión (PRI) en años	9.59	7.01

Tabla 4.45: Comparación de los indicadores económicos del flujo de caja financiero antes y después de la optimización del análisis pinch

Indicadores económicos	Valores de la propuesta de planta inicial	Valores de la planta optimizada
Valor Actual Neto Financiero (VANF) en MMUS\$	50	78
Tasa Interna de Retorno Financiero (TIRF)	25.61%	34.06%
Periodo de Retorno de la Inversión (PRI) en años	5.36	3.82

Con la implementación de la nueva configuración de la planta, se determina que el VAN económico y financiero aumentan de 6 a 41, y de 50 a 78 MMUS\$ respectivamente. El Periodo de retorno de la inversión (PRI), disminuye hasta 7 años en el económico y hasta 3 años con nueve meses en el financiero, demostrando que se incrementa la viabilidad de implementación de la planta de úrea.

CONCLUSIONES

- Se ha realizado una simulación base de las tres tecnologías de obtención de úrea para determinar su respectivo consumo energético. Después del análisis energético de las tecnologías: Toyo, Snamprogetti y Stamicarbon para la producción de úrea a partir de gas natural, se seleccionó el desarrollado por la compañía Toyo, debido a que es el proceso de menor consumo energético (23.98 MMKcal/h) y el que obtuvo una máxima conversión de CO₂ (60%).
- La tecnología Toyo presenta un bajo consumo de servicios auxiliares y costo de mantenimiento, lo que se traduce en un menor costo operativo (OPEX) que las otras tecnologías, ello se debe al ahorro energético del proceso; sin embargo, esta tecnología tiene un alto costo de capital (CAPEX) debido a que posee más intercambiadores de calor y que su reactor de síntesis opera a una alta presión (238 atm), que es mucho mayor que las de los otros dos procesos.
- El proceso Toyo tiene un CAPEX alto de acuerdo al análisis económico y flujo de caja del proyecto realizado en la presente investigación, definiendo como tiempo de operación de la planta a 10 años, demostrándose que si es económicamente viable, ello se verifica a través de los siguientes indicadores económicos: un Valor Actual Neto Financiero 50 MMUS\$ y una Tasa Interna de Retorno Financiero de 25.61%. Finalmente, se espera recuperar la inversión tras un periodo de aproximadamente 5 años y 4 meses.
- Luego de comprobar que el proyecto fuera viable, se realizó el análisis pinch del proceso para disminuir aún más el consumo energético, modificando de esta manera, el dimensionamiento y en consecuencia el costo de los equipos del proceso, reduciendo el 50.28% del consumo actual de energía.

- Finalmente se realizó una reevaluación del análisis económico y el flujo de caja del proyecto, obteniendo un Valor Actual Neto Financiero de 78 MMUS\$ y una Tasa Interna de Retorno Financiero de 34.06%. Finalmente, se espera recuperar la inversión tras un periodo de aproximadamente en 3 años y 10 meses.
- Se concluye que para que el proyecto sea viable debe producirse una cantidad adicional de úrea con la finalidad de exportación, determinándose que si la planta produce 480000 TM/año, se obtendría un costo de producción de 100 MM US\$/año, optimizando la viabilidad del proyecto. La planta de úrea diseñada, su capacidad máxima es 550000 TM/año, la cual puede producir 415,000 TM/año para satisfacer la demanda nacional, generando un costo de producción de 115.8 MM US\$/año. Teniendo en cuenta que el precio promedio de importación de úrea en los últimos 13 años ha sido 125 MM US\$/año,

RECOMENDACIONES

- Se recomienda para un posterior análisis, determinar el periodo de operación de la planta de acuerdo con el licenciante.
- Una de las materias primas para la producción de úrea es el dióxido de carbono, el cual tiene un alto impacto en los costos de producción en la presente investigación. Por tal razón, se debe realizar un análisis costo – beneficio de un posible quemado, captura y almacenamiento de CO₂ a partir del gas natural, la compra de este gas a las plantas de licuefacción de Melchorita y planta de fraccionamiento de Pisco reemplazando así su importación.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Abdel, N.& Ismail, I. (2020). Simulation of ammonia production using Hysys software. *Chemical and Process Engineering Research*, 62,14 – 22.
- Adeel, H.; Imran, M.; Rasool, N. & Usman, M. (2014). *TOYO'S ACES Process for urea synthesis*. University of Wah, Pakistan.
- AGRODATAPERÚ. (2021). *La mejor información sobre comercio exterior agropecuario del Perú*. Perú. Recuperado de <https://www.agrodataperu.com>
- Ali, M. & Anantharam, A. (2019). Process simulation of high pressure urea production from carbon dioxide and ammonia. *International Research Journal of Engineering and Technology*, 6(4), 381 – 386.
- Alfian, M. & Purwanto, W. (2019). Multi – objective optimization of green urea production. *Energy Science & Engineering*, 1, 294 – 295.
- Alkusayer, K & Ollerhead, A. (2015). *Ammonia synthesis for fertilizer production*, Worcester Polytechnic Institute, United States.
- Aly, M. (2019). Empirical modeling of urea synthesis chemical equilibria. *Internal Journal of Innovative Technology and Exploring Engineering (IJITEE)*, 8 (12), 727.
- Ayuso, I. (2020). *Viabilidad económica y optimización de un proceso de producción de urea a partir de CO₂ residual*. Universidad del País Vasco, España.
- Baboo, P. (2020). Snamprogetti (Saipem) urea process. *Fellow of Institution of Engineers India*. 1, 1 – 10.
- Beek, J. (1962). Design of packed catalytic reactors, *Advances in Chemical Engineering*, 3, 203.
- Bhaskar, K. & Chandra Das, P. (2007). *Manufacture of urea*. National Institute of Technology, India.
- Binti, R. (2007). *Steady state modeling of urea synthesis loop*. Universiti Teknologi Petronas, Malaysia.

- Bloch, H. (2019). *Compressors and modern process applications*. New Jersey, Estados Unidos: Wiley – Interscience.
- Bridgen, K. & Stringer, R. (2020). *Ammonia and urea production: Incidents of ammonia release from the Profertil Urea and ammonia facility*, Bahia Blanca, Argentina. Greenpeace Research Laboratories, 4 – 11.
- Casanova, O.; Barbazan, M. & Barreto, P. (2015). *Tecnología de los fertilizantes*. Universidad de la República, Uruguay.
- Carneiro, P. & Szklo, A. (2016). Urea imports increasing demand pressure from the biofuels industry and the role of domestic natural gas for the country's urea production growth. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 29, 188 – 200.
- Celli, F. (1953). *Chemical engineering factors in the preparation of urea from carbonyl sulfide and anhydrous ammonia*, Ohio State University, United States.
- Chauvel, A. & Lefebvre, G. (1989). *Petrochemical process*. Paris, Francia: Editions Technip.
- Chinda, R. (2019). *Process intensification applied to urea production process*. Universidade Federal Do Rio De Janeiro, Brazil.
- Chinda, R.; Yamamoto, C.; Lima, D. & Pessoa, F. (2019). Industrial urea process – simulation and validation. *Internal Journal of Advanced Engineering Research and Science*, 6(8), 324 – 330.
- Cotabarren, I; Bertín, D.; Piña, J.; Bucalá, V. & Romagnoli, J. (2009). Dynamic Simulation and optimization of a urea granulation circuit. *Chemical Engineering Transactions*, 17, 723 – 728.
- Cotabarren, I. (2012). *Modelado y simulación del sector de granulación de una planta de úrea*, Universidad Nacional del Sur, Argentina.
- Cotabarren, I.; Bucalá, V. & Piña, J. (2012). Circuito de granulación de úrea: Análisis de diagramas de flujo alternativos. *Revista Argentina de Ingeniería*, 1, 67 – 72.

Cristóbal, A. (2014.) *Proceso industrial de úrea*. Universidad Alas Peruanas, Perú.

Cundall, P. & Strack, D. (1979). A discrete numerical model for granular assemblies. *Geotechnique*, 50(1), 47 – 65.

De Haas, W.; Hecker, M. & Van der Linden, M. (2016). *Snamprogetti urea production and purification*. University of Groningen, Netherlands.

Dente, M; Pierucci, S.; Sogaro, A.; Carloni, G. & Rigolli, E. (1988). Simulation program for urea plants. *Computacional Chemical Engineering*, 12 (5), 389 – 400.

Dirección General de Hidrocarburos. (2008). *Libro Anual de Recursos de Hidrocarburos*. Recuperado de <http://www.minem.gob.pe>

Dirección General de Hidrocarburos. (2009). *Libro Anual de Recursos de Hidrocarburos*. Recuperado de <http://www.minem.gob.pe>

Dirección General de Hidrocarburos. (2010). *Libro Anual de Recursos de Hidrocarburos*. Recuperado de <http://www.minem.gob.pe>

Dirección General de Hidrocarburos. (2011). *Libro Anual de Recursos de Hidrocarburos*. Recuperado de <http://www.minem.gob.pe>

Dirección General de Hidrocarburos. (2012). *Libro Anual de Recursos de Hidrocarburos*. Recuperado de <http://www.minem.gob.pe>

Dirección General de Hidrocarburos. (2013). *Libro Anual de Recursos de Hidrocarburos*. Recuperado de <http://www.minem.gob.pe>

Dirección General de Hidrocarburos. (2014). *Libro Anual de Recursos de Hidrocarburos*. Recuperado de <http://www.minem.gob.pe>

Dirección General de Hidrocarburos. (2015). *Libro Anual de Recursos de Hidrocarburos*. Recuperado de <http://www.minem.gob.pe>

Dirección General de Hidrocarburos. (2016). *Libro Anual de Recursos de Hidrocarburos*. Recuperado de <http://www.minem.gob.pe>

Dirección General de Hidrocarburos. (2017). *Libro Anual de Recursos de Hidrocarburos*. Recuperado de <http://www.minem.gob.pe>

Dirección General de Hidrocarburos. (2018). *Libro Anual de Recursos de Hidrocarburos*. Recuperado de <http://www.minem.gob.pe>

Dirección General de Hidrocarburos. (2019). *Libro Anual de Recursos de Hidrocarburo*. Recuperado de <http://www.minem.gob.pe>

Dirección General de Hidrocarburos. (2015). *Petroquímica y el desarrollo industrial*. Recuperado de <http://www2.congreso.gob.pe>

Dosa, M. (2021). Dynamic flowsheet simulation of solids processes and its application to fluidized bed spray granulation. *Cuvillier Verlag Gottinge*, 1, 2 – 13.

Edrisi, A.; Mansoori, Z. & Dabir, B. (2016). Urea synthesis using chemical looping process - techno-economic evaluation of a novel plant configuration for a green production. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 44, 42 - 51.

Energy Star. (2017). *Energy efficiency and cost saving opportunities for ammonia and nitrogenous fertilizer production*. Recuperado de <https://www.energystar.gov>

Environment Agency Austria. (2017). *Production of ammonia, nitric acid, urea and N – Fertilizer*. Recuperado de: <http://ww3.umweltbundesamt.at>

Escobar, E. (2009). *La industria petroquímica (IPQ): Situación actual y planeación estratégica*. Universidad Nacional Autónoma de México, México.

Espinoza, J. (2012). *La úrea y su comercialización en Chile*. Ministerio de Agricultura – Gobierno de Chile, 1 - 10.

Fernando, C.& Purwanto, W. (2021). Techno – economic analysis of a small – scale power – to – green urea plant. *The 1st Journal of Environmental Science and Sustainable Development Symposium*, 1, 1 – 2.

Fertiberia. (2006). *Fábrica de Palos – Huelva*. Recuperado de: <https://www.grupofertiberia.com>

Goharrokhi, M. & Otadi, M. (2011). Urea synthesis reactor modeling. *2nd International Conference on Chemical Engineering and Applications*, 3, 86.

Gou, Z. (2017). *Monetization of stranded gas through ammonia and urea production*. Texas A&M University, United States.

Hernández, I. (2012). *La industria petroquímica en México y el rol de PEMEX en su desarrollo*. Instituto Politécnico Nacional, México.

Dyment, J.; Reimers, C. & Beck, R. (2014). Overview of solids modeling for chemical processes. *Chemical Industry Digest*, 1, 1 – 4.

Hydrocarbon Processing. (2010). *Petrochemical process*. United States: Gulf Publishing Company.

Hyman, M.H. (1967). *Computational study of a refinery hydrogen plant*, University of California, United States.

Jeenchay, J. & Siemanond, K. (2018). Ammonia/urea production process simulation/ optimization with techno – economic analysis. *Computer Aided Chemical Engineering*, 43, 385 – 390.

Jiménez, M. (2017). *Ingeniería básica de una planta de producción de úrea de 8000 TN/Año*. Universidad Politécnica de Cartagena, Colombia.

Laub, A. & Pomatailla, F. (2015). ¿Por qué debe desarrollarse la petroquímica en el Perú? ¿Es suficiente la política de incentivos dictada por el Estado para su implementación? *Círculo de Derecho Administrativo*, 147 – 163.

Li, A. (2013). *Kinetic modeling of integrated ammonia – urea production process*, Universiti Teknologi Petronas, Malaysia.

Luyben, W. (2018). Plantwide control of a coupled reformer/ammonia process. *Chemical Engineering Research and Design.*, 134, 518 – 527.

Mane, V.; Ranveer, A. & Suryawanshi, M. (2016). Improvement reactor efficiency of urea. *International Journal of Science Technology and Management*, 5 (1), 291 – 298.

Mantoan, F. (2019). *Design and simulation of hydrogenation processes for CO₂ conversion to C – 1 Chemicals*, University of Padova, Italia.

Matar, S. & Hatch, L. (2000). *Chemistry of petrochemical processes*. Houston, Estados Unidos: Gulf Publishing Company.

Mathias, P. (1983). A versatile phase equilibrium equation of state. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development*, 22, 385 – 391.

Maximize Market Research. (2021). Estados Unidos. Recuperado de: <https://www.maximizemarketresearch.com>

Ministerio del Medio Ambiente, Medio Rural y Marino (Gobierno Español). (2009). *Mejores técnicas disponibles en referencia europea, "Industria química inorgánica de gran volumen de producción (Amoniac, ácidos y fertilizantes)"*. Recuperado de: <http://www.prtr-es.es>

Merchant Research & Consulting Ltd. (2021). United Kingdom. Recuperado de: <https://mcgroup.co.uk>

Miles D.H. & Wilson G.M. (1975). *Vapor liquid equilibrium data for design of sour water strippers*, Annual Report to the API for 1974, October.

Ministerio de Planificación y Desarrollo – Venezuela. (2005). *Plan nacional del sector petroquímico*. Recuperado de: <https://www.yumpu.com>

Moe, J.H. and Gerhard, E.R. (1965), Preprint 36d, 56th National Meeting, *American Institute of Chemical Engineers*, May 1965.

Navarro, F. (2020). *Simulación y propuesta de mejora de una planta de producción de amoniac a partir de gas de síntesis*. Universidad de Alicante, España.

Nawaz, M. (2014). *Design of a fertiliser plant producing urea and ammonium sulphate from ammonia*. Teesside University, England.

Naz, M. & Sulaiman S. (2017). Attributes of natural and synthetic materials pertaining to slow-release urea coating industry. *Reviews in Chemical Engineering*, 33, 293 - 308.

Nielsen, A. (1968). *An investigation on promoted iron catalysts for the synthesis of ammonia*, 3rd ed., Jul. Gjellerups Forlag.

Nishikawa, G.; Yanagawa, T., Morikawa, H.; Sakata, E. & Kojima Y. (2008). *Large scale urea granulation plants base don TEC Technology Toyo Engineering Corporation*, 1, 1 – 12.

- Nuñez, E. (2007). *Fabricación de úrea en el país*. Universidad Nacional de Ingeniería, Perú.
- Nuñez, J. (2013). *Introducción a los procesos petroquímicos*. Universidad de Oriente, Venezuela.
- Oré, K. (2018). *Petroquímica en el Perú*. Universidad Nacional del Centro del Perú, Perú.
- Osinermin. (2011). *Conceptos básicos en la industria petroquímica y su alcance*. Recuperado de: <http://gasnatural.osinerg.gob.pe>
- Osinermin. (2011). *Industria petroquímica*. Recuperado de: <http://gasnatural.osinerg.gob.pe>
- Osinermin. (2017). *La industria del gas natural en el Perú – A diez años del Proyecto Camisea*. Recuperado de: <https://www.osinergmin.gob.pe>
- Osinermin. (2013). *Reporte de análisis económico sectorial de gas natural*. Recuperado de: <https://www.osinergmin.gob.pe>
- Peña, H. (2017). *Planta de amoníaco y úrea (PAU)*.
- Pérez, J. (2012). *Análisis tecnológico de la sección de síntesis en la planta de producción de úrea a instalarse en la provincia de Cienfuegos*. Universidad Central Marta Abreu de las Villas, Cuba.
- Porlles, J. & Cárdenas, J. (2009). Simulación y análisis económico preliminar de un complejo de fertilizantes usando gas de Camisea. *Revista Peruana de Ingeniería Química*, 12 (2), 62 – 71.
- Prada, A. (2017). *Sistema de gestión de la energía en una planta de fabricación de úrea*. Universidad Politécnica de Madrid, España.
- Promigas. (2021). *Informe del sector gas natural en Perú*. Recuperado de: <http://www.promigas.com>
- Puangubol, S. & Wetwatana, U. (2012). A study of ammonia synthesis over iron – based catalyst using Aspen Plus. *The Journal of Industrial Technology*, 8 (2), 75 – 81.

- Puspita, A.; Prawati, G. & Fatimah, I. (2017). Chitosan-modified smectite clay and study on adsorption - desorption of urea, *Chemical Engineering Transactions*, 56, 1645 -1650.
- Rahimpour, M. & Asgari, A. (2008). Modeling and simulation of ammonia removal from purge gases of ammonia plants using a catalytic Pd – Ag membrane reactor. *Journal of Hazardous Materials*, 153, 557 – 565.
- Ramírez, E. & Barroeta, A. (2017). *Evaluación técnica y económica para la fabricación de la urea en México*. Instituto Politécnico Nacional, México.
- Rasheed, S. (2011). Revamping urea synthesis reactor using Aspen Plus. *UreaKnowHow*, N° September, 1 – 15.
- Rebolledo, M. (2008). *Estudio de prefactibilidad técnico y económico de una planta de amoniaco*. Pontificia Universidad Católica de Valparaíso, Chile.
- Robles, J. (2012). *Ducto al sur y desarrollo*. Ministerio de Energía y Minas.
- Saipem. (2014). *The Snamprogetti urea technology*. Recuperado de: <https://www.saipem.com>
- Sánchez, G. (2020). *Análisis de la alternativa para el uso de gas natural en Ecuador para producir urea proveniente del proceso petroquímico del amoniaco*. Universidad de Guayaquil, Ecuador.
- Satyro, M.; Li, Y.; Agarwal, R. & Santollani, O. (2004). Modelling urea processes: A new thermodynamic model and software integration paradigm. *Online Chemical Engineering Information*, 1, 1 – 20.
- Schmidt, J. (2011). *The use of ammonium carbamate as a high specific thermal energy density material for thermal management of low grade heat*, Universidad de Dayton, Estados Unidos.
- Schwartzentruber, J. & Renon, H. (1989). Extension of UNIFAC to high pressures and temperatures by use of a cubic equation of state, *Industrial & Engineering Chemistry*, 28, 1049 – 1055.
- Sikder, S; Afrose, S. & Ruhul, Md. (2015). *Study of process parameters and optimization of process variables for the production of urea by using Aspen*

Hysys. International Conference on Mechanical, Industrial and Material Engineering 2015 (ICEMIME2015), 1, 1 – 6.

Slack, A. & James, G. (1974). *Ammonia*, Marcel Dekker, Inc., New York.

Tian, X. (2019). *Co – Production of urea and hydrogen/power from natural gas with zero carbon dioxide emissions*. University of California, United States.

Toyo Engineering Corporation. (2013). *ACES 21 Urea Process by Toyo*. Recuperado de: <https://www.toyo-eng.com>

Trypuc M., Kielkowska U. (1996). Solubility in the $\text{NH}_4\text{HCO}_3 + \text{NH}_4\text{VO}_3 + \text{H}_2\text{O}$ System, *Journal Chemical Engineering Data*, 41, 1005.

Turton, R.; Shaeiwitz, J.; Bhattacharyya, D. & Whiting, W. (2018). *Analysis, synthesis, and design of chemical processes*, Estados Unidos: Prentice Hall.

Wang, X. & Li S. (2017). *Application of computer process simulation in chemical synthesis of urea*, 59, 613 – 617.

Yadav, R. and R.G. Rinker. (1993). Steady-state methanation kinetics over a $\text{Ni}/\text{Al}_2\text{O}_3$ catalyst, *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 71, 202.

Yao, S; Jia X.; Huang, T. & Duan, L. (2015). Numerical simulation of bubble motion in boiling nanofluids based on Lattice Boltzmann method, *International Journal of Heat and Technology*, 33, 71- 76.

Yazhari, F. (1975). *Simulation model of a total recycle urea process*. Oregon State University, United States.

Yoke Yi, C. & Mahadzir, S. (2016). *Modeling of multiple reversible reaction system*, *Procedia Engineering: 4th International Conference on Process Engineering and Advanced Materials*, 148, 970 – 976.

Zahid, S.; Ramzan, N. & Rustam, M. (2014). Simulation and parametric study of urea decomposition section. *Pakistan Academy of Sciences*, 51(4), 277 – 288.

Zendehboudi, S.; Zahedi, G; Bahadori, A.; Lohi, A; Elkamel, A. & Chatzis, I.(2014). A dual approach for modelling and optimization of industrial urea reactor: Smart technique and grey box model. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 92(3), 469 – 485.

Zhang, X. & Yao, P. (2002). Simulation of high-pressure urea synthesis loop. *Ammonia Technical Manual*, 1, 189 – 192.

Zhang, X.; Yao, P.; Wu, D. & Yuan, Y. (2001). Simulation of urea reactor of industrial process. *Transactions on Engineering Sciences*, 30, 65 – 73.

Ziaei, M.; Panadhi, M.; Fanaei, M.; Rafiee A. & Khalilpour, K. (2020). Maximizing the profitability of integrated Fischer – Tropsch GTL process with ammonia and urea synthesis using response surface methodology. *Journal of CO₂*, 35, 14 – 27.

ANEXOS

ANEXO 01: TÉRMINOS CONCEPTUALES

- **Amoniaco:** Es un compuesto químico en estado gaseoso formado por la combinación de un átomo de nitrógeno y tres de hidrógeno.
- **Balanza comercial:** Registro de importaciones y exportaciones de un país en un periodo determinado, el saldo de la balanza comercial es la diferencia del total de las exportaciones y las importaciones en dicho periodo.
- **Biuret:** 2 moléculas de $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$ que se unen durante el proceso de manufactura cuando la temperatura del proceso de obtención de úrea es mayor a 132°C .
- **CAPEX:** Es el acrónimo de *capital expenditure*, que significa inversión que realiza una compañía para mantener o adquirir bienes de capital (fábricas, maquinaria, vehículos, etc).
- **Catalizador:** Sustancia química que aumenta la velocidad de una reacción química, los cuales no forman parte de los productos de reacción.
- **Carbamato de amonio:** Producto intermedio de la reacción de amoniaco y dióxido de carbono.
- **Complejo petroquímico:** Es un conjunto de plantas petroquímicas instaladas en una determinada zona geográfica.
- **Condensado:** Hidrocarburos líquidos que se forman a partir de la condensación de los hidrocarburos separados del gas natural, debido a cambios en la presión y temperatura de los reservorios del gas natural. Dicha mezcla de hidrocarburos la conforman etano, propano, butano, pentano y demás hidrocarburos de mayor peso molecular o una mezcla de los mismos.

- **DEA:** Dietanolamina.
- **DGH:** Dirección General de Hidrocarburos.
- **DIPA:** Diisopropanolamina.
- **Gas natural:** Mezcla de hidrocarburos que en condiciones de reservorio se encuentran en estado gaseoso o en disolución con el petróleo.
- **Gas asociado:** A condiciones de yacimiento está formando soluciones con el petróleo, y al producirse se separa de dicha fase.
- **Gas inerte:** No interviene en la transferencia de masa, es decir es una corriente constante.
- **Gas natural no asociado:** Se obtienen directamente del subsuelo y está en solución con hidrocarburos líquidos no más pesados que las gasolinas naturales.
- **GNV:** Gas Natural Vehicular
- **Henry Hub:** Es un tipo marcador que registra el precio del gas natural, el cual se registra en US\$/MM BTU.
- **Industria petroquímica:** Tipo de industria que enfatiza la producción de productos químicos a partir del gas natural y condensados y otros hidrocarburos líquidos.
- **Inversión dentro de los límites de batería (ISBL):** Es el costo de inversión de la propia planta.
- **Inversión fuera de los límites de batería (OSBL):** Constituye el costo de inversión en infraestructura del sitio y facilidades, costos de ingeniería y construcción y gastos de contingencia. Las inversiones OSBL pueden incluir: Plantas de generación eléctrica, plantas de generación de potencia, calderos,

torres de enfriamiento, plantas de aire, laboratorios, tanques de almacenamiento, carreteras de acceso a complejos, puertos, aeropuertos, etc.

- **KTM:** Miles de toneladas métricas.
- **MDEA:** Metil – dietanolamina.
- **MEA:** Monoetanolamina.
- **MMSCFD:** Millones de pies cúbicos estándar por día.
- **MMUS\$:** Millones de dólares.
- **OPEX:** Es el acrónimo de *Operating Expenses*, que se traduce como gastos operativos. Se refiere a todos los gastos que la empresa realiza para obtener licencias, gastos de publicidad, honorarios de trabajadores, pago de aseguradoras, costos de administración, pago de impuestos, renta de inmuebles, etc.
- **Pasivación:** Formación de una película relativamente inerte sobre la superficie de un material (frecuentemente un metal), que lo enmascara en contra de la acción de agentes externos, su uso frecuente es como una técnica anticorrosiva.
- **Reacción endotérmica:** Reacción química que requiere energía en forma de calor para su desarrollo, su variación de entalpía es un valor positivo.
- **Reacción exotérmica:** Reacción química que desprende energía en forma de calor, su variación de entalpía es un valor negativo.
- **Reacción reversible:** Es un tipo de reacción química, en la cual los productos de la reacción interactúan entre sí, produciéndose nuevamente los reactantes.

- **Stripping:** También se le denomina desorción. Proceso de separación física de uno o más componentes de una corriente líquida empleando una corriente de gas o vapor como medio.
- **TCF:** Trillones de pies cúbicos.
- **TEA:** Trietanolamina.
- **TM:** Tonelada métrica.
- **Úrea:** Compuesto químico cristalino e incoloro, de fórmula $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$, cuyo principal uso es como fertilizante.

ANEXO 02: COSTO DE EQUIPOS – ANÁLISIS PINCH

Tabla A.1: Costos de equipos – Análisis pinch

Unidad	Código	Costo Total (US\$) - 2021
Intercambiadores de calor	CO-CONV.E-206	\$ 18,184.54
	CO-CONV.E-207	\$ 170,336.84
	CO-CONV.E-208	\$ 87,941.89
	E-205_B-206	\$ 257,408.88
	E210	\$ 140,368.23
	E211	\$ 1,471,638.39
	PRECOOL	\$ 111,191.37
	COOLER1	\$ 53,543.93
	COOLER2	\$ 46,223.54
	COOLER3	\$ 40,838.24
	COOLER4	\$ 36,974.12
	E004	\$ 17,599.64
	E002	\$ 218,608.94

Unidad	Código	Costo Total (US\$) - 2021
	SINTESIS.R001-HA*	\$ 168,257.20
	SINTESIS.R001-HB*	\$ 148,128.83
	SINTESIS.R001-HC*	\$ 135,759.84
	E001A*	\$ 72,326.56
	E003	\$ 91,667.94
	REFRIG1	\$ 48,754.06
	REFRIG2	\$ 13,952.42
	Ex-B5	\$ 100,501.41
	Ex-B7	\$ 14,989.10
	Ex-B9	\$ 348,109.74
	Ex-B17	\$ 14,989.10
	Ex-B18.B6	\$ 99,649.87
	Ex-B18.B7	\$ 99,649.87
	Ex-B18.B8	\$ 99,649.87
	Ex-B18.B9	\$ 99,649.87
Intercambiadores de calor		

Unidad	Código	Costo Total (US\$) - 2021
Bomba	B-2	\$ 1,009,679.26
Compresores	Comp-B1	\$ 6,655,791.74
Compresores	Comp-B15	\$ 2,603,915.39
	Comp-B10	\$ 1,182,599.34
	Comp-B24	\$ 1,275,040.89
	COMPR-B	\$ 3,193,039.96
	COMP1	\$ 3,728,657.19
	COMP2	\$ 3,723,980.73
	COMP3	\$ 3,960,304.84
	COMP4	\$ 4,239,695.84
Separadores	Vessel-B11*	\$ 138,879.84
	Vessel-B12*	\$ 209,352.93
	Vessel-B16*	\$ 148,559.01
	F001	\$ 612,615.60
	D001	\$ 893,094.15

Unidad	Código	Costo Total (US\$) - 2021
	PURGE	\$ 448,178.39
	F002	\$ 883,958.75
Separadores	08-E007F	\$ 130,070.70
	D002	\$ 210,114.21
	SPLIT-1	\$ 196,628.62
	ABSORBER	\$ 407,069.09
	STRIPPER	\$ 474,062.03
Reactores	Reactor E02*	\$ 594,551.44
	Reactor R01*	\$ 2,384,721.24
	Reactor B13*	\$ 283,387.73
	Reactor B19*	\$ 279,157.17
	R001-A*	\$ 650,821.06
	R001-B*	\$ 676,517.18
	R001-C*	\$ 818,955.78
	R002*	\$ 1,897,651.51

Unidad	Código	Costo Total (US\$) - 2021
	HT-SHIFT	\$ 2,259,345.84
	LT-SHIFT	\$ 2,719,714.49
Reactores	PREF	\$ 1,764,939.43
	SREF	\$ 1,573,190.62
	METH	\$ 167,996.08
Torre de recuperación	Torre de recuperación B-11*	\$ 1,184,774.43
Granulador	Granulador B18.3*	\$ 612,561.23
	Granulador B18.4*	\$ 589,994.61
	Granulador B18.5*	\$ 651,941.33
Scrubber	Venturi S-B29*	\$ 140,402.40
	Venturi S-B30*	\$ 140,076.14
Screen	Cortadora*	\$ 143,260.48
	Chancadora*	\$ 141,469.29
Dryer	Secador atmosférico*	\$ 51,124.53

ANEXO 03: CRONOGRAMA DE PAGOS – ANÁLISIS PINCH

Tabla A.2: Cronograma de pagos - Análisis pinch

Años	Saldo Inicial (MMUS\$)	Cuota Anual (MMUS\$)	Intereses (MMUS\$)	Amortización (MMUS\$)	Saldo Final (MMUS\$)
1	98.4	17.4	11.8	5.6	92.8
2	92.8	17.4	11.1	6.3	86.5
3	86.5	17.4	10.4	7.0	79.5
4	79.5	17.4	9.5	7.9	71.6
5	71.6	17.4	8.6	8.8	62.8
6	62.8	17.4	7.5	9.9	52.9

Años	Saldo Inicial (MMUS\$)	Cuota Anual (MMUS\$)	Intereses (MMUS\$)	Amortización (MMUS\$)	Saldo Final (MMUS\$)
7	52.9	17.4	6.3	11.1	41.8
8	41.8	17.4	5.0	12.4	29.4
9	29.4	17.4	3.5	13.9	15.5
10	15.5	17.4	1.9	15.5	0.0
Total		174.1	75.7	98.4	

Rubro	Años										
	AÑO 0	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
Valor Rescate de Capital Trabajo											0
Total Ingresos		180	180	180	180	180	180	180	180	180	193
Costos de producción		108	108	108	108	108	108	108	108	108	108
Variación de Capital de Trabajo		0	2	2	3	3	4	4	5	5	6

Rubro	Años										
	AÑO 0	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
Cargo Fijo		6	6	6	6	6	6	6	6	6	6
Impuestos		16	16	16	16	16	16	16	16	16	16
Inversión	197										
Total, Egresos	197	131	132	133	133	134	134	135	135	136	136
Flujo Económico Neto (MMUS\$)	-197	49	48	47	47	46	46	45	45	44	57

Rubro	Años										
	AÑO 0	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
Flujo Neto Actualizado	-197	43	36	31	27	23	20	17	15	13	14
Flujo Neto Acumulado (MMUS\$)	-197	-154	-118	-87	-60	-37	-17	0	14	27	41

Rubro	Años										
	AÑO 0	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
Intereses (CUOTA ANUAL)		17	17	17	17	17	17	17	17	17	17
Impuesto		11	11	11	11	11	11	11	11	11	11
Inversión (MMUS\$)											
Total, Egresos (MMUS\$)	-98	143	144	145	145	146	146	147	147	148	148

Rubro	Años										
	AÑO 0	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
Flujo Financiero (MMUS\$) Neto	-98	37	36	35	35	34	34	33	33	32	44
Flujo Actualizado Neto	-98	32	27	23	20	17	15	12	11	9	11
Flujo Acumulado (MMUS\$) Neto	-98	-66	-39	-16	4	21	35	47	58	67	78