

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

DISEÑO DE UNA PLANTA PARA LA OBTENCIÓN DE AMONIACO A PARTIR DE CASCARILLA DE ARROZ

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERO
QUÍMICO**

JEFFERSON GERARDO VÁSCONEZ HIDALGO

(jefferson.vasconez@outlook.com)

DIRECTOR: ING. ANDRÉS GABRIEL CHICO PROAÑO, MSc.

(andres.chico@epn.edu.ec)

Quito, Noviembre 2017

© Escuela Politécnica Nacional (2017)
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo, Jefferson Gerardo Vásquez Hidalgo declaro que el trabajo aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

La Escuela Politécnica Nacional puede hacer uso de los derechos correspondientes a este trabajo, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normativa institucional vigente.

Jefferson Gerardo Vásquez Hidalgo

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Jefferson Gerardo Vásquez Hidalgo, bajo mi supervisión.

Ing. Andrés Chico, MSc.
DIRECTOR DE PROYECTO

AGRADECIMIENTOS

Agradezco infinitamente a mi mami por ser la mejor mamá del mundo, apoyarme en todo momento y siempre estar a mi lado. Todos mis logros hasta este día y los que vengan en un futuro son gracias a ti y para ti.

Agradezco a mi padre por su ejemplo en seguir una carrera universitaria y por darme todo lo necesario en cuestión académica y especialmente en cuestión de deportes y formación personal.

Agradezco a mis hermanos: Paul, Adrian y Santiago por ser siempre generosos, chistosos, cariñosos e incluso molestos tanto en el desarrollo de esta tesis como en la vida en general. Cada uno influyó de manera importante en mi formación personal y profesional.

Agradezco a mi novia, Astrid, por un apoyo incondicional e inmenso conmigo, en la vida y en la elaboración de este proyecto de titulación. Por ser siempre linda y generosa en todo momento. Eres mi fuerza e inspiración.

Agradezco a mi director de tesis, Andrés Chico, por brindarme la oportunidad de realizar este proyecto, por impartir su conocimiento, por mejorar los aspectos técnicos de la tesis y principalmente por forjar una valiosa amistad.

Agradezco a todo el cuerpo docente de la Facultad de Ingeniería Química y Agroindustria por los conocimientos impartidos durante la carrera. Especialmente a Lorena Jaramillo por mejorar la cátedra de Diseño de Plantas continuamente y también por los conocimientos compartidos durante mi trabajo como ayudante de cátedra.

Agradezco a mis amigos, especialmente a Leandro, Jessy, Antony, Sergio y Sonia por formar parte de los mejores grupos de trabajo en la carrera, pero principalmente por ser excelentes amigos y buenas personas.

Agradezco a Darwin Núñez por su apoyo con el contacto con la industria arrocera, los muestreos y su valiosa amistad.

Agradezco a Martha Abad por sus enseñanzas en la elaboración de diagramas de ingeniería y colaboración en este trabajo.

DEDICATORIA

A mis padres: Dalila y Edwin

A mis hermanos: Paul, Adrian y Santiago

A mi novia: Astrid

A mi familia y amigos

ÍNDICE DE CONTENIDOS

	PÁGINA
1. JUSTIFICACIÓN	1
2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	5
2.1 Producción de <i>syngas</i>	5
2.2 Pre-tratamiento del gas	8
2.3 Producción de amoníaco	10
3. CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN	11
3.1 Consideraciones generales	11
3.2 Caracterización de la cascarilla de arroz	13
3.3 Diseño del gasificador	13
3.4 Diseño de los reactores WGSR	17
3.4.1 Reactor HTS	17
3.4.2 Reactor LTS	19
3.5 Diseño del absorbedor y desorbedor de CO ₂	20
3.6 Diseño del reactor de metanación	23
3.7 Diseño del convertidor de amoníaco	25
3.8 Dimensionamiento de los equipos secundarios	27
3.8.1 Ciclón	27
3.8.2 Intercambiadores de calor	29
3.8.3 Tambor de separación	30
3.8.4 Bombas, compresores, tanques y tuberías	31
4. DISEÑO DE LA PLANTA	34
4.1 Diagrama de bloques BPD y diagramas de flujo PFD	34
4.2 Balance de masa	43
4.3 Planificación de la producción	44

4.4	Balance de energía	48
4.4.1	Gasificador	48
4.4.2	Reactor HTS	49
4.4.3	Reactor LTS	50
4.4.4	Columna de absorción	52
4.4.5	Convertidor de amoniaco	53
4.5	Disposición en planta (<i>layout</i>) y planos de elevación (vistas)	57
4.6	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control	69
4.7	Dimensionamiento y especificaciones de los equipos propuestos (hojas de datos de los equipos)	81
5.	ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA	114
	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	119
	ANEXOS	130

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 2.1.	Equipos principales y secundarios de la planta de amoniaco	5
Tabla 3.1.	Resultados del análisis aproximado de la cascarilla de arroz	13
Tabla 3.2.	Composición elemental de la cascarilla de arroz	13
Tabla 3.3.	Propiedades físicas del catalizador de la reacción WGSR a alta temperatura (STK-1)	18
Tabla 3.4.	Propiedades físicas del catalizador de la reacción WGSR a baja temperatura (SNK-2)	19
Tabla 3.5.	Especificaciones técnicas de anillos Pall de acero inoxidable	21
Tabla 3.6.	Propiedades físicas del catalizador de metanación (NIAP-07-01)	23
Tabla 3.7.	Propiedades físicas del catalizador de síntesis de amoniaco (SA-SV)	25
Tabla 3.8.	Constantes para el cálculo de coeficientes de transferencia de calor por contacto directo en torre de relleno	29
Tabla 4.1.	Nomenclatura de equipos en los diagramas PFD y P&ID	36
Tabla 4.2.	Flujos y composiciones de las corrientes principales de la planta	43
Tabla 4.3.	Materias primas requeridas para la producción de amoniaco	44
Tabla 4.4.	Insumos requeridos para la producción de amoniaco	44
Tabla 4.5.	Actividades principales para la producción de amoniaco y tiempos requeridos	45
Tabla 4.6.	Temperaturas de operación de los equipos principales	55
Tabla 4.7.	Flujos de vapor generado por recuperación de calor	56
Tabla 4.8.	Potencia de equipos secundarios	56
Tabla 4.9.	Simbología de instrumentos empleados en los diagramas P&ID	70
Tabla 4.10.	Códigos de servicio de tuberías	71

Tabla 4.11.	Listado de fabricantes de los equipos diseñados	81
Tabla 4.12.	Listado de fabricantes de los equipos secundarios	82
Tabla 4.13.	Hoja de especificación del soplador de aire B-1101	83
Tabla 4.14.	Hoja de especificación del gasificador G-1101	84
Tabla 4.15.	Hoja de especificación del ciclón S-1101	85
Tabla 4.16.	Hoja de especificación del <i>blower</i> de <i>syngas</i> B-1102	86
Tabla 4.17.	Hoja de especificación del evaporador E-1101	87
Tabla 4.18.	Hoja de especificación del reactor HTS R-1101	88
Tabla 4.19.	Hoja de especificación del evaporador E-1102	89
Tabla 4.20.	Hoja de especificación del reactor LTS R-1102	90
Tabla 4.21.	Hoja de especificación del intercambiador E-1103	91
Tabla 4.22.	Hoja de especificación de la columna de absorción C-1101	92
Tabla 4.23.	Hoja de especificación de la columna de desorción C-1102	93
Tabla 4.24.	Hoja de especificación del compresor K-1101	94
Tabla 4.25.	Hoja de especificación del intercambiador E-1104	95
Tabla 4.26.	Hoja de especificación del reactor de metanación R-1103	96
Tabla 4.27.	Hoja de especificación del intercambiador E-1105	97
Tabla 4.28.	Hoja de especificación del compresor K-1102	98
Tabla 4.29.	Hoja de especificación del intercambiador E-1106	99
Tabla 4.30.	Hoja de especificación del evaporador E-1107	100
Tabla 4.31.	Hoja de especificación del compresor K-1103	101
Tabla 4.32.	Hoja de especificación del intercambiador E-1108	102
Tabla 4.33.	Hoja de especificación del intercambiador E-1109	103
Tabla 4.34.	Hoja de especificación del convertidor de amoniaco R-1104	104
Tabla 4.35.	Hoja de especificación del caldero SB-1101	105

Tabla 4.36.	Hoja de especificación de la torre de enfriamiento CT-1101	106
Tabla 4.37.	Hoja de especificación del intercambiador E-1110	107
Tabla 4.38.	Hoja de especificación del intercambiador E-1111	108
Tabla 4.39.	Hoja de especificación del intercambiador E-1112	109
Tabla 4.40.	Hoja de especificación de las bombas P-1101, P 1102 y P-1106	110
Tabla 4.41.	Hoja de especificación de las bombas P-1103 y P-1104	111
Tabla 4.42.	Hoja de especificación de la bomba P-1105	112
Tabla 4.43.	Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de amoníaco	113
Tabla 5.1.	Costos de operación de la planta	114
Tabla 5.2.	Flujo de caja del proyecto, VAN, TIR y ROI	115
Tabla 5.3.	Análisis de sensibilidad respecto al precio de venta del amoníaco	116
Tabla 5.4.	Análisis de sensibilidad respecto al uso de cascarilla de arroz para generar vapor	117
Tabla AII.1.	Constantes para el cálculo de la capacidad calorífica de gases seleccionados	136
Tabla AII.2.	Capacidades caloríficas de sólidos seleccionados	137
Tabla AII.3.	Constantes para el cálculo de la viscosidad de gases seleccionados	137
Tabla AII.4.	Entalpía de formación y poder calórico superior de compuestos seleccionados	140
Tabla AII.5.	Parámetros para el cálculo de la constante de Henry de CO ₂ y N ₂ O en agua y en aminas puras	142
Tabla AII.6.	Parámetros para el cálculo de la constante de Henry de N ₂ O en soluciones binarias	144
Tabla AIII.1.	Condiciones de operación en la zona de secado	150
Tabla AIII.2.	Condiciones de operación en la zona de pirólisis	158

Tabla AIII.3.	Proporciones de diseño en la constricción del gasificador	158
Tabla AIII.4.	Condiciones de operación en la zona de combustión	166
Tabla AIII.5.	Condiciones de operación en la zona de gasificación	173
Tabla AIV.1.	Condiciones y flujo de alimentación de entrada al reactor HTS	178
Tabla AIV.2.	Costo total anual estimado de los reactores WGSR en función del diámetro	181
Tabla AIV.3.	Condiciones de operación en el reactor HTS	189
Tabla AIV.4.	Condiciones de operación en el reactor LTS	190
Tabla AV.1.	Condiciones y composición de la corriente gaseosa de entrada a la torre de absorción	199
Tabla AV.2.	Condiciones de operación en la columna de absorción	207
Tabla AV.3.	Condiciones de operación en la columna de desorción	211
Tabla AVI.1.	Condiciones de operación en el reactor de metanación	220
Tabla AVII.1.	Alimentación fresca al convertidor de amoníaco	226
Tabla AVII.2.	Condiciones de operación en convertidor de amoníaco	235
Tabla AVIII.1.	Consideraciones de operación del intercambiador E-1111	241
Tabla AVIII.2.	Consideraciones de diseño del intercambiador E-1111	242
Tabla AIX.1.	Esfuerzo máximo permisible con la temperatura	255
Tabla AIX.2.	Espesor mínimo de recipientes en función del diámetro	255
Tabla AIX.3.	Presión de diseño de los equipos de la planta de producción de amoníaco	256
Tabla AX.1.	Velocidades de flujo recomendadas en tuberías de succión y descarga	257
Tabla AXI.1.	Constantes para el cálculo del costo de los equipos e función de sus dimensiones características	261
Tabla AXI.2.	Factores de costos para equipos principales	263
Tabla AXI.3.	Costo de catalizador por kilogramo de los diferentes reactores de la planta	264

Tabla AXI.4.	Costo de equipos principales	265
Tabla AXI.5.	Costo de bombas y torre de enfriamiento	266
Tabla AXI.6.	Costo anual por materias primas e insumos	266
Tabla AXI.7.	Costos por consumo de energía eléctrica	267
Tabla AXI.8.	Salarios de empleados de la planta	267
Tabla AXI.9.	Flujo de caja del proyecto e indicadores financieros VAN, TIR y ROI	268
Tabla AXI.10.	Flujo de caja del proyecto con el precio de quiebre: VAN, TIR y ROI	270
Tabla AXI.11.	Flujo de caja del proyecto con el 25 % de incremento al precio de quiebre, VAN, TIR y ROI	271
Tabla AXI.12.	Flujo de caja del proyecto con el 50 % de incremento al precio de quiebre, VAN, TIR y ROI	271
Tabla AXI.13.	Flujo de caja del proyecto con el 75 % de incremento al precio de quiebre, VAN, TIR y ROI	272
Tabla AXI.14.	Flujo de caja del proyecto considerando el uso de cascarilla de arroz para generación de vapor, VAN, TIR y ROI	272

ÍNDICE DE FIGURAS

	PÁGINA
Figura 1.1. Importaciones de amoniaco a Ecuador en el periodo 2007 - 2016	1
Figura 1.2. Mercados proveedores de amoniaco al Ecuador en el 2016	2
Figura 1.3. Emisiones equivalentes de CO ₂ debido a la producción de amoniaco a partir de reformado de gas natural y gasificación de biomasa	3
Figura 2.1. Reacciones principales y perfil de temperatura típico en un gasificador <i>downdraft</i>	6
Figura 2.2. Tipos de gasificadores: a) <i>Updraft</i> , b) <i>Downdraft</i> , c) <i>Crossdraft</i> y d) <i>Fluidized bed</i>	7
Figura 2.3. Diagrama de flujo para la recuperación de CO ₂ mediante absorción	9
Figura 3.1. Dimensiones características de un ciclón de alto rendimiento	28
Figura 3.2. Proporciones de un tambor de separación	31
Figura 4.1. Diagrama de bloques de la planta de producción de amoniaco	35
Figura 4.2. Nomenclatura de conectores de página en diagramas PFD y P&ID	36
Figura 4.3. Formato de etiquetas de identificación de equipos	36
Figura 4.4. Diagrama de Flujo (PFD – 001)	37
Figura 4.5. Diagrama de Flujo (PFD – 002)	38
Figura 4.6. Diagrama de Flujo (PFD – 003)	39
Figura 4.7. Diagrama de Flujo (PFD – 004)	40
Figura 4.8. Diagrama de Flujo (PFD – 005)	41
Figura 4.9. Diagrama de Flujo (PFD – 006)	42
Figura 4.10. Esquema del diagrama PERT	46
Figura 4.11. Diagrama PERT del proceso de producción de amoniaco	47

Figura 4.12.	Perfil de temperatura del gasificador: a) Perfil de bibliografía*, b) Simulación	48
Figura 4.13.	Perfil de temperatura del reactor HTS (R-1101)	49
Figura 4.14.	Perfil de concentración del reactor HTS (R-1101)	50
Figura 4.15.	Perfil de temperatura del reactor LTS (R-1102)	51
Figura 4.16.	Perfil de concentración del reactor LTS (R-1102)	51
Figura 4.17.	Perfil de concentración de CO ₂ versus altura de columna en absorción con soluciones de MEA: a) Datos bibliográficos*, b) Simulación	52
Figura 4.18.	Perfil de temperatura del líquido a lo largo de la altura de una columna de absorción de CO ₂ con solución de MEA: a) Datos bibliográficos*, b) Simulación	53
Figura 4.19.	Perfil de temperatura del convertidor de amoníaco (R-1104)	54
Figura 4.20.	Perfil de concentración del convertidor de amoníaco (R-1104)	55
Figura 4.21.	Plano de elevación del gasificador G-1101	58
Figura 4.22.	Plano de elevación del reactor HTS R-1101	59
Figura 4.23.	Plano de elevación del reactor LTS R-1102	60
Figura 4.24.	Plano de elevación de la columna de absorción C-1101	61
Figura 4.25.	Plano de elevación del reactor de metanación R-1103	62
Figura 4.26.	Plano de elevación del convertidor de amoníaco R-1104	63
Figura 4.27.	Layout de la planta de producción de amoníaco	64
Figura 4.28.	Disposición en planta (Layout) del área 001	65
Figura 4.29.	Disposición en planta (Layout) del área 002	66
Figura 4.30.	Disposición en planta (Layout) del área 003	67
Figura 4.31.	Disposición en planta (Layout) del área de sistemas industriales	68
Figura 4.32.	Código de identificación de válvulas manuales en diagramas P&ID	69

Figura 4.33.	Códigos de identificación de instrumentos para diagramas P&ID	69
Figura 4.34.	Códigos de identificación de líneas en diagramas P&ID	70
Figura 4.35.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID – 001)	72
Figura 4.36.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID – 002)	73
Figura 4.37.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID – 003)	74
Figura 4.38.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID – 004)	75
Figura 4.39.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID – 005)	76
Figura 4.40.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID – 006)	77
Figura 4.41.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID – 007)	78
Figura 4.42.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID – 008)	79
Figura 4.43.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID – 009)	80
Figura AIII.1.	Esquema de un volumen de control en la zona de secado	146
Figura AIII.2.	Esquema de un volumen de control en la zona de pirólisis	153
Figura AIII.3.	Esquema termodinámico de la reacción de pirólisis	154
Figura AIII.4.	Esquema de la constricción para un gasificador <i>Imbert-downdraft</i>	159
Figura AIII.5.	Esquema termodinámico de la reacción de combustión	162
Figura AIII.6.	Esquema de un volumen de control en la zona de gasificación	167
Figura AIII.7.	Esquema termodinámico de la reacción de gasificación	169
Figura AIV.1.	Esquema termodinámico de la reacción WGSR	179
Figura AIV.2.	Correlación generalizada de caída de presión en columnas de relleno	194
Figura AVII.1.	Diagrama de flujo para la producción de amoníaco mediante enfriamiento directo	224
Figura AVIII.1.	Factor de transferencia de calor por el lado de los tubos	246
Figura AVIII.2.	Factor de transferencia de calor por el lado de la coraza	249

Figura AVIII.3.	Factor de fricción versus número de Reynolds por el lado de los tubos	251
Figura AVIII.4.	Factor de fricción por el lado de la coraza	252

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I	
Métodos utilizados en la caracterización de la cascarilla de arroz	131
ANEXO II	
Propiedades físicas de sólidos, líquidos y gases seleccionados	136
ANEXO III	
Diseño del gasificador	144
ANEXO IV	
Diseño de los reactores WGSR	178
ANEXO V	
Diseño del absorbedor y desorbedor de CO ₂	199
ANEXO VI	
Diseño del reactor de metanación	215
ANEXO VII	
Diseño del convertidor de amoníaco	224
ANEXO VIII	
Diseño de intercambiadores de calor	241
ANEXO IX	
Determinación de la presión de diseño y espesor de envolventes	254
ANEXO X	
Dimensionamiento de bombas y tuberías	257
ANEXO XI	
Estudio de prefactibilidad económica	261

1. JUSTIFICACIÓN

A pesar de que el amoníaco es una de las sustancias químicas más utilizadas a nivel mundial, especialmente por su aplicación como fertilizante en la agroindustria y como refrigerante en la industria en general; actualmente no se produce amoníaco en el país, por lo que se requiere buscar alternativas para su fabricación local (Huazhang, 2013, p. 793). En la Figura 1.1 se muestran las importaciones de amoníaco en el Ecuador desde el año 2007 al 2016, en esta se puede observar que a pesar de las variaciones en la cantidad de amoníaco importado en los últimos cinco años, esta se ha mantenido entre 517 y 640 toneladas de amoníaco por año. Consecuentemente, Ecuador ha gastado cerca de 2 630 000 USD en los últimos cinco años por concepto de importación de amoníaco (Trade map, 2017).

En la Figura 1.1 también se observa que aunque el precio por tonelada de amoníaco presenta altos y bajos ha aumentado desde 586 USD/t en el 2007 hasta 908 USD/t en el 2016 (Trade map, 2017).

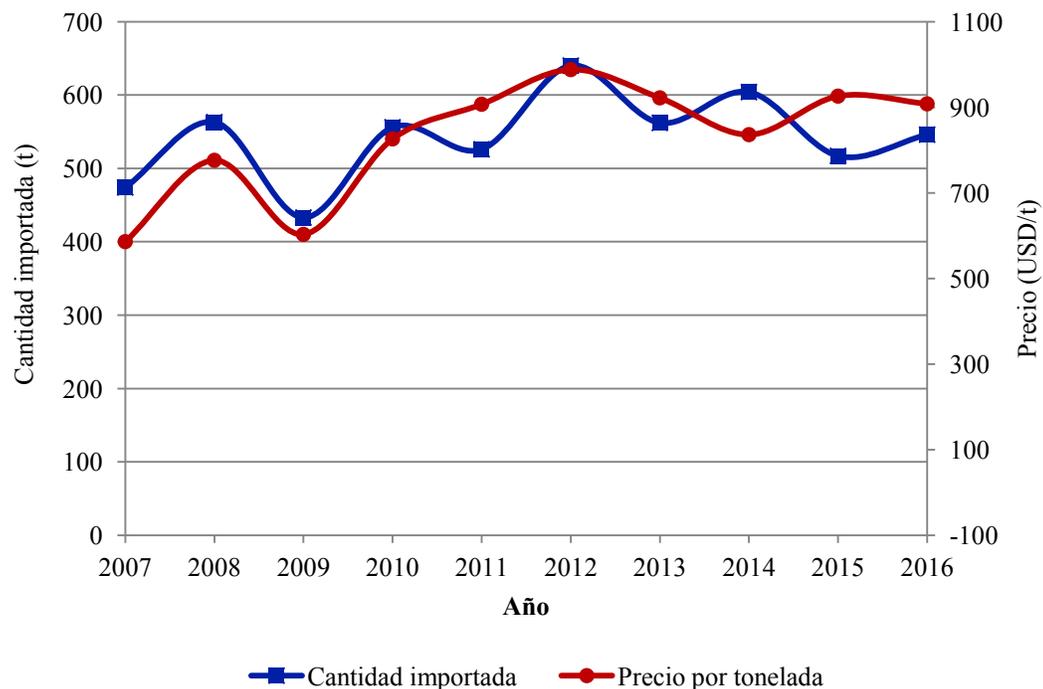


Figura 1.1. Importaciones de amoníaco a Ecuador en el periodo 2007 - 2016
(Modificado de: Trade map, 2017)

Los principales mercados proveedores de amoniaco para el Ecuador durante el año 2016 se muestran en la Figura 1.2, históricamente Colombia ha mantenido un 90 – 95 % de participación en este mercado y en menor proporción, el amoniaco se ha importado desde Holanda, India, Alemania, Bélgica, Brasil y China (Trade map, 2017).

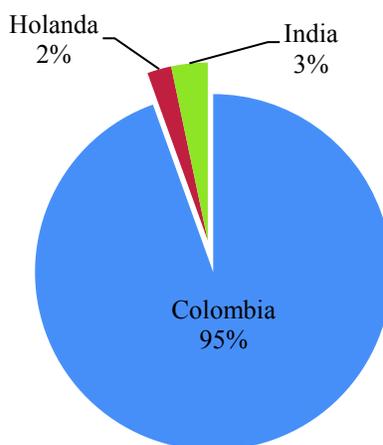


Figura 1.2. Mercados proveedores de amoniaco al Ecuador en el 2016
(Modificado de: Trade map, 2017)

En función de lo mencionado anteriormente, y al considerar la información correspondiente al periodo 2012-2016, se evidencia que existe efectivamente una demanda de amoniaco en Ecuador, y más aún que el país requiere en promedio anualmente 574 toneladas; las cuales podrían ser fabricadas en el país siempre y cuando se disponga de la tecnología adecuada y el costo del amoniaco sea menor o igual a los 916 USD/ton manejado en el periodo (Trade map, 2017).

El proceso Haber-Bosch, es el más utilizado a nivel mundial para la síntesis de amoniaco. A pesar de que este proceso ha sido ampliamente estudiado y lleva muchos años en uso, su principal materia prima es el gas natural, un recurso no renovable. El uso de este tipo de recursos no renovables, y la gran demanda de energía requerida por el proceso Haber-Bosch, hacen que se genere entre 1,5 y 2 kg CO₂ eq/kg de NH₃ producido, con un consumo energético de 28 GJ/t de NH₃. Por estos motivos, el proceso de producción tradicional de amoniaco ha sido catalogado como contaminante y energéticamente intensivo (Gilbert et al., 2013, pp. 586-588; Arora, Hoadley, Mahajani y Ganesh, 2016, p. 6 422).

Las emisiones equivalentes de CO₂ debido a la producción de amoníaco a partir de reformado de gas natural y de gasificación de biomasa se muestran en la Figura 1.3, se estima que las emisiones equivalentes de CO₂ asociadas al proceso convencional de producción de amoníaco mediante reformado de gas natural pueden reducirse hasta en un 65 % si parte del proceso se reemplaza por gasificación de biomasa. La gasificación no es demandante energéticamente ya que se aprovecha el poder calórico de los residuos en el proceso y opera a presión atmosférica. Además, debido a que por lo general los residuos orgánicos poseen bajo contenido de azufre, no se producen emisiones gaseosas contaminantes. Se estima que la producción de amoníaco a partir de biomasa generaría entre 0,50 y 0,88 kg CO₂/kg NH₃ (Gilbert et al., 2013, pp. 586-588; Basu, 2010, pp. 12, 17, 18).

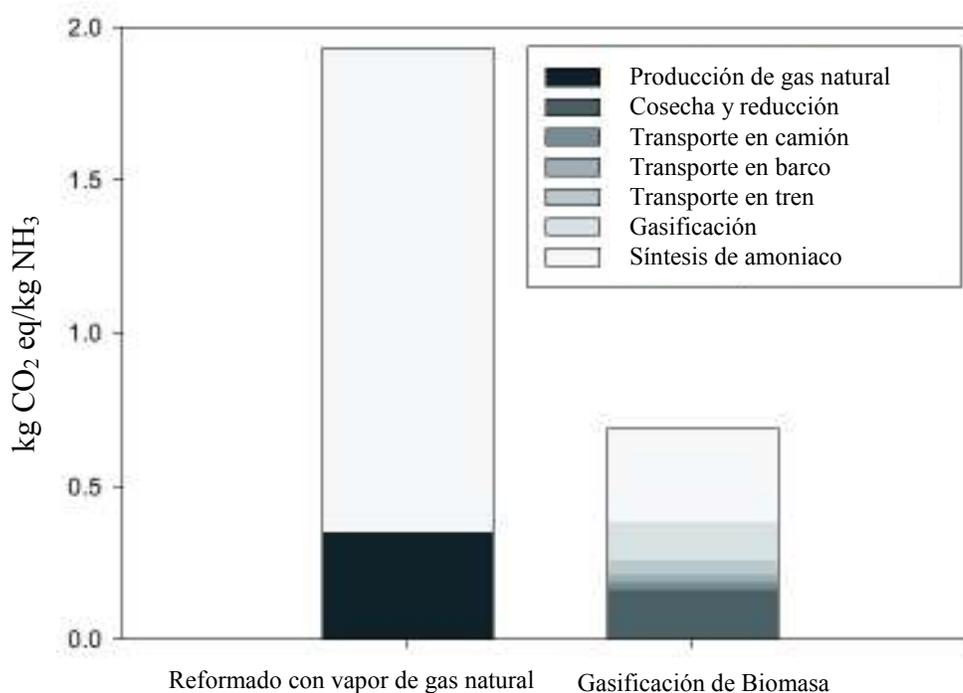


Figura 1.3. Emisiones equivalentes de CO₂ debido a la producción de amoníaco a partir de reformado de gas natural y gasificación de biomasa (Gilbert et al., 2013, p. 586)

Por consiguiente, las preocupaciones ambientales asociadas a este proceso hacen necesario el desarrollo de alternativas que empleen recursos renovables y procesos menos contaminantes tales como la síntesis de amoníaco a partir de biomasa residual de cultivos agrícolas (Gilbert et al., 2013, pp. 586-588).

Durante el 2012 el Ecuador produjo 1,5 millones de toneladas de arroz en cáscara, generando alrededor de 350 mil toneladas de cascarilla de arroz como residuo. La piladora de arroz Industria Arrocería el Rey genera cerca de 21 t/día de cascarilla de arroz que actualmente no tiene uso en la planta. A pesar de que parte de la cascarilla producida en la mencionada piladora se puede quemar para generar energía térmica, este uso no representa ningún valor agregado para el residuo y se podría aprovechar la cascarilla de arroz para la síntesis de productos químicos comercializables tales como el amoníaco (ESIN, 2014, pp. 21-31).

En el Ecuador se ha demostrado la viabilidad técnico económica del aprovechamiento energético del *syngas* obtenido mediante gasificación de cascarilla de arroz de la provincia de Los Ríos con un TIR de 19,90 % para una capacidad de 3,4 t/h y de 23,7 % para 4 t/h. Sin embargo, la mayoría de estudios de gasificación se concentran en la producción de energía y no existen investigaciones que consideren la utilización a escala industrial de la cascarilla de arroz para producir amoníaco (Narvaez, Blanchard y Mena, 2013, p. 33).

Mediante el presente trabajo se proporciona una alternativa de producción de amoníaco a partir de recursos renovables locales que actualmente no tienen un valor agregado, tales como la cascarilla de arroz; para de esta manera buscar la sustitución parcial o total de las importaciones de amoníaco en el país, que durante los dos últimos años han representado 973 000 USD (Trade map, 2017).

La presente propuesta contribuirá con el desarrollo de investigaciones y desarrollos tecnológicos enfocados a la utilización de la biomasa residual generada en el Ecuador para la obtención de productos de alto valor agregado tales como el amoníaco.

2. DESCRIPCION DEL PROCESO

En la planta propuesta se consideró como materia prima la cascarilla de arroz generada en la planta piladora de arroz Industria Arrocera el Rey que corresponde a 21 t/día. La producción de amoniaco a nivel mundial se basa en el proceso Haber-Bosch que consiste en la reacción de nitrógeno e hidrógeno a condiciones de alta presión y temperatura. El hidrógeno se obtiene a partir de *syngas* (mezcla de CO e H₂) y el nitrógeno se obtiene del aire (Gálvez, Halmann y Steinfeld, 2007, p. 2 044; Huazhang, 2013, pp. 5, 39).

Para una mejor comprensión el proceso se dividió en 3 diferentes etapas, en la primera se genera *syngas*, en la segunda a partir de este gas y mediante procesos catalíticos se obtiene una corriente de N₂ e H₂ y una tercera etapa permite producir amoniaco. En la Tabla 2.1 se exponen los equipos principales correspondientes a cada etapa así como los equipos secundarios de la planta en general.

Tabla 2.1. Equipos principales y secundarios de la planta de amoniaco

Etapa	Equipos principales	Equipos Secundarios
Producción de <i>syngas</i>	Gasificador	Ciclón, compresores, intercambiadores de calor, bombas, caldero.
Pre-tratamiento del gas	Reactores WGSR Absorbedor-desorbedor CO ₂ Metanación	
Síntesis de amoniaco	Convertidor Haber-Bosch	

2.1 PRODUCCIÓN DE SYNGAS

La gasificación es un proceso termoquímico que permite transformar material carbonoso como la biomasa en *syngas* (Basu, 2010, p. 1). En la Figura 2.1 se observa un gasificador de tipo *downdraft* con las diferentes zonas y reacciones químicas más importantes que se suscitan en su interior.

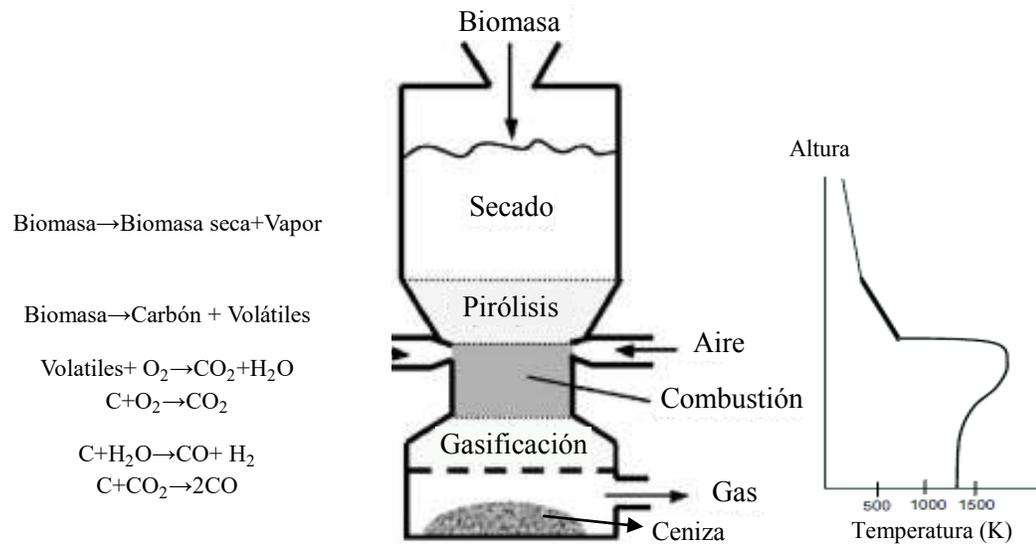


Figura 2.1. Reacciones principales y perfil de temperatura típico en un gasificador *downdraft*
(Modificado de: Basu, 2010, p. 173)

El proceso de gasificación incluye los siguientes pasos:

- Secado
- Pirólisis o descomposición térmica
- Combustión parcial de gases y char
- Gasificación

Durante el secado se evapora la humedad presente en la biomasa, la pirólisis es un proceso endotérmico en ausencia de oxígeno que transforma la biomasa en carbón sólido (char), y volátiles (gases condensables y no condensables) (Basu, 2010, pp. 117, 118).

La combustión parcial de gases y char permite generar la energía necesaria para los demás procesos, se denomina parcial debido a que se restringe la cantidad de oxígeno al sistema de manera que no se consume todo el combustible disponible. Finalmente durante la gasificación el carbón generado en pirólisis reacciona con vapor de agua (generado por secado y añadido en el medio de gasificación) y CO_2 para formar CO e H_2 en ausencia de oxígeno, este proceso es endotérmico (Basu, 2010, pp. 117, 118).

Dadas las reacciones del proceso, la gasificación requiere un medio para la reacción que puede ser aire, oxígeno, vapor o una mezcla de estos. Si se utiliza oxígeno como agente gasificante la conversión se desplaza a la formación de CO y CO₂, si se utiliza vapor la conversión se desplaza hacia la formación de H₂ y al utilizar aire los productos estarán diluidos en nitrógeno (Basu, 2010, p. 119).

Existen varios tipos de gasificador según su configuración como se muestra en la Figura 2.2, la selección del tipo de gasificador depende del tipo de biomasa a procesar y del flujo total.

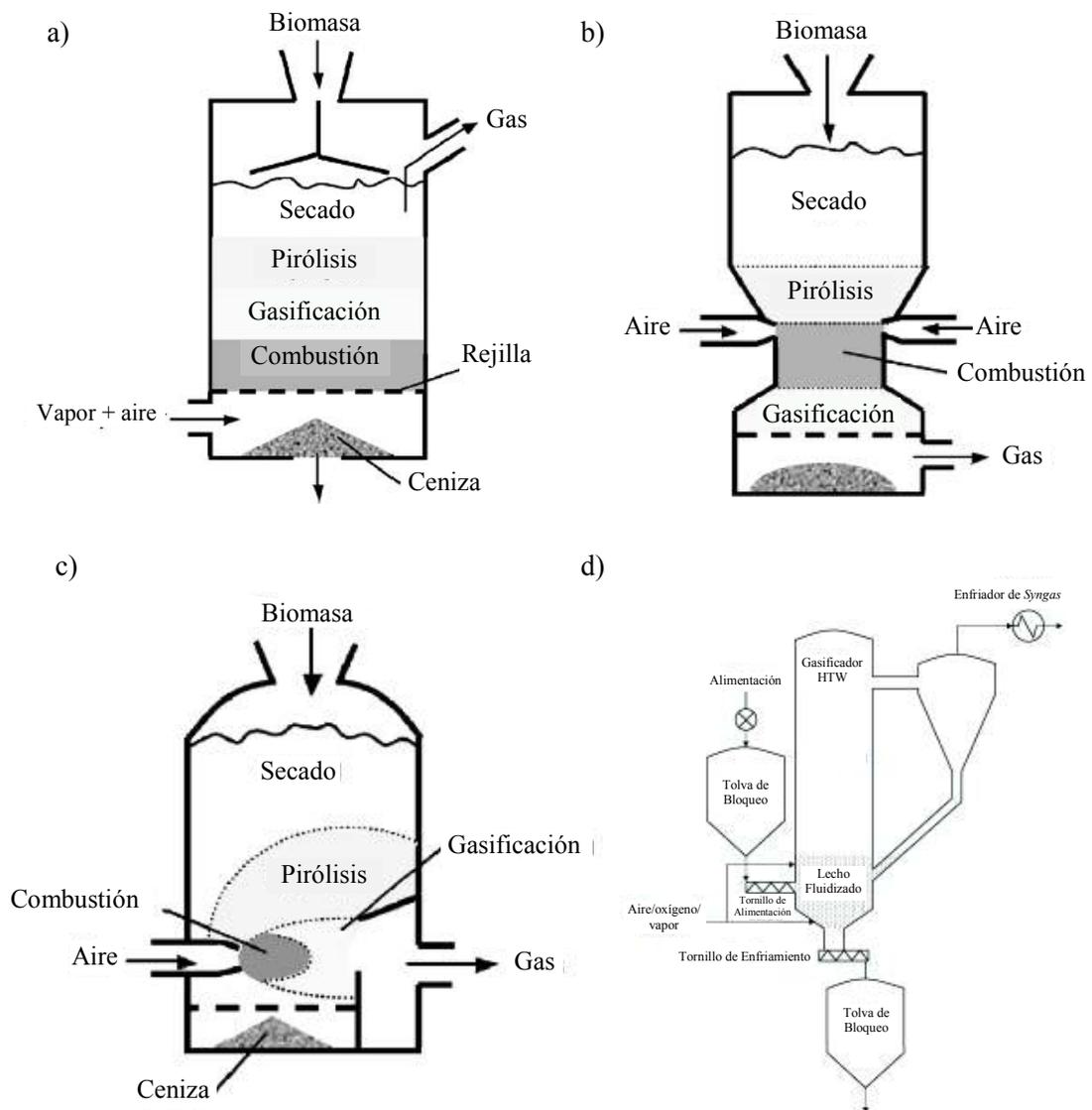


Figura 2.2. Tipos de gasificadores: a) *Updraft*, b) *Downdraft*, c) *Crossdraft* y d) *Fluidized bed*

(Modificado de: Basu, 2010, pp. 171-179)

El tipo de gasificador que se utilizó en la planta se conoce como “*Imbert-downdraft*”, en este la biomasa ingresa por la parte superior y se transforma al pasar por las diferentes zonas (véase Figura 2.1). El medio de gasificación ingresa a la altura del equipo en la que ya se completó la pirólisis y se requiere oxígeno para la combustión (Basu, 2010, p. 118).

Debido a que los gases acarrean parte de las cenizas y carbón no reaccionado se requiere a la salida del gasificador un ciclón para limpiar la corriente gaseosa. Por tanto como producto de la gasificación se obtiene una mezcla de gases compuesta por: CO, H₂, N₂, H₂O y CO₂.

2.2 PRE-TRATAMIENTO DEL GAS

El hierro, elemento activo del catalizador del proceso Haber-Bosch, es susceptible a oxidarse en presencia de CO y CO₂ a alta temperatura y presión, por tanto es necesario transformar o remover estos gases antes de la síntesis de amoníaco (Huazhang, 2013, p. 16).

La transformación de CO se realiza en los reactores WGSR (*Water gas shift reaction*), al reaccionar con vapor de agua según la Ecuación 2.1. Dada la termodinámica de la reacción a baja temperatura el equilibrio se desplaza hacia los productos pero la velocidad de la reacción disminuye, por esta razón el proceso se realiza en dos reactores, el HTS (*High temperature shift*) que opera a alta temperatura y reduce la concentración de CO hasta un 3,00 % y luego el LTS (*Low temperature shift*) que reduce esta concentración hasta 0,02 % (Ertl, Knözinger, Schüth y Weitkamp, 2008, pp. 2 905-2 906).



La extracción de CO₂ se realiza mediante absorción-desorción, como solvente se utiliza una solución de mono etanol amina (MEA) que se hace circular en contracorriente en una torre de lecho empacado, la solución cargada se regenera

en una columna de desorción para volver al absorbedor como se observa en la Figura 2.3.

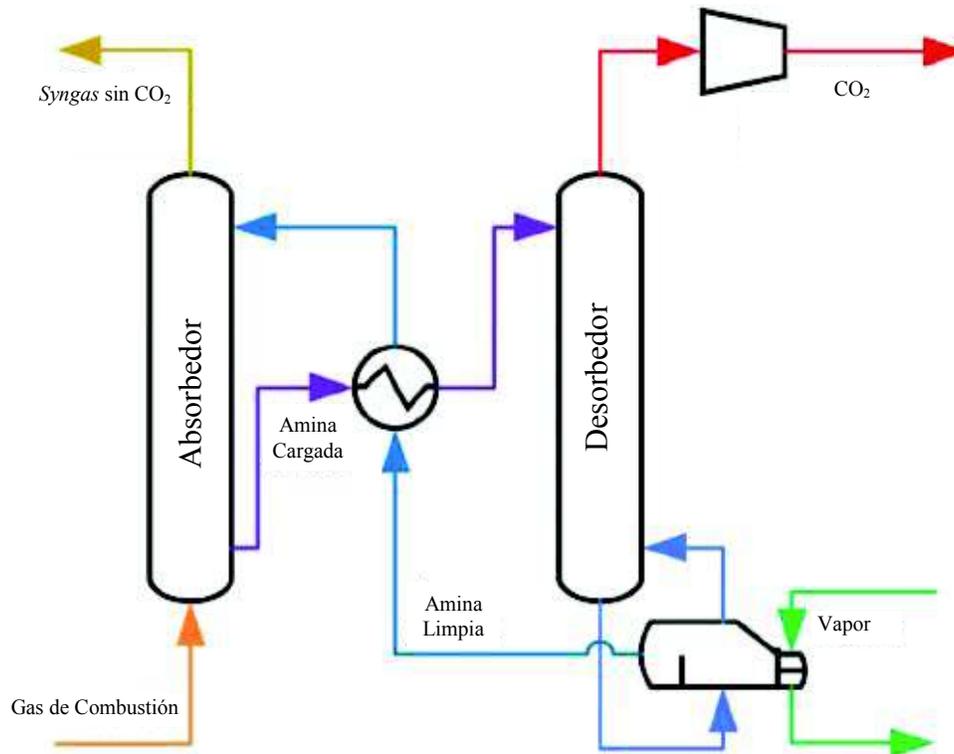


Figura 2.3. Diagrama de flujo para la recuperación de CO₂ mediante absorción (Dutcher, Fan y Russell, 2015, p. 2)

El proceso de absorción de CO₂ en una solución de MEA es de carácter físico y químico ya que se produce una reacción entre el CO₂ y la amina que permite aumentar la velocidad de absorción y la solubilidad del gas en el líquido. La reacción es exotérmica, por esta razón aumenta la temperatura del sistema (Vaidya y Mahajani, 2006, p. 49).

La concentración restante de CO y CO₂ se transforma en CH₄ en un PBR adiabático, este proceso se denomina metanación, y se rige en las Ecuaciones 2.2 y 2.3, el metano es inerte durante el proceso Haber-Bosch y se elimina su exceso mediante purga (Ertl et al., 2008, p. 1 600):



2.3 PRODUCCIÓN DE AMONIACO

La síntesis de amoniaco utiliza la corriente de H₂, N₂ y CH₄ obtenida mediante los procesos anteriores para sintetizar NH₃, la reacción del proceso se muestra según la Ecuación 2.4, a escala industrial la producción de amoniaco a partir de H₂ y N₂ se denomina proceso Haber-Bosch. El proceso consiste en un reactor de lecho empacado (PBR) con un catalizador de hierro a condiciones de alta presión y temperatura, 30 MPa y 360-450 °C respectivamente (Ertl et al., 2008, p. 2 510).



La conversión por cada paso en el reactor es de entre 20-30 % por lo que la corriente de productos se debe separar mediante un condensador para recuperar el amoniaco y recircular los reactivos. En el reciclo se realiza una purga dado que el metano se acumularía al ser un gas inerte (Huazhang, 2013, pp. 736-740).

3. CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN

Mediante la descripción del proceso se determinaron los equipos principales y secundarios requeridos en la planta propuesta, de esta manera en esta sección se exponen los lineamientos más importantes para el diseño de cada equipo y las consideraciones generales de la planta.

3.1 CONSIDERACIONES GENERALES

- El vapor requerido en las diferentes operaciones unitarias de la planta se genera en un caldero a una presión de 3 barg, presión recomendada en líneas de distribución de baja presión (Smith, 2005, pp. 468, 498)
- El agua de enfriamiento requerida en las diferentes operaciones unitarias de la planta se provee mediante un circuito cerrado con una torre de enfriamiento diseñada para una variación de temperatura de 20 °C, en el rango de 50-30 °C (Sinnott y Towler, 2013, p. 113, 1 075).
- En el diseño de los reactores PBR el peso del catalizador requerido se determinó mediante la Ecuación 3.1 considerando la influencia de la variación de temperatura en la cinética de la reacción (Fogler, 2008, p. 176):

$$F_{A0} \frac{dX}{dW} = r \quad [3.1]$$

Donde:

F_{A0} : Flujo inicial del compuesto limitante (mol/s)

$\frac{dX}{dW}$: Variación de la conversión respecto al peso del catalizador (g cat⁻¹)

r: Velocidad de reacción (mol/g cat.s)

- La caída de presión al atravesar el lecho catalítico se calculó mediante la ecuación de Ergun representada en la Ecuación 3.2 (Fogler, 2008, p. 178):

$$\frac{dP}{dz} = -\frac{G}{\rho g_c D_p} \left(\frac{1-\emptyset}{\emptyset^3} \right) \left[\frac{150(1-\emptyset)\mu}{D_p} + 1,75G \right] \quad [3.2]$$

Donde:

- dP: Caída de presión a través del lecho (Pa)
 dz: Longitud del lecho (m)
 D_p: Diámetro de partícula del catalizador (m)
 G: Velocidad superficial másica (kg/m².s)
 g_c: Factor de conversión; 1 Sistema Internacional
 ρ: Densidad del fluido (kg/m³)
 ∅: Fracción de vacío; (volumen de vacío/volumen total del lecho)
 1-∅ : (Volumen de sólido/volumen total del lecho)
 μ: Viscosidad dinámica (Pa.s)

- A partir del volumen del reactor calculado para los requerimientos del proceso se determinó el diámetro y longitud considerando la minimización del costo total anual mediante la aplicación de las Ecuaciones 3.3 y 3.4 (Luyben, 2007, p. 268):

$$CC = C_{R_s} + C_{R_m} + C_c + C_{cat} \quad [3.3]$$

Donde:

- CC: Costo capital (USD)
 C_{R_s}: Costo reactor de un solo lecho catalítico (10⁶ USD)
 C_{R_m}: Costo reactor de múltiples lechos catalíticos (10⁶ USD)
 C_c: Costo del compresor (10⁶ USD)
 C_{cat}: Costo del catalizador (USD)

$$TAC = \frac{CC}{3} + C_w \quad [3.4]$$

Donde:

- TAC: Costo anual total (USD)
 C_w: Costo del trabajo de compresión (10⁶ USD/año)

3.2 CARACTERIZACIÓN DE LA CASCARILLA DE ARROZ

Los resultados de la caracterización de la cascarilla de arroz y las normas aplicadas para los ensayos se muestran en la Tabla 3.1; la metodología de cada norma se indica en el Anexo I; los datos de la composición elemental se tomaron de Narvaez, Blanchard y Mena (2013), en su estudio: “*Use of Rice Crops Waste for Energy Production in Ecuador*” como se muestra en la Tabla 3.2.

Tabla 3.1. Resultados del análisis proximal de la cascarilla de arroz

Parámetro	Resultado (% w/w)	Método
Humedad	9,28	BS EN 14774-3
Cenizas	18,26	BS EN 14775
Volátiles	65,41	BS EN 15148
Carbono fijo	7,05	Por diferencia
Poder calórico superior (Cascarilla seca)	15 065,05 kJ/kg	BS EN 14918

Tabla 3.2. Composición elemental de la cascarilla de arroz

Parámetro	Valor (% w/w)	Fórmula condensada
C	49,32	CH _{1,497} O _{0,677}
H	6,15	
O	44,52	
Peso molecular	24,33 kg/kmol	

(Modificado de: Narvaez et al., 2013, p. 29)

3.3 DISEÑO DEL GASIFICADOR

A partir de la caracterización realizada y el flujo de cascarilla de arroz a procesar se diseñó el gasificador según los siguientes criterios:

- El tipo de gasificador adecuado es el “*Fixed bed-Imbert downdraft*” debido a que tiene la menor producción de alquitrán, su eficiencia es alrededor de 85-90 % respecto al gas caliente y 80 % respecto al gas frío, requiere entre

20-30 minutos para iniciar la producción en planta y se recomienda para sólidos finos como la cascarilla de arroz (Basu, 2010, pp. 170-175).

- El diámetro del gasificador se determinó con base en la carga a procesar. En este tipo de gasificadores se opera con una carga de máximo 5,7 a 15 MW/m², de este rango se tomó el valor medio (10,35 MW/m²) en la constricción, la relación entre el diámetro del gasificador y el diámetro de la constricción es 2:1. La carga se define según la Ecuación 3.5 y la eficiencia del gas frío según la Ecuación 3.6 (Basu, 2010, pp. 206, 208, 219).

$$\text{Carga} \left(\frac{\text{MW}}{\text{m}^2} \right) = \frac{\text{Energía en el gas de salida}}{\text{Área de flujo en la constricción}} \quad [3.5]$$

$$\eta = \frac{\text{LHV} \cdot M_g}{\text{PCI} \cdot M_b} = \frac{\text{Energía en el gas de salida}}{\text{Energía en la biomasa}} \quad [3.6]$$

Donde:

LHV: Poder calórico inferior del gas (kJ/kg)

M_g: Flujo másico del gas (kg/h)

PCI: Poder calórico inferior de la biomasa (kJ/kg)

M_b: Flujo másico de la biomasa alimentada (kg/h)

- El volumen de la zona de secado se determinó considerando un reactor flujo pistón, se tomó la cinética de secado de cascarilla de arroz presentado por Chen, Zhang y Zhu., (2012) en su estudio: *“Heat/mass transfer characteristics and nonisothermal drying kinetics at the first stage of biomass pyrolysis”*, este proceso se da entre los 25-225 °C según las Ecuaciones 3.7 a la 3.9:

$$\text{Biomasa húmeda} \rightarrow \text{Biomasa seca} + \text{Vapor} \quad [3.7]$$

$$X_n = \exp[-k_o \cdot \exp((-E_a)/(RT_n)) \cdot (t_n)^m] \quad [3.8]$$

$$X_n = M/M_o \quad [3.9]$$

Donde:

E_a: Energía de activación; 9,2 (kJ/mol)

k_o: Coeficiente de colisión; 0,0007

m:	Parámetro del modelo; 1,89
M:	Humedad al tiempo t (%)
Mo:	Humedad inicial (%)
R:	Constante universal de los gases ideales; $8,3144 \cdot 10^{-3}$ (kJ/mol.K)
T _n :	Temperatura (K)
t _n :	Tiempo (s)
X _n :	Proporción de humedad

- El volumen de la zona de pirolisis se determinó considerando un reactor flujo pistón, se tomó la cinética de pirolisis presentado por Sharma y Rao, (1999) en su estudio "*Kinetics of Pyrolysis of rice husk*", este proceso se da entre los 225-700 °C según las Ecuaciones 3.10 a la 3.12:



$$k_o = A \cdot \exp \left[-\frac{E_a}{RT} \right] \quad [3.11]$$

$$dX_n = k_o \cdot (1 - X_n)^m \cdot dt \quad [3.12]$$

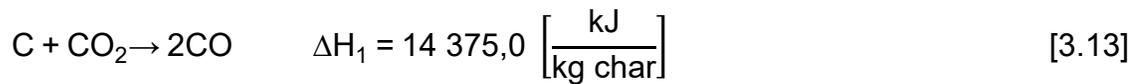
Donde:

A:	Coeficiente de colisión Si T < 648 K, A = $2,2 \cdot 10^7$ (min ⁻¹); Si T > 648 K, A = 42,6 (s ⁻¹)
Ea:	Energía de activación; Si T < 648 K, Ea = 83,5 (kJ/mol); Si T > 648 K, Ea = 4,8 (kJ/mol)
k _o :	Constante de velocidad (s ⁻¹)
m:	Parámetro del modelo; Si T < 648 K, m = 1,5; Si T > 648 K, m = 2
R:	Constante universal de los gases ideales $8,3144 \cdot 10^{-3}$ (kJ/mol.K)
T:	Temperatura (K)
dt:	Diferencial de tiempo (s)
X _n :	Conversión respecto a la biomasa seca

- Las dimensiones de la zona de combustión se determinaron mediante la extrapolación de las dimensiones presentadas por (Reed y Daas, 1988, p. 37) a partir del diámetro calculado. Los balances de materia y energía se

realizaron considerando esta zona como un CSTR debido a que por la existencia de la constricción se puede asumir una mezcla perfecta (Narvaez et al., 2013, p. 31).

- El volumen de la zona de gasificación se determinó considerando un reactor flujo pistón, se tomó la cinética de gasificación presentado por Basu., (2008) en su libro “*Biomass Gassification and Pyrolysis*” según las Ecuaciones 3.13 a la 3.18:



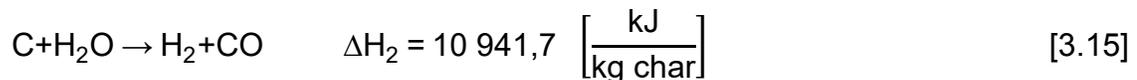
$$r_1 = \frac{k_{b1} * P_{\text{CO}_2}}{1 + \left(\frac{k_{b2}}{k_{b3}} \right) * P_{\text{CO}} + \left(\frac{k_{b1}}{k_{b3}} \right) * P_{\text{CO}_2}} \quad [3.14]$$

Donde:

k_{bj} : Constante del modelo

P_i : Presión parcial del componente i (bar)

r_1 : Velocidad de reacción (s^{-1})



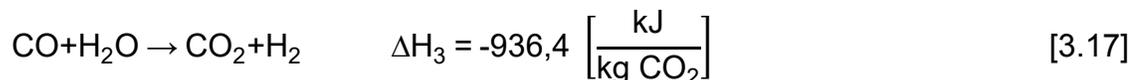
$$r_2 = \frac{k_{w1} * P_{\text{H}_2\text{O}}}{1 + \left(\frac{k_{w1}}{k_{w3}} \right) * P_{\text{H}_2\text{O}} + \left(\frac{k_{w2}}{k_{w3}} \right) * P_{\text{H}_2}} \quad [3.16]$$

Donde:

k_{wj} : Constante del modelo

P_i : Presión parcial del componente i (bar)

r_2 : Velocidad de reacción (s^{-1})



$$r_3 = A_0 * \exp \left[-\frac{E_a}{RT_n} \right] * C_{\text{CO}} * C_{\text{H}_2\text{O}} \quad [3.18]$$

Donde:

- A_0 : Coeficiente de colisión; 0,2778 (m³/mol.s)
- C_i : Concentración molar del componente i (mol/m³)
- E_a : Energía de activación; 12,56 (kJ/mol)
- R : Constante universal de los gases ideales; 8,3144*10⁻³ (kJ/mol.K)
- r_3 : Velocidad de reacción (mol/m³.s)
- T_n : Temperatura (K)

- Se utilizó un factor de seguridad del 20 % en el volumen del reactor (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37) y con las ecuaciones mencionadas previamente, se generó un código en MATLAB R2014a en el que mediante el método de Euler se resolvió el sistema de ecuaciones como se indica en el Anexo III.

3.4 DISEÑO DE LOS REACTORES WGSR

Mediante la composición y flujo de gases obtenido en el diseño del gasificador se diseñó los reactores HTS y LTS con base en los siguientes criterios:

3.4.1 REACTOR HTS

- Se consideró un reactor de lecho empacado PBR adiabático, con catalizador de Fe₂O₃/ Cr₂O₃ cuya fracción molar de vapor en la alimentación debe estar en el rango de 0,4 a 0,8.
- Se tomó la cinética de la reacción con catalizador de Fe₂O₃/ Cr₂O₃ presentado por Hla et al., (2009) en su estudio "*Kinetics of high-temperature water-gas shift reaction over two iron-based commercial catalysts using simulated coal-derived syngases*" según la Ecuación 3.19.

$$r = A e^{-\frac{E_a}{RT}} P_{CO}^{0,9} P_{H_2O}^{0,31} P_{CO_2}^{-0,156} P_{H_2}^{-0,05} \left(1 - \frac{P_{CO_2} P_{H_2}}{K_{eq} P_{CO} P_{H_2O}} \right) \quad [3.19]$$

Donde:

- r: Velocidad de reacción (mol/g cat.s)
- A: Factor de frecuencia; 4,557
- Ea: Energía de activación; 88 (kJ/mol)
- R: Constante universal de los gases; $8,3144 \cdot 10^{-3}$ (kJ/mol.K)
- P_i : Presión parcial del componente i (kPa)
- T: Temperatura absoluta (K)
- K_{eq} : Constante de equilibrio de la reacción a la temperatura T

- Las propiedades físicas del catalizador utilizado se muestran en la Tabla 3.3 (Matrostech, 2016, p. 14).

Tabla 3.3. Propiedades físicas del catalizador de la reacción WGS a alta temperatura (STK-1)

Parámetro	Valor
Contenido Fe ₂ O ₃ (%)	92,0
Contenido Cr ₂ O ₃ (%)	8,0
Densidad Bulk (g/cm ³)	1,3
Tamaño (mm)	5,0
Forma	Cilindros
Temperatura de operación (°C)	315 - 500
Presión de operación (MPa)	Hasta 4

(Matrostech, 2016, p. 14)

- Debido al aumento de temperatura en el lecho por tratarse de una reacción exotérmica se recomienda aplicar enfriamiento directo (*quench-cooling*) por lo que para este reactor se tiene dos lechos y entre ellos se añade vapor de agua a 3 barg (143,7 °C) con el fin de reponer reactivo y disminuir la temperatura de la mezcla (Huazhang, 2013, p. 659).
- Con las ecuaciones previamente expuestas se generó un código en MATLAB R2014a en el que mediante el método de Euler se resolvió el sistema de ecuaciones diferenciales, el detalle de este procedimiento se encuentra en el Anexo IV.

- Se utilizó un factor de seguridad del 20 % en la longitud del reactor (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37).

3.4.2 REACTOR LTS

- Se consideró un reactor de lecho empacado PBR adiabático, con catalizador de CuO/ZnO/Al₂O₃ cuya fracción molar de vapor en la alimentación debe estar en el rango de 0,4 a 0,8. Las propiedades físicas del catalizador utilizado se muestran en la Tabla 3.4 (Matrostech, 2016, p. 15).

Tabla 3.4. Propiedades físicas del catalizador de la reacción WGSR a baja temperatura (SNK-2)

Parámetro	Valor
Contenido CuO (%)	43
Contenido ZnO (%)	43
Contenido Al ₂ O ₃ (%)	11
Contenido CaO (%)	3
Densidad Bulk (g/cm ³)	1,3
Tamaño (mm)	5
Forma	Cilindros
Temperatura de operación (°C)	180 - 300
Presión de operación (Mpa)	Hasta 3

(Matrostech, 2016, p. 15)

- Se tomó la cinética de la reacción con catalizador de CuO/ZnO/Al₂O₃ presentado por Koryabkina et al., (2003) en su estudio “*Determination of kinetic parameters for the water–gas shift reaction on copper catalysts under realistic conditions for fuel cell applications*” según la Ecuación 3.20.

$$r = A e^{-\frac{E_a}{RT}} P_{CO}^{0.8} P_{H_2O}^{0.8} P_{CO_2}^{-0.9} P_{H_2}^{-0.9} \left(1 - \frac{P_{CO_2} P_{H_2}}{K_{eq} P_{CO} P_{H_2O}} \right) \quad [3.20]$$

Donde:

r: Velocidad de reacción (mol/g cat.s)

A:	Factor de frecuencia; 5 087,5
Ea:	Energía de activación; 79 (kJ/mol)
R:	Constante universal de los gases; $8,3144 \cdot 10^{-3}$ (kJ/mol.K)
P _i :	Presión parcial del componente i (kPa)
T:	Temperatura absoluta (K)
K _{eq} :	Constante de equilibrio de la reacción a la temperatura T

- La constante de equilibrio se calculó mediante la Ecuación 3.21 (Callaghan, 2006, p. 116):

$$K_{eq} = 10^{-2,4198 + 0,0003855 \cdot T + \frac{2180,6}{T}} \quad [3.21]$$

Donde:

T:	Temperatura absoluta (K)
K _{eq} :	Constante de equilibrio de la reacción a la temperatura T

- Con estas ecuaciones se generó un código en MATLAB R2014a. en el que mediante el método de Euler se resolvió el sistema de ecuaciones diferenciales, el desarrollo se encuentra en el Anexo IV.
- Se utilizó un factor de seguridad del 20 % (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37).

3.5 DISEÑO DEL ABSORBEDOR Y DESORBEDOR DE CO₂

- Se determinó el caudal circulante de la solución con base en las concentraciones típicas utilizadas en soluciones de mono etanol amina (MEA) y el balance de energía en el sistema absorción-desorción (Kohl y Nielsen, 1997, p. 133).
- El mejor tipo de relleno aleatorio para captura de CO₂ con solución de MEA son los anillos Pall debido a su mayor área superficial por unidad de volumen

con alta fracción de vacío, baja caída de presión y menor requerimiento de energía en el *stripping* (Arachchige y Melaaen, 2012, p. 125), en la Tabla 3.3 se muestran las características del relleno utilizado:

Tabla 3.5. Especificaciones técnicas de anillos Pall de acero inoxidable

Característica	Valor	Fuente
Tamaño (mm)	25	(1)
Espesor (mm)	0,6	
Fracción de vacío (%)	94	
Superficie específica (m ² /m ³)	209	
No. Por unidad de volumen (m ³)	49 500	
Densidad bulk (kg/m ³)	483	
Factor de empaquetamiento (m ⁻¹)	160	(2)
Tensión superficial crítica (mN/m)	75	

(1): (Pall ring Company, 2016)

(2): (Sinnott y Towler, 2013, p. 890)

- El diámetro de las columnas se determinó considerando una caída de presión de 20 mmH₂O/m y una velocidad del gas inferior al 80 % de la velocidad de inundación de la columna (Sinnott y Towler, 2013, pp. 903-909).
- Se calculó la altura de la columna de absorción considerando la influencia de la reacción química mediante las Ecuaciones 3.22 y 3.23 (Afkhamipour y Mofarahi, 2014, p. 14; Nookuea, Tan, Li, Thorin y Yan, 2015, p. 2 308):

$$dz = \frac{Gs.dy}{S.a.\beta.(P_{CO_2} - P_{CO_2}^*)(1-y)^2} \quad [3.22]$$

$$\beta = \left(\frac{1}{k_G} + \frac{1}{k_L.H_{CO_2}.E} \right)^{-1} \quad [3.23]$$

Donde:

a: Área efectiva por unidad de volumen de relleno (m²/m³)

E: Factor de corrección debido a la reacción

H_{CO₂}: Constante de Henry (kmol/m³.kPa)

k_L: Coeficiente de transferencia de masa en el líquido (m/s)

- k_G : Coeficiente de transferencia de masa en el gas (kmol/m².s.kPa)
 P_{CO_2} : Presión parcial de CO₂ (kPa)
 $P_{CO_2}^*$: Presión en equilibrio de CO₂ (kPa)

- Para el cálculo de la influencia de la reacción se utilizó el número Hatta para reacciones de pseudo-primer orden según las Ecuaciones 3.24 y 3.25 (Krupiczka, Rotkegel y Ziobrowski, 2015, pp. 8, 9):

$$Ha = \frac{\sqrt{k_R C_L D_{CO_2, sol}}}{k_L} \quad [3.24]$$

Donde:

- Ha : Número Hatta
 C_L : Concentración de amina en el líquido (kmol/m³)
 k_R : Constante de velocidad de la reacción (m³/kmol.s)
 $D_{CO_2, sol}$: Coeficiente de difusión del CO₂ en la solución (m²/s)
 k_L : Coeficiente de difusión en el líquido (m/s)

$$E = \sqrt{1 + Ha^2} \quad [3.25]$$

Donde:

- Ha : Número Hatta
 E : Factor de corrección debido a la reacción

- Con estas ecuaciones se generó un código en MATLAB R2014a. en el que mediante el método de Euler se resolvió el sistema de ecuaciones diferenciales como se muestra en el Anexo V.
- La altura de la columna de desorción se determinó considerando la altura equivalente de relleno (HETP), considerando un requerimiento de 20 platos teóricos, 16 por debajo de la alimentación de la solución y 4 por encima (Kohl y Nielsen, 1997, pp.109-114). El valor de HETP para anillos Pall de 25 mm es

de 0,45 m (Sinnott y Towler, 2013, p. 892).

- El flujo de vapor para el *re-boiler* de la columna de desorción se tomó igual a 1 lb por galón de solución (Kohl y Nielsen, 1997, p.108).
- La temperatura en el *re-boiler* de la columna para alcanzar una carga de la solución limpia igual a 0,15 mol CO₂/mol MEA debe ser de 240 °F (115,6 °C) que se alcanza a una presión de 10 psig (Kohl y Nielsen, 1997, pp. 92, 116).
- Al utilizar anillos Pall como relleno de una columna, la altura máxima de cada lecho no debe exceder 8 diámetros (Sinnott y Towler, 2013, p. 915).
- Se utilizó un factor de seguridad del 15 % en la altura de la columna (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 38).

3.6 DISEÑO DEL REACTOR DE METANACIÓN

- Se consideró un reactor de lecho empacado PBR adiabático, con catalizador de NiO/Al₂O₃ (Er-rbib y Bouallou, 2013, p. 544).
- Las propiedades físicas del catalizador de NiO/Al₂O₃ se muestran en la Tabla 3.6 (Matrostech, 2016, p. 17):

Tabla 3.6. Propiedades físicas del catalizador de metanación (NIAP-07-01)

Parámetro	Valor
Contenido NiO (%)	36
Contenido Al ₂ O ₃ (%)	64
Densidad Bulk (g/cm ³)	1,2
Tamaño (mm)	5
Forma	Cilindros
Temperatura de operación (°C)	180 - 450
Presión de operación (MPa)	2-30

(Matrostech, 2016, p. 17)

- Se tomó la cinética de la reacción con catalizador de NiO/Al₂O₃ presentado por Er-rbib y Bouallou (2013), en su estudio “*Modelling and Simulation of Methanation Catalytic Reactor for Renewable Electricity Storage*” según las Ecuaciones 3.26 y 3.27:

$$r_1 = \frac{k_1 * k_c * P_{CO}^{0.5} * P_{H_2}^{0.5}}{(1 + k_c * P_{CO} + k_{OH} * P_{H_2O} * P_{H_2}^{0.5})^2} \quad [3.26]$$

$$r_2 = \frac{k_2 \left(k_\alpha * P_{CO} * P_{H_2O} * P_{H_2}^{0.5} - \frac{P_{CO_2} * P_{H_2}^{0.5}}{K_{eq}} \right)}{(1 + k_c * P_{CO} + k_{OH} * P_{H_2O} * P_{H_2}^{0.5})^2} \quad [3.27]$$

Donde:

- r_i : Velocidad de reacción i (mol/kg_{cat}.s)
- k_1 : Constante de velocidad (mol/kg_{cat}.s)
- k_2 : Constante de velocidad (mol/bar^{-1.5}.kg_{cat}.s)
- k_{OH} : Constante de adsorción (bar^{-1/2})
- k_c : Constante de adsorción (bar⁻¹)
- k_α : Combinación de las constantes de adsorción de CO, H₂, CO₂, H₂O
- P_i : Presión parcial del componente i (kPa)
- K_{eq} : Constante de equilibrio de la reacción

- El flujo, composición y temperatura de los gases a la salida del reactor se determinó mediante el balance de materia y energía.
- Con estas ecuaciones se generó un código en MATLAB R2014a. en el que mediante el método de Euler se resolvió el sistema de ecuaciones diferenciales, el desarrollo se encuentra en el apartado AVI.
- Al volumen calculado mediante la cinética se sobredimensionó en un factor de 3 veces de manera que se asegure la disminución en la concentración de CO y CO₂ a menos de 10 ppm (Huazhang, 2013, p. 16).
- Se utilizó un factor de seguridad del 20 % (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37).

3.7 DISEÑO DEL CONVERTIDOR DE AMONIACO

- Se consideró un reactor de lecho empacado PBR adiabático, con catalizador de Fe (Matrostech, 2016, p. 19).
- Las propiedades físicas del catalizador utilizado se muestran en la Tabla 3.7:

Tabla 3.7. Propiedades físicas del catalizador de síntesis de amoniaco (SA-SV)

Parámetro	Valor
Contenido Fe (%)	72,0
Contenido Fe ₂ O ₃ (%)	21,0
Contenido Al ₂ O ₃ (%)	3,1
Contenido CaO (%)	2,4
Contenido SiO ₂ (%)	0,5
Contenido K ₂ O (%)	1,0
Densidad Bulk (g/cm ³)	2,2
Tamaño (mm)	2,0
Forma	Pellets
Temperatura de operación (°C)	400 – 600
Presión de operación (MPa)	15-55

(Matrostech, 2016, p. 19)

- Se tomó la cinética de la reacción con catalizador de Fe presentado por Jennings, (2002) en su libro “*Catalytic Ammonia Synthesis Fundamentals and Practice*” según las Ecuaciones 3.28 a la 3.30 (p. 247):

$$r = k \left[K_{eq}^2 * f_N \left(\frac{f_H^3}{f_A^2} \right)^\alpha - \left(\frac{f_A^2}{f_H^3} \right)^{(1-\alpha)} \right] \quad [3.28]$$

$$f_i = v_i * y_{i,s} * P \quad [3.29]$$

$$k = k_0 \exp \left[-\frac{E}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right) \right] \quad [3.30]$$

Donde:

f_i : Fugacidad; A: Amoniaco, N: Nitrógeno, H: Hidrógeno

α :	Coeficiente de Temkin (0,5)
E:	Energía de activación (kcal/kmol)
k:	Coeficiente de velocidad de reacción ($\text{kmol NH}_3 \cdot \text{atm}^{(1-\alpha)} / \text{h} \cdot \text{ton}_{\text{cat}}$)
k_0 :	Coeficiente de colisión ($\text{kmol NH}_3 \cdot \text{atm}^{(1-\alpha)} / \text{h} \cdot \text{ton}_{\text{cat}}$)
K_{eq} :	Constante de equilibrio
r:	Velocidad de reacción
R:	Constante universal de los gases ideales; 1,987 (kcal/kmol.K)
v_i :	Coeficiente de fugacidad
T:	Temperatura absoluta
T_0 :	Temperatura de referencia; 723,2 [K]

- La constante de equilibrio de la reacción se calculó mediante la Ecuación 3.31 (Huazhang, 2013, p. 165):

$$\log(K_{\text{eq}}) = a \cdot \log(T) + b \cdot 10^{-5} \cdot T + c \cdot T^2 + \frac{d}{T} + e \quad [3.31]$$

Donde:

K_{eq} :	Constante de equilibrio
T:	Temperatura absoluta
a:	-2,69112
b:	$-5,51926 \times 10^{-5}$
c:	$1,84886 \times 10^{-7}$
d:	2 001,6
e:	2,6899

- Debido al aumento de temperatura en el lecho por tratarse de una reacción exotérmica se recomienda aplicar enfriamiento directo (*quench-cooling*) por lo que para este reactor se tiene dos lechos y entre ellos se añade reactivo fresco a 200 °C con el fin de reponer reactivo y mantener la temperatura de la mezcla en el rango de operación (Huazhang, 2013, p. 659).
- Con las ecuaciones mencionadas se generó un código en MATLAB R2014a.

en el que mediante el método de Euler se resolvió el sistema de ecuaciones diferenciales, el desarrollo se encuentra en el apartado AVII.

- Se utilizó un factor de seguridad del 20 % en el volumen del reactor (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37).

3.8 DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS SECUNDARIOS

3.8.1 CICLÓN

- Como base de diseño para gasificadores de tipo downdraft para una remoción de sólidos de 99,9 % en un ciclón, se requiere un tamaño de corte (dp_{50}) de mínimo 10 μm (Reed y Daas, 1988, p. 56).
- La velocidad de diseño de entrada al ciclón esta en el rango de 15 a 25 m/s de manera que se asegure la separación de los sólidos con una baja caída de presión, con este valor se calculó el tamaño de la boquilla de entrada del ciclón mediante las proporciones presentadas en la Figura 3.1 (Perry y Green, 2008, pp. 17–29).
- Mediante la Ecuación 3.32 se determinó el diámetro de corte del equipo (Perry y Green, 2008, pp. 17-30).

$$dp_{50} = \sqrt{\frac{9 \cdot \mu \cdot B_c}{\pi \cdot N \cdot V \cdot (d_P - d_G)}} \quad [3.32]$$

Donde:

dp_{50} : Tamaño de partícula que se remueve en un 50 %

μ : Viscosidad del gas

B_c : Tamaño de la entrada del ciclón

N : Número de espirales de gas en el equipo

V : Velocidad de entrada al equipo

d_p : Densidad de las partículas sólidas
 d_G : Densidad del gas

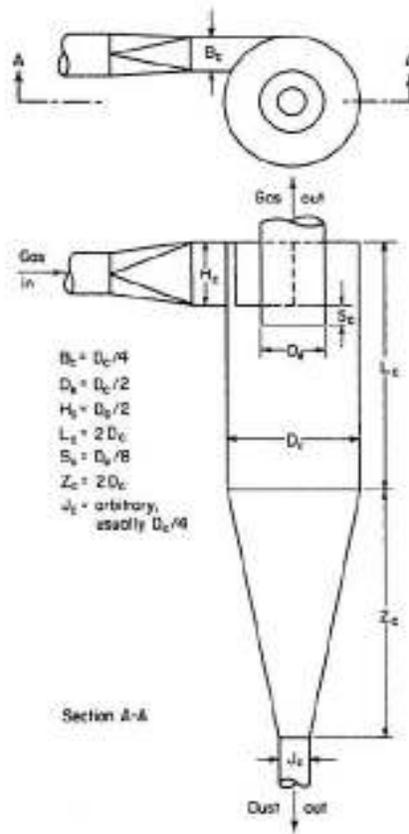


Figura 3.1. Dimensiones características de un ciclón de alto rendimiento (Perry y Green, 2008, pp. 17-29)

- Finalmente se determinó la caída de presión del equipo mediante la Ecuación 3.33 (Perry y Green, 2008, pp. 17-31).

$$\Delta P = \frac{0,65 \cdot d_G \cdot V^2 \cdot A_c}{D_e^2} \quad [3.33]$$

Donde:

ΔP : Caída de presión
 d_G : Densidad del gas
 V : Velocidad de entrada al equipo
 A_c : Área de la entrada del ciclón
 D_e : Diámetro de la salida de gas

3.8.2 INTERCAMBIADORES DE CALOR

- Se determinaron los requerimientos de temperatura del fluido caliente o frío y el calor transferido (Sinnott y Towler, 2013, p. 1 074).
- Se determinó la ubicación de los fluidos (Sinnott y Towler, 2013, p. 1 074).
- Mediante un coeficiente global de transferencia de calor asumido, se calculó un área de transferencia preliminar (Sinnott y Towler, 2013, pp. 1 048- 1 053).
- Para el caso del condensador-enfriador de contacto directo el coeficiente de transferencia de calor se calculó mediante las Ecuaciones 3.34 y 3.35, Las constantes requeridas se encuentran en la Tabla 3.8; el diámetro del equipo se obtuvo mediante consideraciones de inundación en una torre de relleno (Boehm, 2016, pp. 1 391, 1 392).

$$U_v = \frac{1}{\frac{1}{h_{Ga}} + \frac{1}{h_{La}}} \quad [3.34]$$

$$h_{Ga} \text{ o } h_{La} = c_1 * G_G^{C_2} * G_L^{C_3} \quad [3.35]$$

Donde:

U_v : Coeficiente global de transferencia de calor volumétrico ($W/m^3.K$)

$h_{Ga,La}$: Coeficiente de transferencia de calor del gas o del líquido ($W/m^3.K$)

c_i : Constantes referidas a la Tabla 3.8

$G_{G,L}$: Flujo másico de gas (G) o de líquido (L) por unidad de área (kg/m^2s)

Tabla 3.8. Constantes para el cálculo de coeficientes de transferencia de calor por contacto directo en torre de relleno

Coeficiente	Relleno	c_1	c_2	c_3
h_{Ga}	Anillos Pall (25mm)	5 065	1,12	0,33
h_{La}		33 460	0,45	0,87

(Boehm, 2016, pp. 1 391, 1 392)

- Se determinaron las dimensiones y configuración del intercambiador con el área calculada (Sinnott y Towler, 2013, pp. 1 054-1 069).
- Se utilizó un factor de seguridad del 15 % en el área del intercambiador (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 39).

3.8.3 TAMBOR DE SEPARACIÓN

- Se determinó la velocidad de sedimentación del líquido mediante la Ecuación 3.36 (Sinnott y Towler, 2013, p. 769).

$$v = 0,0105 * \left(\frac{d_L - d_V}{d_V} \right)^{\frac{1}{2}} \quad [3.36]$$

Donde:

- v: Velocidad de asentamiento (m/s)
 d_L: Densidad del líquido (kg/m³)
 d_V: Densidad del vapor (kg/m³)

- Se determinó el diámetro del separador mediante la Ecuación 3.37 (Sinnott y Towler, 2013, p. 769).

$$D = \left(\frac{4 * Q_V}{\pi * v} \right)^{\frac{1}{2}} \quad [3.37]$$

Donde:

- v: Velocidad de asentamiento (m/s)
 Q_V: Caudal de gas (m³/s)
 D: Diámetro del separador (m)

- Las proporciones del equipo respecto al diámetro se indican en la Figura 3.2 (Sinnott y Towler, 2013, p. 770).

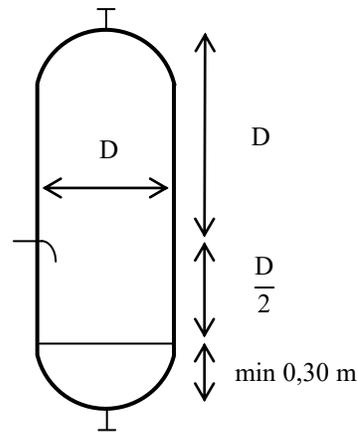


Figura 3.2. Proporciones de un tambor de separación

- El mínimo nivel del líquido en el fondo del recipiente es 0,3 m y se requiere un tiempo de residencia del líquido mayor a 10 min (Sinnott y Towler, 2013, p. 770).

3.8.4 BOMBAS, COMPRESORES, TANQUES Y TUBERÍAS

- El dimensionamiento de las bombas se realizó con base en la potencia necesaria según la ecuación de Bernoulli (Sinnott y Towler, 2013, p. 1 232- 1 236); se consideró un factor de seguridad del 10 % sobre la potencia (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37).
- El dimensionamiento de compresores se realizó con base en la potencia necesaria para procesos politrópicos o isoentrópicos (Sinnott y Towler, 2013, p. 1 222); se consideró un factor de seguridad del 10 % sobre el caudal (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37).
- El trabajo de compresión se calculó mediante la Ecuación 3.38, el coeficiente politrópico se obtuvo mediante las Ecuaciones 3.39 y 3.40, y la temperatura de salida de los gases mediante la Ecuación 3.41 (Luyben, 2007, p. 268):

$$W_{\text{comp}} = \frac{R T_s G n}{(n-1)} \left[\left(\frac{P_D}{P_S} \right)^{\frac{(n-1)}{n}} - 1 \right] \quad [3.38]$$

Donde:

G: Flujo molar del gas a la entrada
 n: Coeficiente politrópico
 P_D : Presión de descarga
 P_S : Presión de succión
 R: Constante universal de los gases ideales
 T_S : Temperatura absoluta del gas de entrada
 W_{comp} : Trabajo del compresor

$$n = \frac{1}{1-m} \quad [3.39]$$

$$m = \frac{\gamma-1}{\gamma \cdot E_p} \quad [3.40]$$

Donde:

E_p : Eficiencia politrópica
 m: Coeficiente m
 n: Coeficiente politrópico

$$T_D = T_S \left(\frac{P_D}{P_S} \right)^m \quad [3.41]$$

Donde:

T_D : Temperatura en la descarga
 T_S : Temperatura en la succión
 P_D : Presión en la descarga
 P_S : Presión en la succión
 m: Coeficiente m

- Para el diseño de los tanques de almacenamiento se consideraron los criterios expresados en las Normas API 620 “*Design and Construction of Large Welded Low Pressure Storage Tanks*”, API 650 “*Welded Steel Tanks for Oil Storage*” y API 2000 “*Venting Atmospheric and Low-Pressure Storage Tanks*” (API 2000,

1998; API 620, 2002; API 650, 2012). Se determinó el volumen del recipiente, su diámetro interno, su altura, y el espesor de pared necesario para garantizar una buena operación bajo las condiciones del proceso.

4. DISEÑO DE LA PLANTA

A partir de los criterios de diseño se realizaron los cálculos de balance de materia, balance de energía y el dimensionamiento de los equipos requeridos para la operación normal de la planta. Los cálculos mencionados se detallan desde el Anexo III al Anexo VIII equipo por equipo.

Como resultado del diseño de la planta se generaron el diagrama de bloques (BPD) y los diagramas de flujo de proceso (PFD) que se presentan en la sección 4.1. Para complementar la información de los diagramas BPD y PFD se presentan los resultados más relevantes de los balances de materia y energía así como la planificación de la producción en las secciones 4.2 a la 4.4, esta información permite entender los flujos de operación normal y las condiciones de temperatura y presión del proceso así como los requerimientos de materias primas, insumos y energía en la planta.

Posteriormente se presenta la disposición en planta (*Layout*) y las vistas de los equipos principales en la sección 4.5 para mostrar la ubicación espacial de la planta y los diagramas de tuberías e instrumentación (P&ID) en la sección 4.6.

Los diagramas antes mencionados junto con las hojas de especificación de equipos presentados en la sección 4.7 proporcionan la información básica requerida para la procura y construcción de la planta.

4.1 DIAGRAMA DE BLOQUES BPD Y DIAGRAMAS DE FLUJO PFD

El diagrama de bloques de la planta propuesta se muestra en la Figura 4.1, en este se proporciona la información básica del proceso como son flujos, composiciones y condiciones de operación de la línea principal. En el BPD cada operación unitaria se representa como un recuadro que contiene una identificación y las condiciones operación; cada corriente se representa mediante

flechas con su respectiva identificación, flujo másico y de ser necesario se muestra la composición molar.

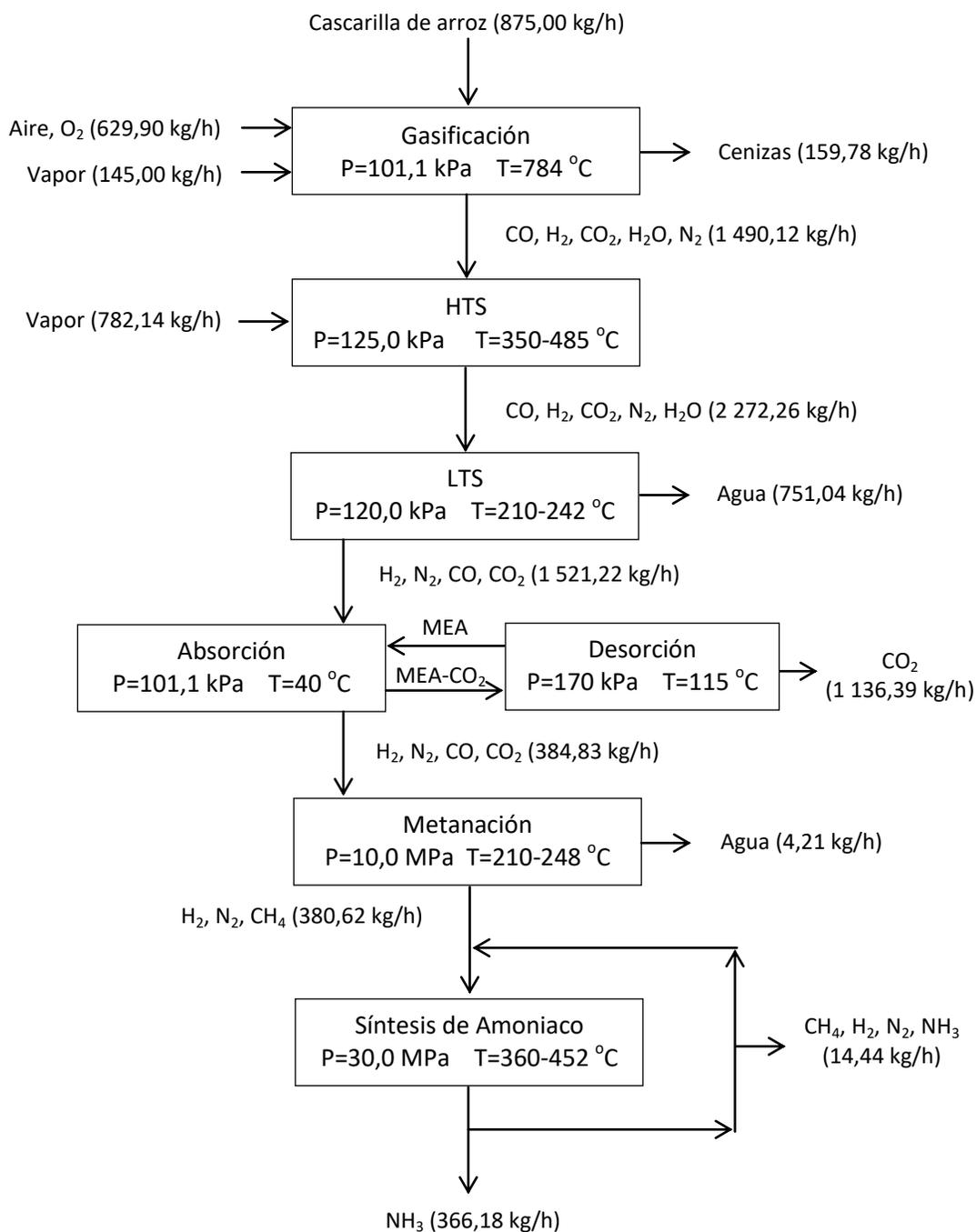


Figura 4.1. Diagrama de bloques de la planta de producción de amoníaco

Los diagramas PFD que se muestran desde la Figura 4.4 a la 4.9 se realizaron con base en los balances de materia, energía y los diseños de los equipos detallados desde el Anexo III al Anexo VIII.

La simbología para realizar los diagramas de flujo (PFD) se tomó de el apéndice A “*Graphical Symbols for Piping Systems and Plant*” (Sinnott y Towler, 2013, pp. A.1–A.10). En la Figura 4.2 se muestra el formato de los conectores de página utilizados en los diagramas PDF y P&ID, en estos en casillero de diagrama de destino o procedencia también se tiene las siglas DS, DL, o DG para denominar desechos sólidos, líquidos o gaseosos respectivamente, las siglas SI se refieren a servicios industriales tales como el vapor o agua de enfriamiento y las sigla F es de alimentación fresca.

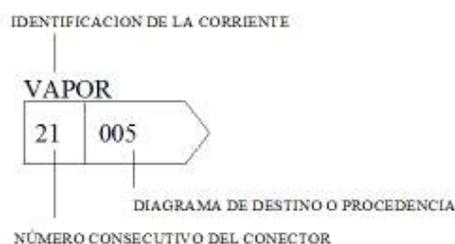


Figura 4.2. Nomenclatura de conectores de página en diagramas PFD y P&ID

La Figura 4.3 indica el formato de las etiquetas de identificación de equipos en la que el primer campo contiene una o dos letras indicando el código del equipo según la nomenclatura expuesta en la Tabla 4.1, el segundo es el primer dígito que identifica la planta, el tercero identifica el código del área o sección y los dos últimos corresponden al número consecutivo del equipo, desde el 01 al 99.

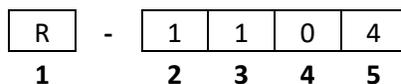
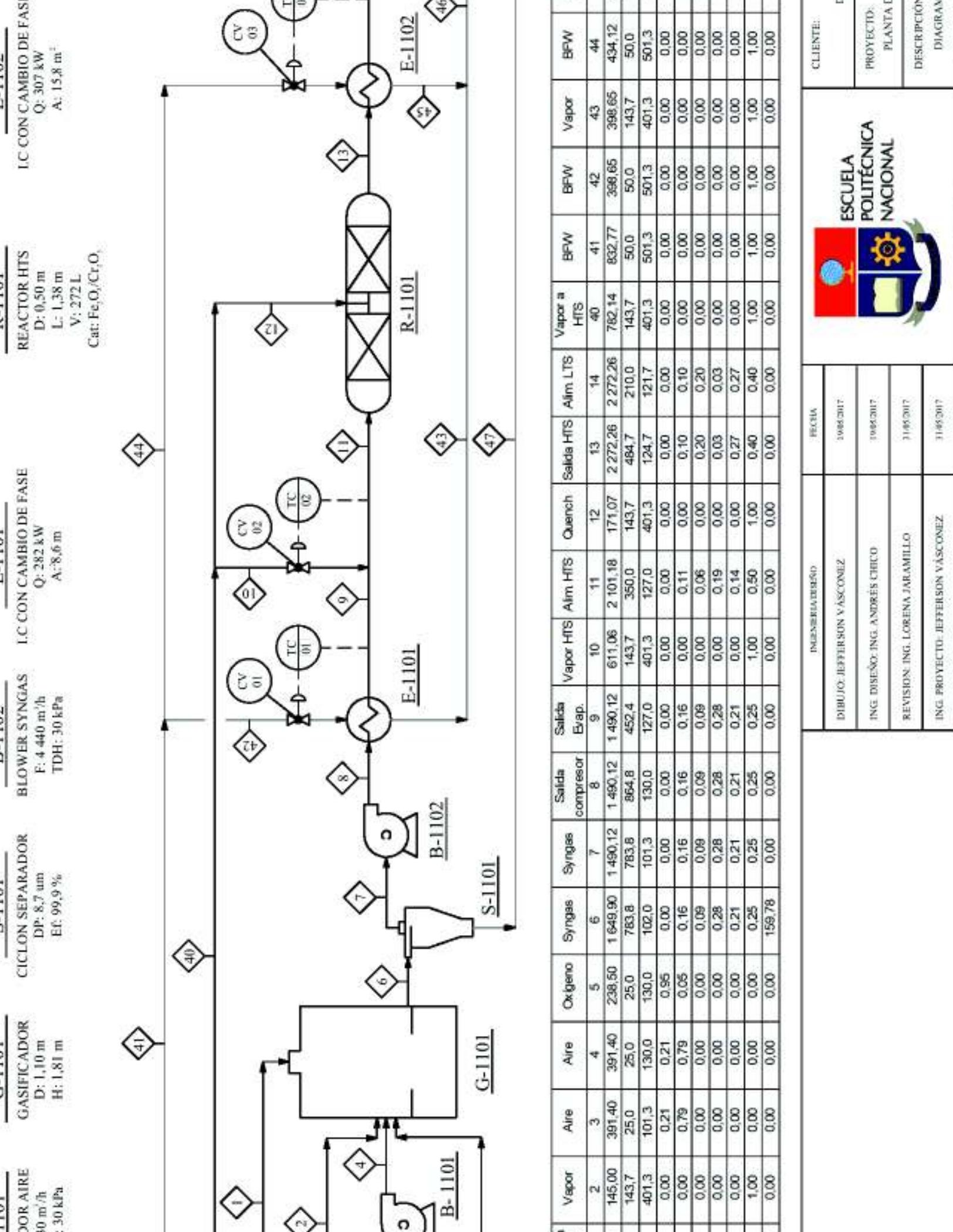


Figura 4.3. Formato de etiquetas de identificación de equipos

Tabla 4.1. Nomenclatura de equipos en los diagramas PFD y P&ID

Denominación	Equipo	Denominación	Equipo
SB	Caldero	K	Compresor
C	Columna de relleno	B	Soplador o Blower
CT	Torre de enfriamiento	R	Reactor
E	Intercambiador de calor	S	Ciclón separador
G	Gasificador	TK	Tanque
P	Bomba	V	Tambor de separación



COMBUSTOR
 Q: 307 kW
 A: 15,8 m²

REACTOR HTS
 D: 0,50 m
 L: 1,38 m
 V: 272 L
 Cat: Fe₃O₄/Cr₂O₃

CICLON SEPARADOR
 DP: 8,7 um
 EF: 99,9 %

BLOWER SYNGAS
 F: 4 440 m³/h
 TDH: 30 kPa

I.C CON CAMBIO DE FASE
 Q: 282 kW
 A: 8,6 m

I.C CON CAMBIO DE FASE
 Q: 307 kW
 A: 15,8 m²

1	Vapor	Aire	Aire	Oxigeno	Syngas	Syngas	Salida compresor	Salida Evap.	Vapor HTS	Alim HTS	Quench	Salida HTS	Alim LTS	Vapor a HTS	BFw	BFw	Vapor	BFw
2	145,00	391,40	391,40	238,50	1 649,90	1 490,12	1 490,12	1 490,12	611,06	2 101,18	171,07	2 272,26	2 272,26	782,14	41	42	43	44
3	25,0	25,0	25,0	25,0	783,8	783,8	864,8	452,4	143,7	350,0	143,7	484,7	210,0	143,7	50,0	50,0	143,7	50,0
4	101,3	130,0	130,0	130,0	102,0	101,3	130,0	127,0	401,3	127,0	401,3	124,7	121,7	401,3	501,3	501,3	401,3	501,3
5	0,00	0,21	0,21	0,95	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
6	0,00	0,79	0,79	0,05	0,16	0,16	0,16	0,16	0,00	0,11	0,00	0,10	0,10	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
7	0,00	0,00	0,00	0,00	0,09	0,09	0,09	0,09	0,00	0,06	0,00	0,20	0,20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
8	0,00	0,00	0,00	0,00	0,28	0,28	0,28	0,28	0,00	0,19	0,00	0,03	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
9	0,00	0,00	0,00	0,00	0,21	0,21	0,21	0,21	0,00	0,14	0,00	0,27	0,27	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
10	1,00	0,00	0,00	0,00	0,25	0,25	0,25	0,25	1,00	0,50	1,00	0,40	0,40	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
11	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
12	0,00	0,00	0,00	0,00	159,78	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00



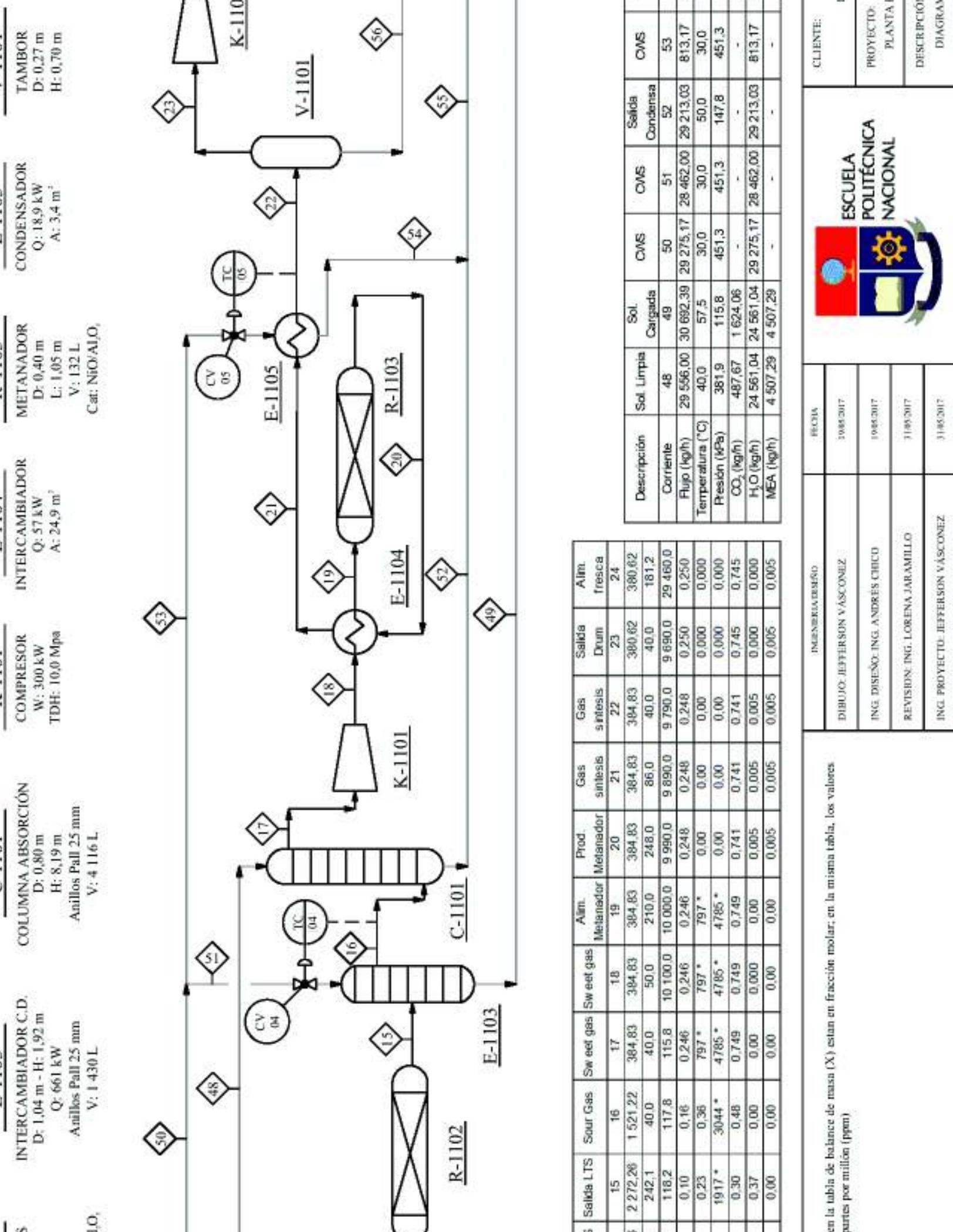
ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

INGENIERIA DISEÑO		FECEJA	
DIBUJO: JEFFERSON VÁSQUEZ	1985/2017	FECEJA	1985/2017
ING. DISEÑO: ING. ANDRÉS CHICO	1985/2017		
REVISIÓN: ING. LORENA JARAMILLO	31/05/2017		
ING. PROYECTO: JEFFERSON VÁSQUEZ	31/05/2017		

CLIENTE:

PROYECTO: PLANTA

DESCRIPCIÓN: DIAGRAMA



INTERCAMBIADOR C.D.
 D: 1,04 m - H: 1,92 m
 Q: 661 kW
 Anillos Pall 25 mm
 V: 1 430 L

COLUMNA ABSORCIÓN
 D: 0,80 m
 H: 8,19 m
 Anillos Pall 25 mm
 V: 4 116 L

COMPRESOR
 W: 300 kW
 TDH: 10,0 Mpa

INTERCAMBIADOR
 Q: 57 kW
 A: 24,9 m²

METANADOR
 D: 0,40 m
 L: 1,05 m
 V: 132 L
 Cat: NiO/Al₂O₃

CONDENSADOR
 Q: 18,9 kW
 A: 3,4 m²

TAMBOR
 D: 0,27 m
 H: 0,70 m

	Salida LTS	Sour Gas	Sweet gas	Sweet gas	Alim. Metanador	Prod. Metanador	Gas síntesis	Gas síntesis	Salida Drum	Alim. fresca
15	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
2272,26	1 521,22	384,83	384,83	384,83	384,83	384,83	384,83	384,83	380,62	380,62
242,1	40,0	40,0	50,0	50,0	210,0	248,0	86,0	40,0	40,0	181,2
118,2	117,8	115,8	10 100,0	10 100,0	10 000,0	9 990,0	9 890,0	9 790,0	9 690,0	29 480,0
0,10	0,16	0,246	0,246	0,246	0,246	0,248	0,248	0,248	0,250	0,250
0,23	0,36	797 *	797 *	797 *	797 *	0,00	0,00	0,00	0,000	0,000
1917 *	3044 *	4785 *	4785 *	4785 *	4785 *	0,00	0,00	0,00	0,000	0,000
0,30	0,48	0,749	0,749	0,749	0,749	0,741	0,741	0,741	0,745	0,745
0,37	0,00	0,00	0,000	0,000	0,00	0,005	0,005	0,005	0,000	0,000
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,005	0,005	0,005	0,006	0,005

Descripción	Sol Limpia	Sol. Cargada	CMS	CMS	Salida Condensa	CMS
Corriente	48	49	50	51	52	53
Flujo (kg/h)	29 566,00	30 692,39	29 275,17	28 462,00	29 213,03	813,17
Temperatura (°C)	40,0	57,5	30,0	30,0	50,0	30,0
Presión (MPa)	381,9	115,8	451,3	451,3	147,8	451,3
CO ₂ (kg/h)	487,67	1 624,06	-	-	-	-
H ₂ O (kg/h)	24 561,04	24 561,04	29 275,17	28 462,00	29 213,03	813,17
MEA (kg/h)	4 507,29	4 507,29	-	-	-	-

CLIENTE:

PROYECTO: PLANTA

DESCRIPCIÓN: DIAGRAMA

FECHA

10/05/2017

19/05/2017

31/05/2017

31/05/2017

INGENIERIA DE DISEÑO

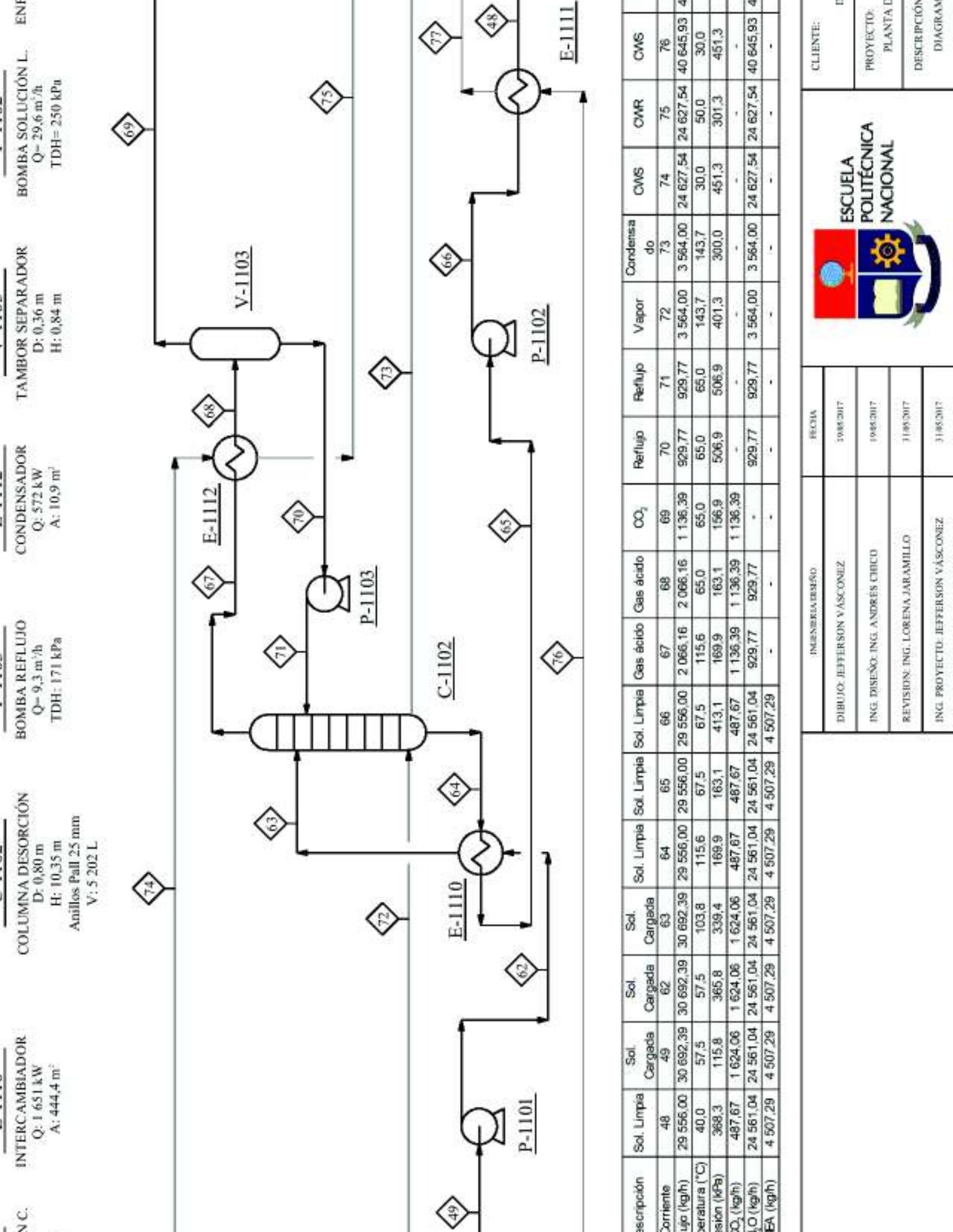
DIBUJO: JEFFERSON VÁSQUEZ

ING. DISEÑO: ING. ANDRÉS CHIRCO

REVISIÓN: ING. LORENA JARAMILLO

ING. PROYECTO: JEFFERSON VÁSQUEZ

en la tabla de balance de masa (X) están en fracción molar; en la misma tabla, los valores en partes por millón (ppm).



INTERCAMBIADOR
Q: 1 651 kW
A: 444,4 m²

COLUMNA DESORCIÓN
D: 0,80 m
H: 10,35 m
Anillos Pall 25 mm
V: 5 202 L

BOMBA REFLUJO
Q= 9,3 m³/h
TDH: 171 kPa

CONDENSADOR
Q: 572 kW
A: 10,9 m²

TAMBOR SEPARADOR
D: 0,36 m
H: 0,84 m

BOMBA SOLUCIÓN L.
Q= 29,6 m³/h
TDH= 250 kPa

Descripción	Sol. Limpia	Sol. Cargada	Sol. Cargada	Sol. Cargada	Sol. Limpia	Gas ácido	Gas ácido	CO ₂	Reflujo	Reflujo	Vapor	Condensado	CMS	CMR	CMS				
Corriente	48	49	49	49	64	65	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75	76	76	76
Flujo (kg/h)	29 556,00	30 692,39	30 692,39	30 692,39	29 556,00	29 556,00	29 556,00	2 066,16	2 066,16	1 136,39	929,77	929,77	3 564,00	3 564,00	24 627,54	24 627,54	40 645,93	24 627,54	40 645,93
Temperatura (°C)	40,0	57,5	57,5	103,8	115,6	67,5	67,5	115,6	65,0	65,0	65,0	65,0	143,7	143,7	30,0	30,0	30,0	50,0	30,0
Presión (kPa)	368,3	115,8	365,8	339,4	169,9	163,1	413,1	169,9	163,1	156,9	506,9	506,9	401,3	300,0	451,3	301,3	451,3	301,3	451,3
CO ₂ (kg/h)	487,67	1 624,06	1 624,06	1 624,06	487,67	487,67	487,67	1 136,39	1 136,39	1 136,39	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H ₂ O (kg/h)	24 561,04	24 561,04	24 561,04	24 561,04	24 561,04	24 561,04	24 561,04	929,77	929,77	929,77	929,77	929,77	3 564,00	3 564,00	24 627,54	24 627,54	40 645,93	24 627,54	40 645,93
EA (kg/h)	4 507,29	4 507,29	4 507,29	4 507,29	4 507,29	4 507,29	4 507,29	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

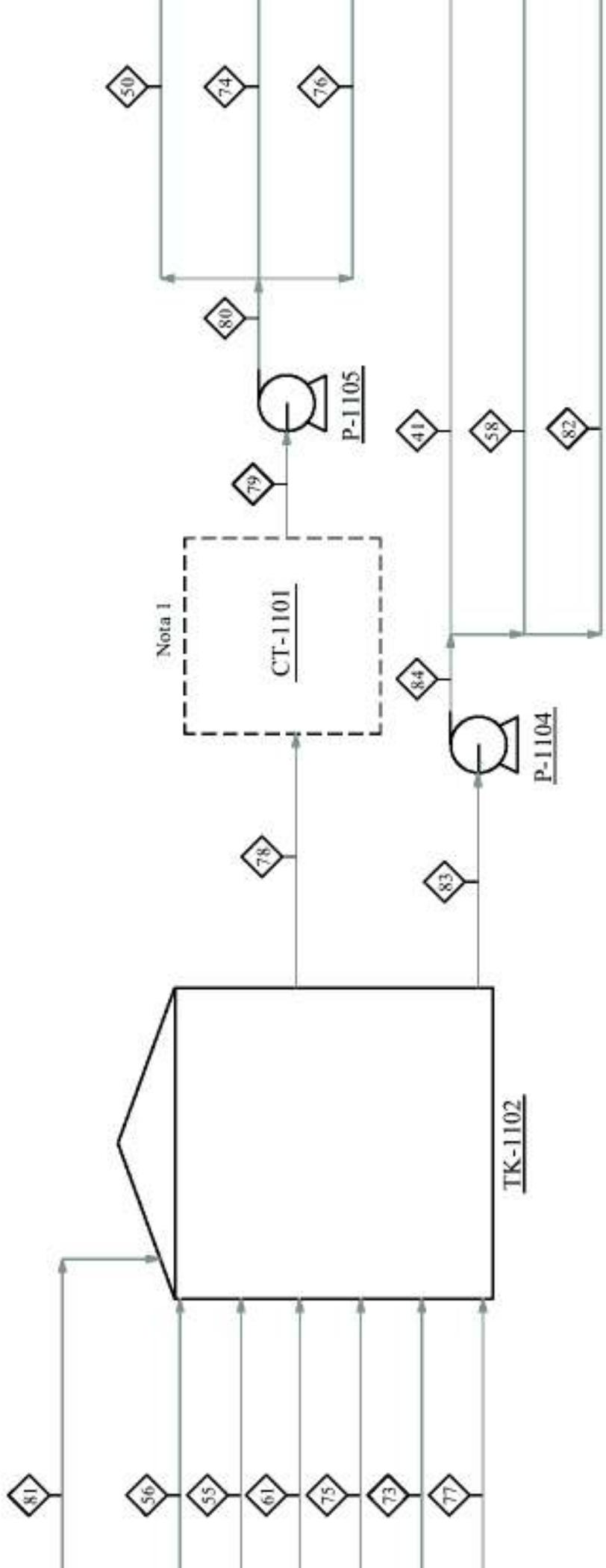
INGENIERIA DISEÑO		FECHA	
DIBUJO: JEFFERSON VÁSQUEZ		19/05/2017	
ING. DISEÑO: ING. ANDRÉS CHICO		19/05/2017	
REVISIÓN: ING. LORENA JARAMILLO		11/05/2017	
ING. PROYECTO: JEFFERSON VÁSQUEZ		31/05/2017	



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

CLIENTE:	E
PROYECTO:	PLANTA D
DESCRIPCIÓN:	DIAGRAM

TANQUE DE TORRE ENFRIAMIENTO BOMBA EVAPORADORES TORRE DE ENFRIAMIENTO BOMBA AGUA ENFRIAMIENTO
 D: 10 m Q= 4,5 m³/h F: 94,5 m³/h Q= 94,5 m³/h
 H: 6 m TDH: 400 kPa Q= 2 197 kW TDH: 330 kPa



Descripción	BFW	CWS	CMR	Agua Drum	BFW	CMR	Condensado	CWS	CMR	CWS	CMR	Alim. Torre	Salid. Torre	CWS	Agua reposición	BFW	BPW
Comente	41	50	55	56	58	61	73	74	75	76	77	78	79	80	81	82	83
Flujo (kg/h)	832,77	29 275,17	30 026,20	4,21	314,83	2 588,70	3 564,00	24 627,54	24 627,54	40 645,93	40 645,93	58 048,64	94 548,64	94 548,64	1 083,20	3 343,54	4 491,14
Temperatura (°C)	50,0	30,0	50,0	40,0	50,0	80,0	143,7	30,0	50,0	30,0	50,0	50,0	30,0	30,0	50,0	50,0	50,0
Presión (kPa)	501,3	451,3	147,8	9 680,0	501,3	400,0	300,0	451,3	301,3	451,3	301,3	101,3	101,3	451,3	400,0	501,3	101,3

El equipo seleccionado de catálogo, el mismo de control necesarios para su operación normal.



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

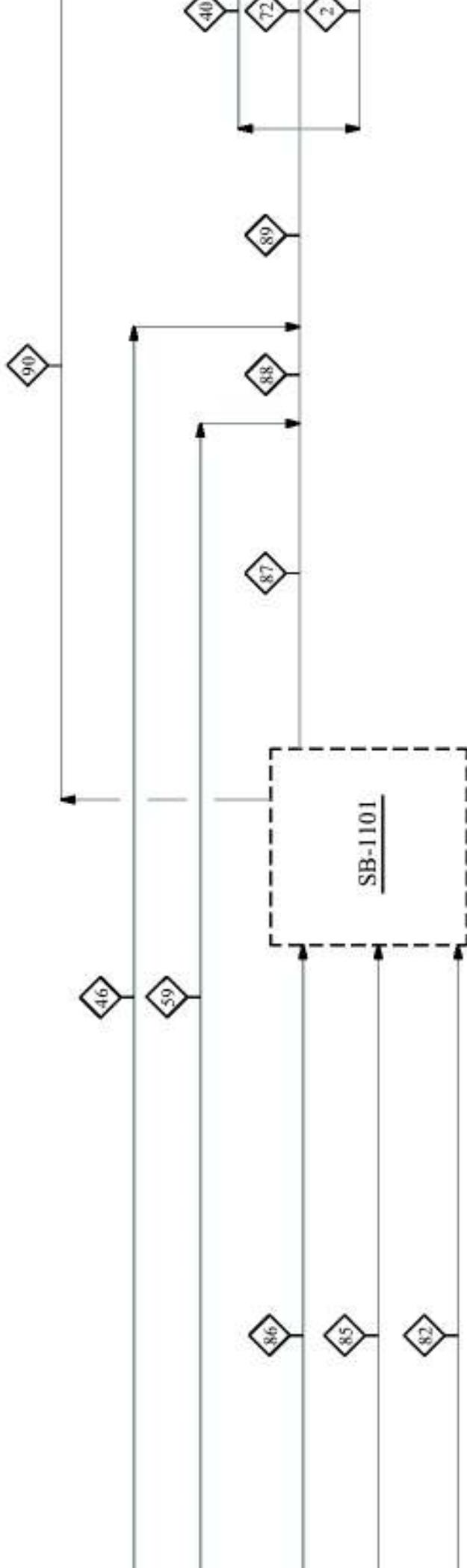
INGENIERIA DE DISEÑO	FECHA	
DIBUJO: JEFFERSON VASCONEZ	10/05/2017	
ING. DISEÑO: ING. ANDRÉS CHICO	10/05/2017	
REVISIÓN: ING. LORENA JARAMILLO	11/05/2017	
ING. PROYECTO: JEFFERSON VASCONEZ	11/05/2017	

CLIENTE:

PROYECTO: PLANTA

DESCRIPCIÓN: DIAGRAMA

CALDERO
 F: 3 344 kg/h
 P: 401,3 kPa



Nota 1

Descripción	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Aire	Vapor	Gases combustión						
Corriente	2	46	59	40	72	82	85	86	87	88	89	89	89	89	89	90
Flujo (kg/h)	145,00	832,77	314,83	782,14	3 564,00	3 343,54	232,73	3 796,41	3 343,54	3 658,37	4 491,14	4 029,14	4 029,14	4 029,14	4 029,14	4 029,14
Temperatura (°C)	143,7	143,7	143,7	143,7	143,7	50,0	25,0	25,0	143,7	143,7	143,7	143,7	143,7	143,7	143,7	220,0
Presión (kPa)	401,3	401,3	401,3	401,3	401,3	501,3	101,3	101,3	401,3	401,3	401,3	401,3	401,3	401,3	401,3	101,3
Estado	Gaseoso	Gaseoso	Gaseoso	Gaseoso	Gaseoso	Líquido	Líquido	Gaseoso								

B-1101 en un equipo seleccionado de catálogo, el mismo contiene los necesarios para su operación normal.



INGENIERIA/DEPARTAMENTO	FECHA
DIBUJO: JEFFERSON VASCOÑEZ	19/05/2017
ING. DISEÑO: ING. ANDRÉS CHICO	19/05/2017
REVISIÓN: ING. LORENA JARAMILLO	31/05/2017
ING. PROYECTO: JEFFERSON VASCOÑEZ	31/05/2017

CLIENTE:	
PROYECTO:	PLANTA
DESCRIPCIÓN:	DIAGRAMA

4.2 BALANCE DE MASA

En la Tabla 4.2 se muestran los flujos y composiciones de las corrientes principales de la planta. Los números de las corrientes están en referencia a los utilizados en los diagramas de flujo de proceso.

Tabla 4.2. Flujos y composiciones de las corrientes principales de la planta

No	Descripción	Flujo (kg/h)	Fracción molar							
			X _{O₂}	X _{N₂}	X _{CO₂}	X _{CO}	X _{H₂}	X _{H₂O}	X _{CH₄}	X _{NH₃}
1	Cascarilla de arroz	875,00	-	-	-	-	-	-	-	-
2	Vapor	145,00	-	-	-	-	-	1,00	-	-
3	Aire	391,40	0,21	0,79	-	-	-	-	-	-
5	Oxígeno	238,50	0,95	0,05	-	-	-	-	-	-
6	<i>Syngas</i>	1 649,90	-	0,16	0,09	0,28	0,21	0,25	-	-
7	<i>Syngas</i>	1 490,12	-	0,16	0,09	0,28	0,21	0,25	-	-
10	Vapor HTS	611,06	-	-	-	-	-	1,00	-	-
11	Alimentación HTS	2 101,18	-	0,11	0,06	0,19	0,14	0,50	-	-
12	Quench	171,07	-	-	-	-	-	1,00	-	-
13	Salida HTS	2 272,26	-	0,10	0,20	0,03	0,27	0,40	-	-
15	Salida LTS	2 272,26	-	0,10	0,23	1 917*	0,30	0,37	-	-
16	<i>Sour Gas</i>	1 521,22	-	0,16	0,36	3 044*	0,48	-	-	-
17	<i>Sweet gas</i>	384,83	-	0,25	797*	4 785*	0,75	-	-	-
20	Productos Metanador	384,83	-	0,25	-	-	0,74	0,01	0,01	-
23	Salida Tambor	380,62	-	0,25	-	-	0,75	-	0,01	-
25	Gas síntesis	2 490,79	-	0,22	-	-	0,56	-	0,15	0,07
28	Alimentación al convertidor	1 471,49	-	0,22	-	-	0,56	-	0,15	0,07
30	<i>Quench</i>	1 019,30	-	0,22	-	-	0,56	-	0,15	0,07
31	Mezcla Amoniaco	2 490,79	-	0,19	-	-	0,47	-	0,16	0,18
36	Amoniaco	366,18	-	-	-	-	-	-	-	1,00
37	Gases del Tambor	2 124,60	-	0,21	-	-	0,52	-	0,18	0,09
38	Reciclo	2 110,17	-	0,21	-	-	0,52	-	0,18	0,09
57	Purga	14,44	-	0,21	-	-	0,52	-	0,18	0,09

Nota: Las composiciones marcadas (*) están en partes por millón (ppm)

La planta propuesta producirá 366,18 kg/h de amoniaco anhidro, en la Tabla 4.3 se muestran las materias primas requeridas para el proceso.

Tabla 4.3. Materias primas requeridas para la producción de amoniaco

Materia prima	Flujo (kg/h)
Cascarilla de arroz	875,00
Aire (Gasificación)	391,40
Oxígeno (95 %)	238,50
Vapor	927,14

Los insumos requeridos para la operación de la planta incluye el agua de enfriamiento y reposición, diesel y aire para el caldero. En la Tabla 4.4 se muestra la cantidad de insumos requeridos en la producción de amoniaco.

Tabla 4.4. Insumos requeridos para la producción de amoniaco

Insumo	Flujo (kg/h)
Agua	3 668,70
Diesel	232,73
Aire (Caldero)	3 796,41

4.3 PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

La influencia del tiempo en cualquier proceso productivo es crítica ya que afecta de manera directa a la rentabilidad, por este motivo es necesario realizar una planificación. Para la planificación de la producción del presente proyecto se utilizó el diagrama PERT (*Program Evaluation and Review Technique*). El PERT consiste en un diagrama en forma de red que muestra los diferentes procesos que deben llevarse a cabo, resaltando los tiempos que demoran y la dependencia entre los mismos (Gomez, 2009, pp. 182, 183).

Para la elaboración de la red PERT se tomará en consideración las operaciones unitarias de la planta de producción de amoniaco, en este sentido es necesario

establecer un tiempo optimista, pesimista y más probable para cada operación, para determinar estos valores en el caso de los reactores se utilizaron las especificaciones de espacio tiempo de los catalizadores, en el caso del caldero y torre de enfriamiento se tomó en cuenta los tiempos de puesta en marcha presentes en el catálogo de los equipos y para el resto de recipientes se calculó el tiempo de residencia tomando en cuenta el volumen del equipo y el caudal de operación del mismo (Cooling Tower Systems, 2017; Matrostech, 2016, pp. 14-19; Steam Generators, 2017).

En la Tabla 4.5 se muestran los tiempos establecidos para cada operación del proceso de producción de amoniaco para realizar el diagrama PERT, el tiempo estimado de cada actividad se calculó mediante la Ecuación 4.1 (Ingeniería Industrial Online, 2017).

Tabla 4.5. Actividades principales para la producción de amoniaco y tiempos requeridos

	Actividad	Tiempo Optimista (s)	Tiempo Probable (s)	Tiempo Pesimista (s)	Actividad precedente	Tiempo estimado (s)
A	Generación de vapor	300,00	450,00	600,00	-	450,00
B	Gasificación	3 000,00	3 600,00	4 200,00	A	3 600,00
C	Enfriamiento	0,02	0,02	0,03	B	0,02
D	HTS	0,90	1,30	1,80	C	1,32
E	Enfriamiento	0,02	0,03	0,04	D	0,03
F	LTS	0,72	1,20	1,80	E	1,22
G	Enfriamiento de agua	300,00	450,00	600,00	-	450,00
H	Enfriamiento	3,91	3,91	5,00	G, F	4,10
I	Absorción	9,88	9,88	11,00	H	10,07
J	Desorción	12,49	12,49	14,00	I	12,74
K	Calentamiento	9,04	9,04	10,00	I	9,20
L	Metanación	0,18	0,75	1,20	K	0,73
M	Enfriamiento	12,00	15,25	18,00	L	15,17
N	Calentamiento	1,95	1,95	3,00	M	2,12
O	Conversión Amoniaco	0,12	0,80	0,90	N	0,70
P	Enfriamiento	14,51	14,51	17,00	O	14,93
Q	Separación	68,80	68,80	70,00	P	69,00

$$T_e = \frac{T_o + 4 \cdot T_m + T_p}{6} \quad [4.1]$$

Donde:

T_e : Tiempo estimado (s)

T_o : Tiempo optimista (s)

T_m : Tiempo más probable (s)

T_p : Tiempo pesimista (s)

En la Figura 4.10 se muestra la estructura del diagrama PERT, esta representación utiliza 3 indicadores: tiempo más temprano de realización del proceso (T_1), tiempo más tardío de realización del proceso (T_2) y la holgura (H). Para calcular T_1 se recorre el diagrama de inicio a fin, en el nodo de "INICIO" se asigna un valor de cero y se aumenta en cada paso el tiempo estimado del proceso realizado hasta el final, luego para calcular T_2 se recorre el diagrama desde el final hasta el inicio, el primer valor se toma igual al último T_1 y el resto se obtiene restando el tiempo estimado de cada proceso, finalmente la holgura se calcula restando T_2 de T_1 en cada nodo. Con los cálculos realizados se puede determinar la ruta crítica considerando el camino por el cual los nodos tengan una holgura de cero (Ingeniería Industrial Online, 2017).

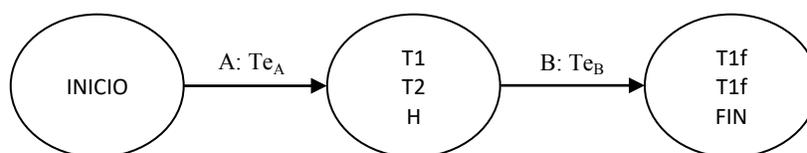


Figura 4.10. Esquema del diagrama PERT

A partir de los tiempos estimados presentes en la Tabla 4.5 se generó la red PERT que se muestra en la Figura 4.11, para esta los tiempos están en segundos, la ruta crítica del proceso se muestra en línea oscura y los procesos no críticos en línea clara (G y J), los procesos no críticos podrían demorarse sin atrasar la producción en un tiempo menor a la holgura, aun así como primera conclusión del diagrama realizado lo más recomendable es almacenar agua de enfriamiento y solución limpia en tanques de manera que cualquier imprevisto que demore los procesos G y J no afecten inmediatamente la producción.

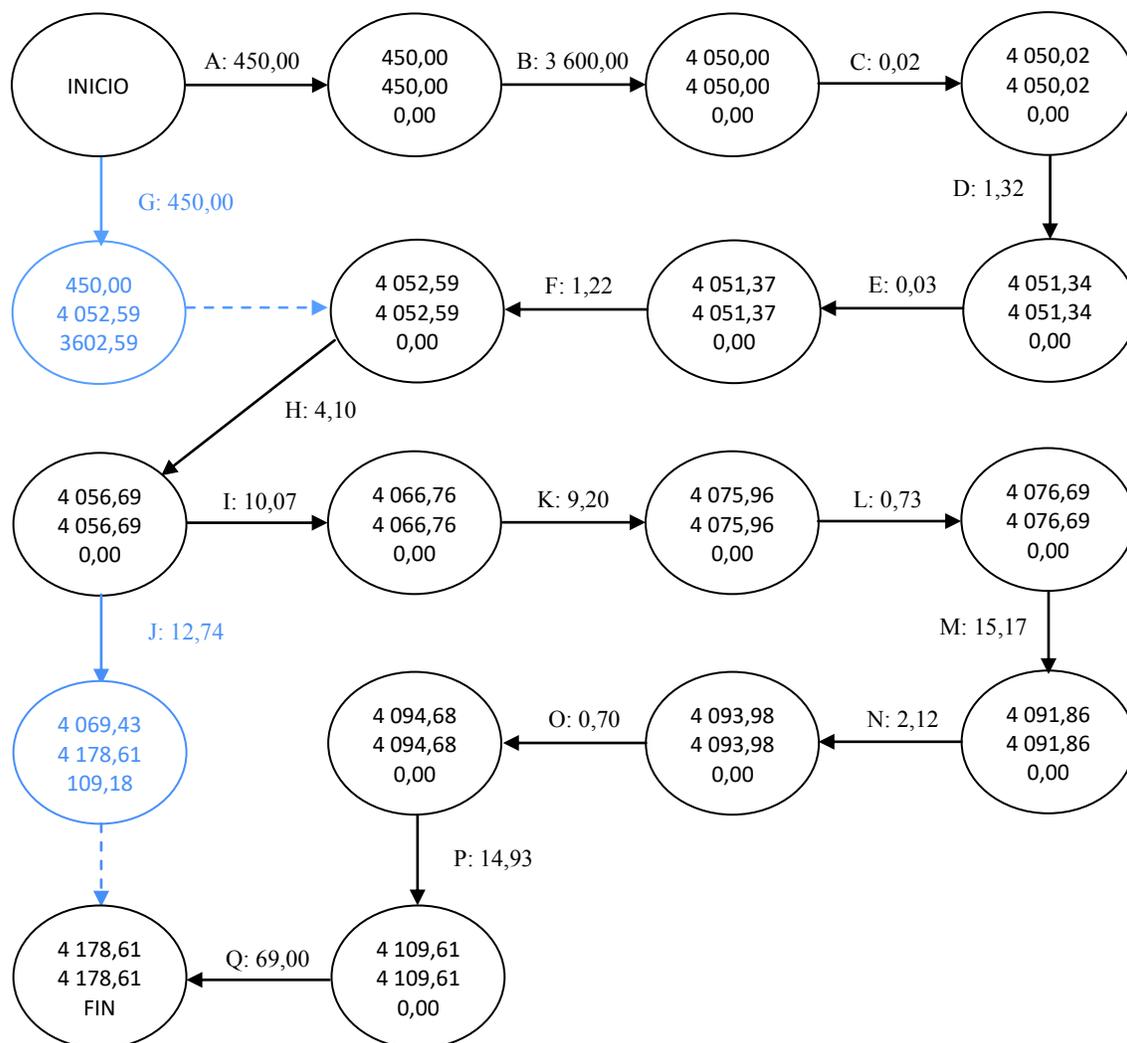


Figura 4.11. Diagrama PERT del proceso de producción de amoniaco

En el diagrama realizado también se obtiene que el proceso de producción de amoniaco tarda un tiempo estimado de 4 178,61 segundos (69 minutos 39 segundos) siendo el proceso más largo la gasificación (A) con un tiempo probable de una hora, esto no puede optimizarse por el momento dado que las reacciones de pirólisis y gasificación tardan el tiempo establecido a las condiciones de presión y temperatura de diseño, aun así es necesario mantener un control adecuado del flujo de alimentación del medio de gasificación, el flujo de alimentación de cascarilla de arroz y las condiciones de operación del equipo para no aumentar el tiempo total. Finalmente respecto al resto de procesos como reacciones, calentamientos, enfriamientos y separaciones los tiempos son pequeños debido a que se procesa gases y algún cambio en los mismos no afectará de manera significativa la producción.

4.4 BALANCE DE ENERGÍA

En esta sección se exponen los datos más importantes respecto a condiciones de operación de los equipos de la planta y su consumo energético; para esto se generaron los perfiles de concentración y temperatura de los reactores de la planta a partir de las simulaciones realizadas en Matlab R2014a que se muestran en el diseño de los equipos desde el Anexo III hasta el Anexo VII.

4.4.1 GASIFICADOR

La cascarilla de arroz se transforma en *syngas* según las reacciones descritas en la Figura 2.1. A partir de la simulación realizada se generaron los perfiles de temperatura que se muestran en la Figura 4.12. Se observa que en comparación con los datos bibliográficos existe la misma tendencia en las zonas de secado y pirólisis; en cuanto a las zonas de combustión y gasificación existen diferencias puesto que el medio de gasificación es diferente según la biomasa procesada.

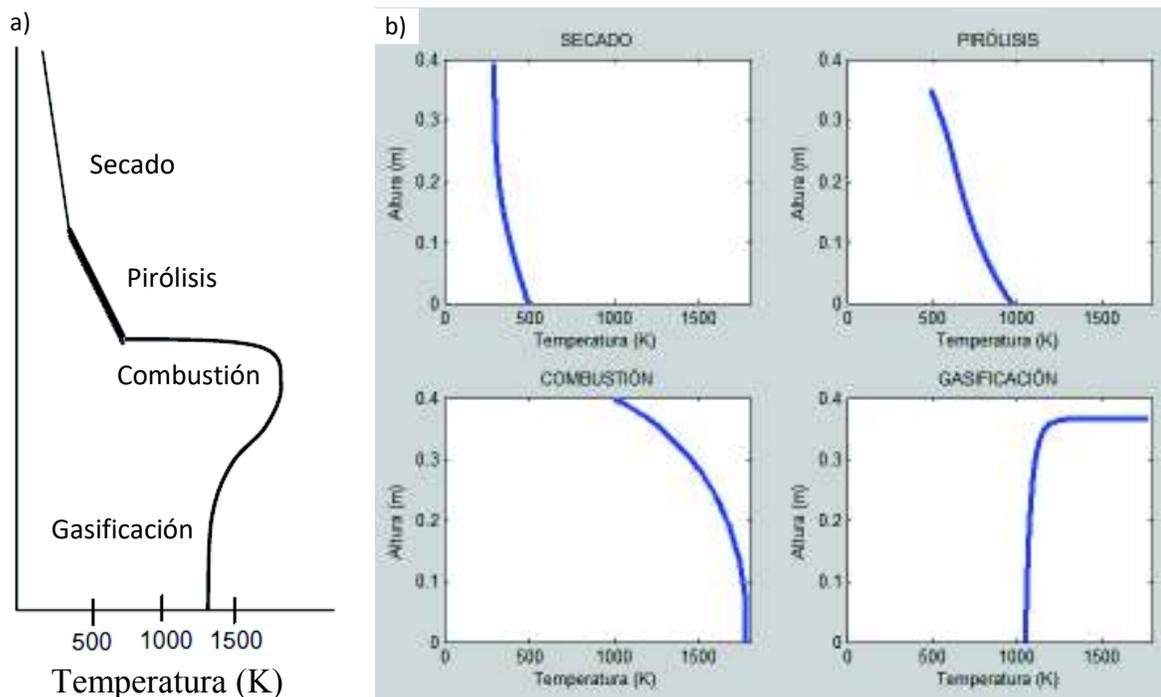


Figura 4.12. Perfil de temperatura del gasificador: a) Perfil de bibliografía*, b) Simulación
*(Modificado de: Basu, 2010, p. 173)

4.4.2 REACTOR HTS

El *syngas* obtenido mediante gasificación ingresa al reactor HTS para obtener hidrógeno y reducir la concentración de monóxido de carbono según la reacción descrita en la Ecuación 4.1. El objetivo del reactor HTS consiste en disminuir la concentración de CO hasta un 3 % v/v (Ertl, Knözinger, Schüth y Weitkamp, 2008, pp. 2 905-2 906).



Debido a que la reacción es exotérmica se requiere un método de enfriamiento en el reactor, para el presente caso se utilizó enfriamiento directo o *Quench*, mismo que consiste en la adición de reactivos a menor temperatura que la de la mezcla (reactante a 143,7 °C). En la Figura 4.13 se muestra el perfil de temperatura del reactor (Huazhang, 2013, p. 659).

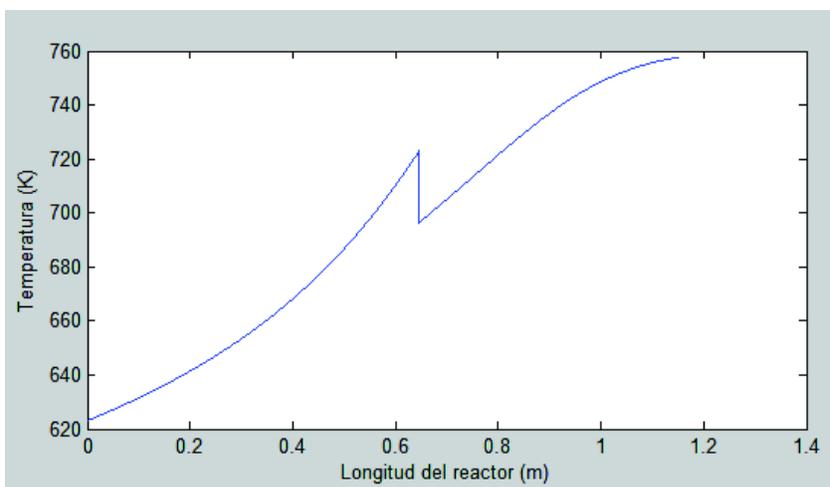


Figura 4.13. Perfil de temperatura del reactor HTS (R-1101)

La temperatura de ingreso de los reactivos al reactor es de 623 K como se observa en el perfil de temperatura del reactor en la Figura 4.13 y la máxima temperatura de operación (773 K) se estableció con base en la actividad y estabilidad del catalizador (Matrostech, 2016, p. 14). Como se observa en la Figura 4.12 la temperatura aumenta en el reactor debido a que su operación es adiabática y el calor liberado por la reacción exotérmica se transfiere a los

reactivos y productos; se observa también un pico en la temperatura a los 0,65 m de longitud en el reactor, el cual se debe a la inyección del vapor de agua que se utiliza como enfriamiento directo cuando el sistema alcanza los 723 K, este valor corresponde a la temperatura a la que la velocidad de reacción empieza a disminuir y el proceso se aproxima al equilibrio químico (Callaghan, 2006, p. 116).

En la Figura 4.14 se muestra el perfil de concentraciones del reactor HTS, en esta se observa que la concentración de agua aumenta a los 0,65 m del reactor debido al enfriamiento directo; al mismo tiempo las concentraciones de los otros reactivos disminuyen por aumento en el flujo molar total; el aumento de concentración de vapor desplaza el equilibrio de la reacción hacia los productos (Callaghan, 2006, p. 116). Las pendientes de las curvas de reactivos y productos en la Figura 4.14 son iguales debido a que la relación molar en la reacción es 1:1.

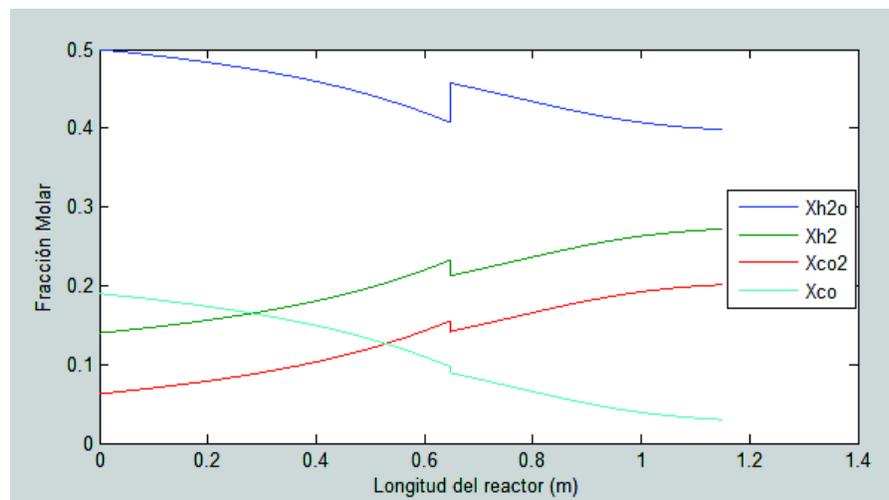


Figura 4.14. Perfil de concentración del reactor HTS (R-1101)

4.4.3 REACTOR LTS

Los productos del reactor HTS ingresan al reactor LTS, mismo que considera la reacción descrita en la Ecuación 4.1. El objetivo del reactor LTS consiste en disminuir la concentración de CO hasta un 0,2 % v/v (Ertl, Knözinger, Schüth y Weitkamp, 2008, pp. 2 905-2 906). La temperatura de operación del reactor LTS está entre 210,0 y 242,1 °C como se muestra en la Figura 4.15; de esta manera el

equilibrio de reacción se desplaza hacia los productos y se puede convertir la mayor parte de monóxido de carbono (Callaghan, 2006, p. 116). En el reactor LTS no es necesario utilizar enfriamiento ya que la variación de temperatura en el reactor LTS es de $32,1\text{ }^{\circ}\text{C}$.

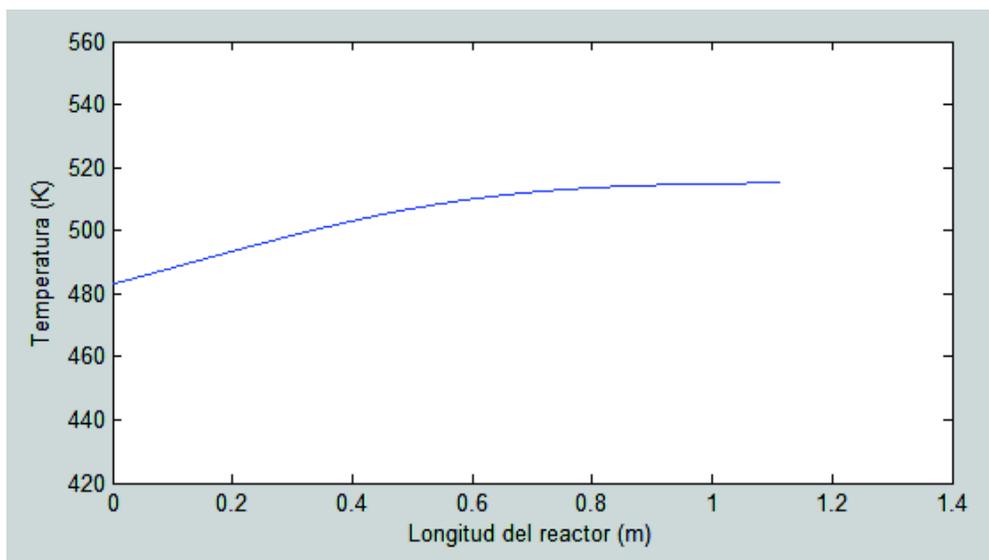


Figura 4.15. Perfil de temperatura del reactor LTS (R-1102)

En la Figura 4.16 se muestra el perfil de concentraciones del reactor LTS, en esta figura se observa que las pendientes de las curvas de reactivos y productos son iguales debido a que la relación molar en la reacción es 1:1.

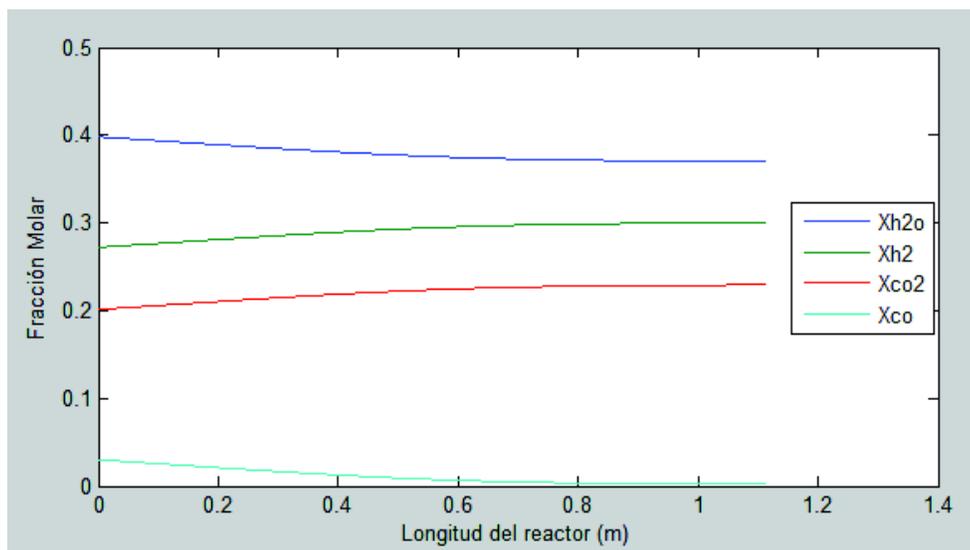


Figura 4.16. Perfil de concentración del reactor LTS (R-1102)

4.4.4 COLUMNA DE ABSORCIÓN

Los productos del reactor LTS ingresan a la columna de absorción después de un acondicionamiento de temperatura, en esta columna se absorbe el CO_2 mediante una solución de MEA, en la Figura 4.17 se muestra el perfil de concentración de una columna de absorción con soluciones de MEA y MDEA extraída de bibliografía y a la derecha el perfil de concentración de la columna de absorción de la planta de producción de amoniaco (Aroonwilas y Veawab, 2004, p. 2 233).

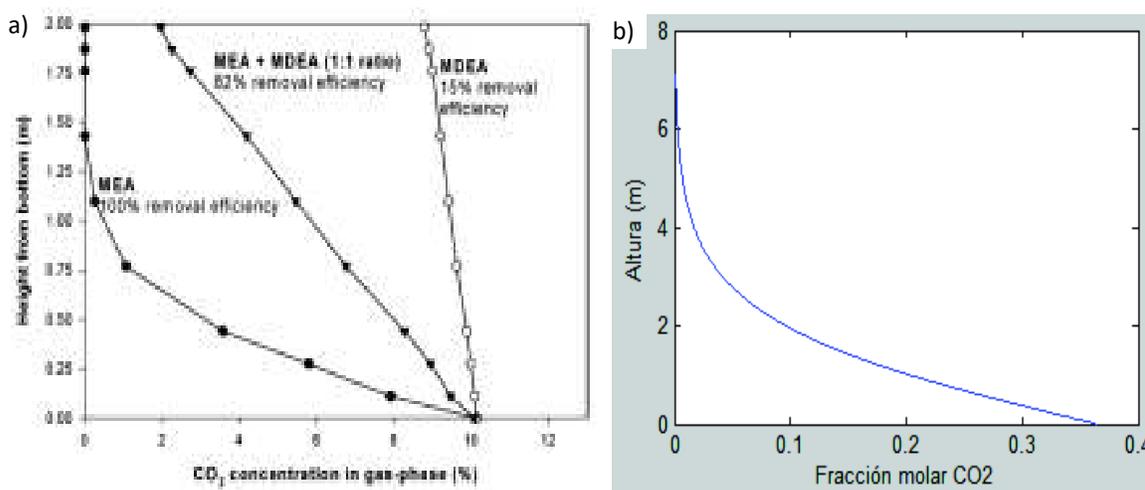


Figura 4.17. Perfil de concentración de CO_2 versus altura de columna en absorción con soluciones de MEA: a) Datos bibliográficos*, b) Simulación

*(Aroonwilas y Veawab, 2004, p. 2 233)

Alrededor del 80 % v/v del gas es absorbido en un cuarto de la altura total de una columna de absorción y el 20 % restante requiere de la mayor parte de la columna (Vaidya y Mahajani, 2006, p. 51). Al comparar la concentración de CO_2 versus altura de la columna de absorción que se presenta en la Figura 4.17 se observa la misma tendencia en cuanto a la velocidad de absorción de CO_2 discutida previamente, con lo cual las condiciones obtenidas por simulación corresponden con los encontrados en bibliografía (Aroonwilas y Veawab, 2004, p. 2 233).

De manera análoga, el perfil de temperatura del líquido de la columna (C-1101) que se muestra en la Figura 4.18 posee la misma tendencia que el perfil de temperatura de bibliografía dado que al absorber CO_2 se produce una reacción exotérmica que calienta la solución desde 313,0 K a la entrada, hasta 330,5 K.

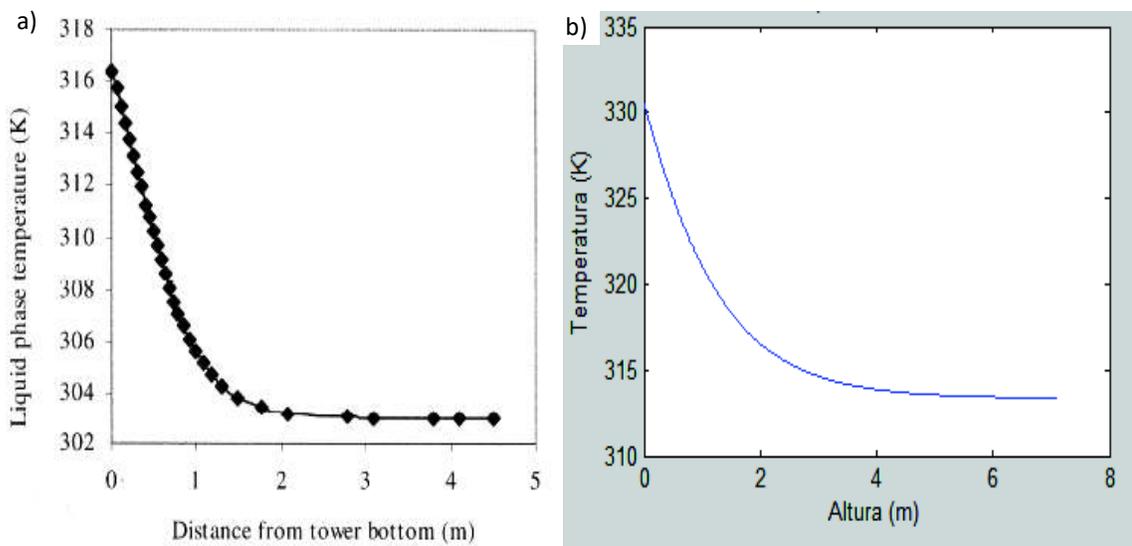


Figura 4.18. Perfil de temperatura del líquido a lo largo de la altura de una columna de absorción de CO₂ con solución de MEA: a) Datos bibliográficos*, b) Simulación
*(Vaidya y Mahajani, 2006, p. 51)

4.4.5 CONVERTIDOR DE AMONIACO

Los productos de la columna de absorción (C-1101) se acondicionaron previo al ingreso al convertidor de amoníaco (R-1104) mediante la transformación del CO y CO₂ restante a CH₄ en el reactor de metanación (R-1103) y posteriormente un acondicionamiento de temperatura mediante una serie de intercambiadores de calor.

Dada la termodinámica de la reacción de producción de amoníaco, la conversión por cada paso en el reactor es del 25 %, por esta razón se debe separar el amoníaco formado y recircular los reactivos (Huazhang, 2013, pp. 736-740).

El gas de síntesis fresco obtenido se une al gas de reciclo para ingresar al convertidor de amoníaco (R-1104), por esta razón está compuesto por N₂, H₂, NH₃ y CH₄. La síntesis de amoníaco se muestra según la Ecuación 4.2 (Ertl et al., 2008, pp. 2 510).



Debido a que la reacción es exotérmica se requiere un método de enfriamiento en el reactor, y de igual forma que en el reactor HTS se utilizó enfriamiento directo o *Quench*, mismo que consiste en la adición de reactivos a menor temperatura que la de la mezcla (reactante a 473 K). En la Figura 4.19 se muestra el perfil de temperatura del convertidor de amoniaco (Huazhang, 2013, p. 659).

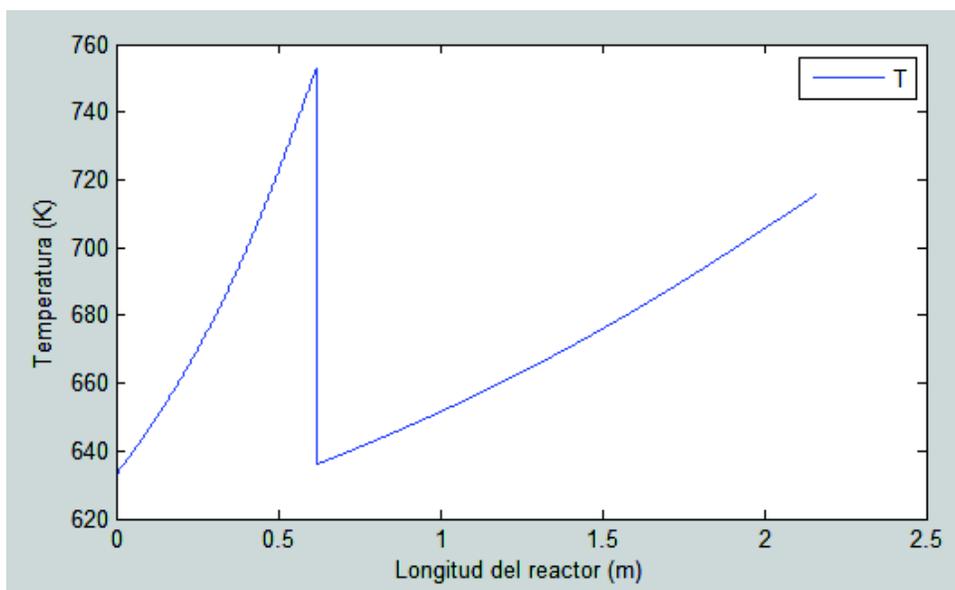


Figura 4.19. Perfil de temperatura del convertidor de amoniaco (R-1104)

La temperatura de ingreso de los reactivos al reactor es de 633 K como se observa en el perfil de temperatura del reactor en la Figura 4.19 y la máxima temperatura de operación (753 K) se estableció con base en la actividad y estabilidad del catalizador (Matrostech, 2016, p. 19).

Como se observa en la Figura 4.19 la temperatura aumenta en el reactor debido a que su operación es adiabática y el calor liberado por la reacción exotérmica se transfiere a los reactivos y productos; se observa también un pico en la temperatura a los 0,62 m de longitud en el reactor, el cual se debe a la inyección de la corriente de reactivos que se utiliza como enfriamiento directo cuando el sistema alcanza los 753 K.

En la Figura 4.20 se muestra el perfil de concentraciones del convertidor de amoniaco, en esta se observa que las concentraciones de H_2 , N_2 y CH_4 aumentan

a los 0,62 m del reactor debido al enfriamiento directo; al mismo tiempo la concentración de NH_3 disminuye por aumento en el flujo molar total; estas variaciones en la concentración desplazan el equilibrio de la reacción hacia los productos, favoreciendo el proceso (Huazhang, 2013, p. 165).

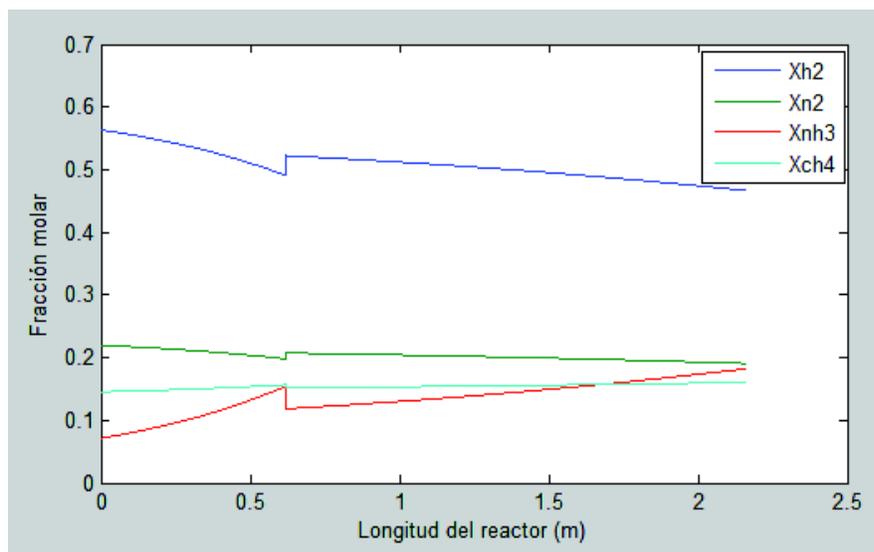


Figura 4.20. Perfil de concentración del convertidor de amoniaco (R-1104)

Las temperaturas de operación de los equipos principales se muestran en la Tabla 4.6, en el caso de los reactores existe un rango de operación ya que su operación es adiabática y debido al calor de reacción sufren un cambio de temperatura.

Tabla 4.6. Temperaturas de operación de los equipos principales

Equipo	Código	Temperatura de operación (°C)
Gasificador	G-1101	784
Reactor HTS	R-1101	350 – 485
Reactor LTS	R-1102	210 – 242
Columna Absorción	C-1101	40
Columna Desorción	C-1102	116
Metanador	R-1103	210 – 248
Convertidor de amoniaco	R-1104	360 – 443

En cuanto a los requerimientos de vapor, es necesario un flujo de 4 491,14 kg/h en la planta para su operación normal, de esta cantidad 3 343,54 kg/h se generan en un caldero y el resto se genera mediante recuperación de calor en evaporadores, los flujos de vapor obtenidos mediante recuperación se muestran en la Tabla 4.7. La generación de vapor mediante el caldero implica un consumo de diesel de 1 773,6 gal/día.

Tabla 4.7. Flujos de vapor generado por recuperación de calor

Equipo	Código	Calor intercambiado (kW)	Vapor generado (kg/h)
Intercambiador de calor	E-1101	282	398,65
Intercambiador de calor	E-1102	307	434,12
Intercambiador de calor	E-1107	223	314,83

El requerimiento de agua de enfriamiento en la planta es de 94,5 m³/h esta se provee mediante un circuito cerrado con una torre de enfriamiento; y los costos de energía eléctrica se establecieron con base en la potencia requerida por compresores, bombas, la torre de enfriamiento y el caldero, como se muestra en la Tabla 4.8.

Tabla 4.8. Potencia de equipos secundarios

Equipo	Código	Potencia (kW)
Soplador de aire	B-1101	11,0
Blower de <i>syngas</i>	B-1102	22,0
Compresor	K-1101	300,0
	K-1102	55,0
	K-1103	22,0
Bomba Centrífuga	P-1101	3,7
	P-1102	3,7
	P-1103	1,5
	P-1104	1,5
	P-1105	11,2
Torre de enfriamiento	CT-1101	3,7
Caldero	SB-1101	18,0

4.5 DISPOSICIÓN EN PLANTA (*LAYOUT*) Y PLANOS DE ELEVACIÓN (VISTAS)

A partir de la Figura 4.21 a la Figura 4.26 se muestran los planos de elevación de los equipos principales de la planta: gasificador, los reactores WGSR, la columna de absorción, el reactor de metanación y el convertidor de amoníaco; para cada equipo se muestran las vistas superior, frontal, lateral e isométrica.

La disposición en planta se muestra desde la Figura 4.27 a la Figura 4.31; estas se elaboraron considerando los espaciamientos adecuados entre equipos de manera que la operación sea segura y se pueda realizar mantenimientos, para esto se utilizó el *software* AutoCAD y AutoCAD Plant 3D versión estudiantil (CCPS y AIChE, 2003, pp. 1, 2, 139–150).

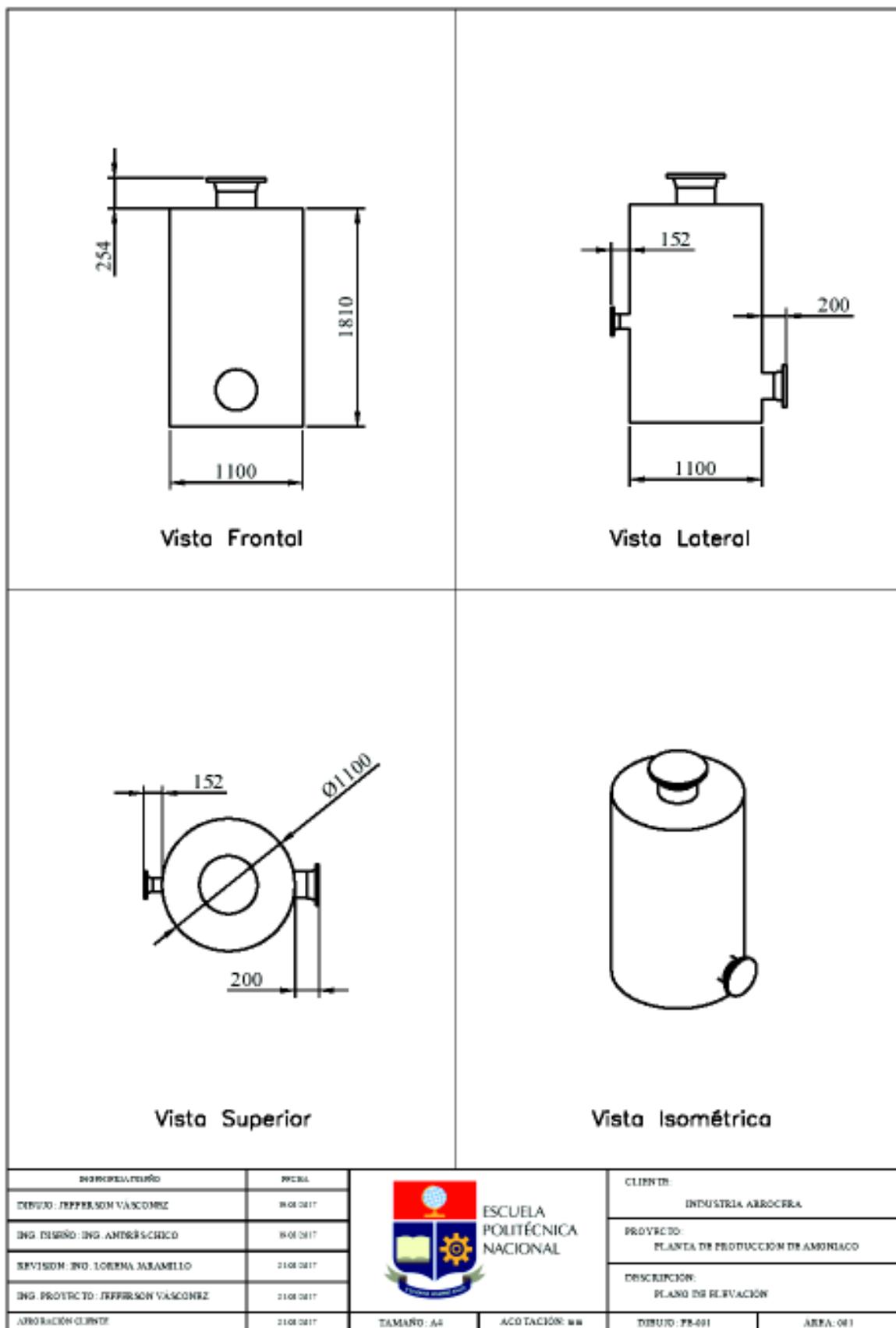


Figura 4.21. Plano de elevación del gasificador G-1101

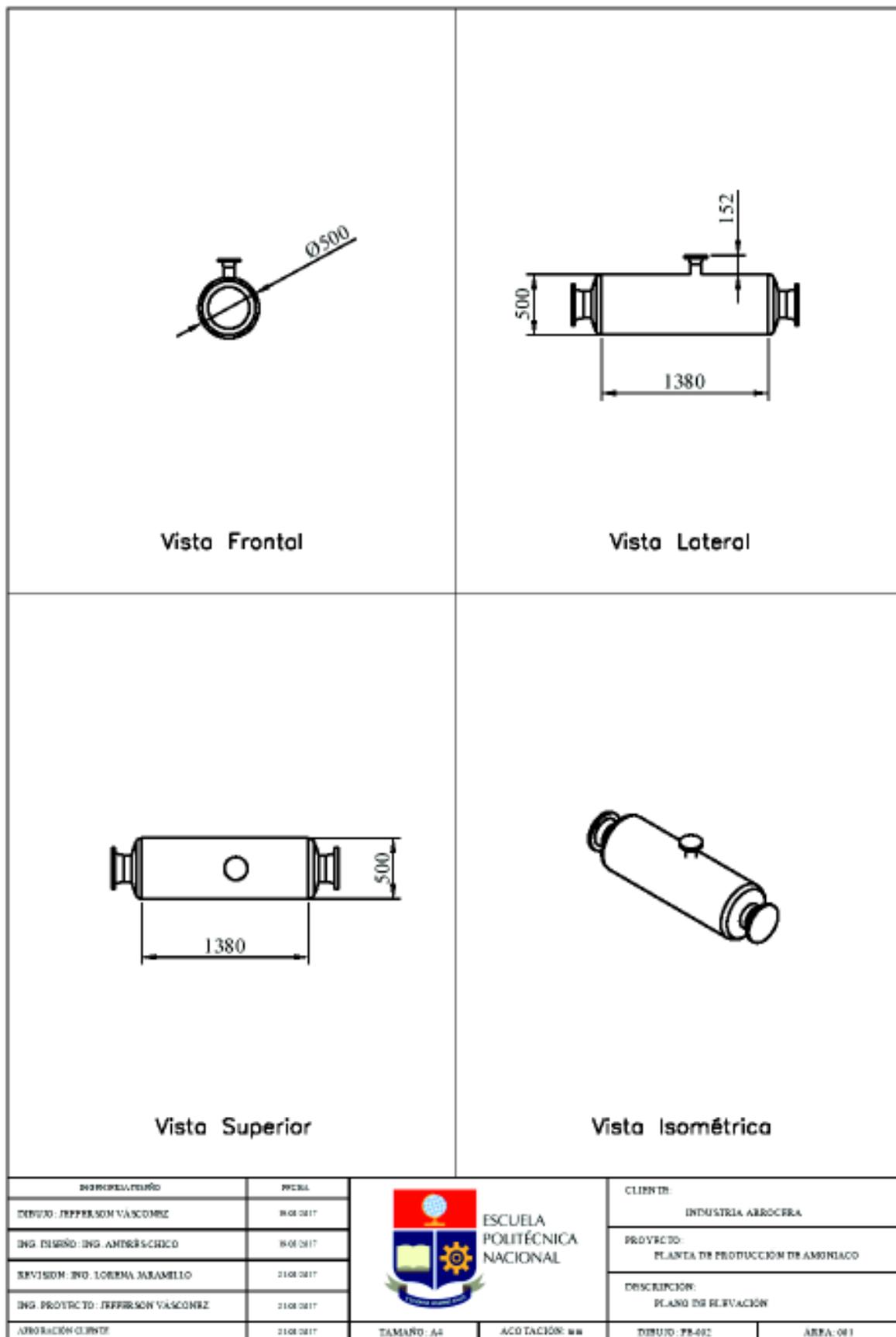


Figura 4.22. Plano de elevación del reactor HTS R-1101

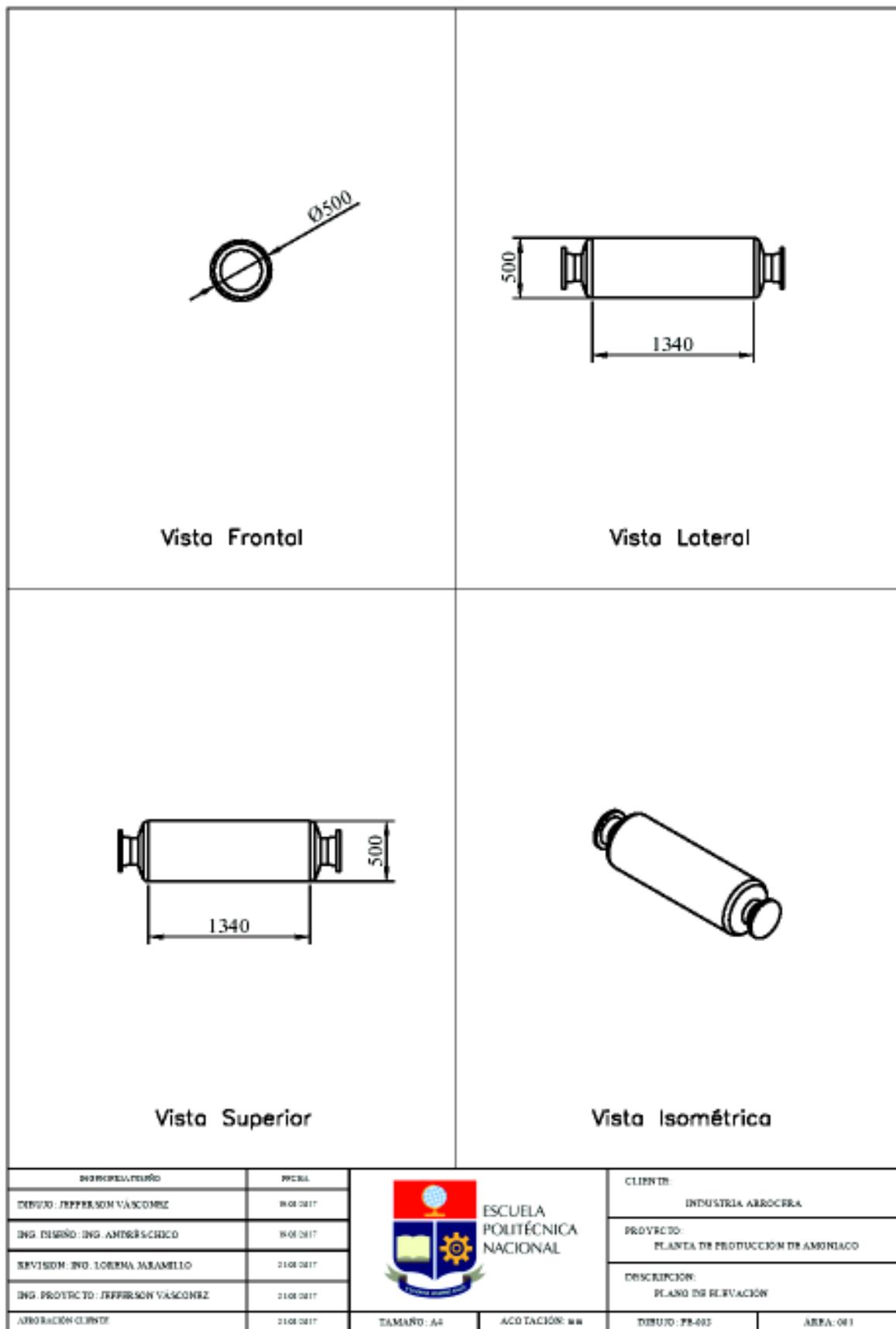


Figura 4.23. Plano de elevación del reactor LTS R-1102

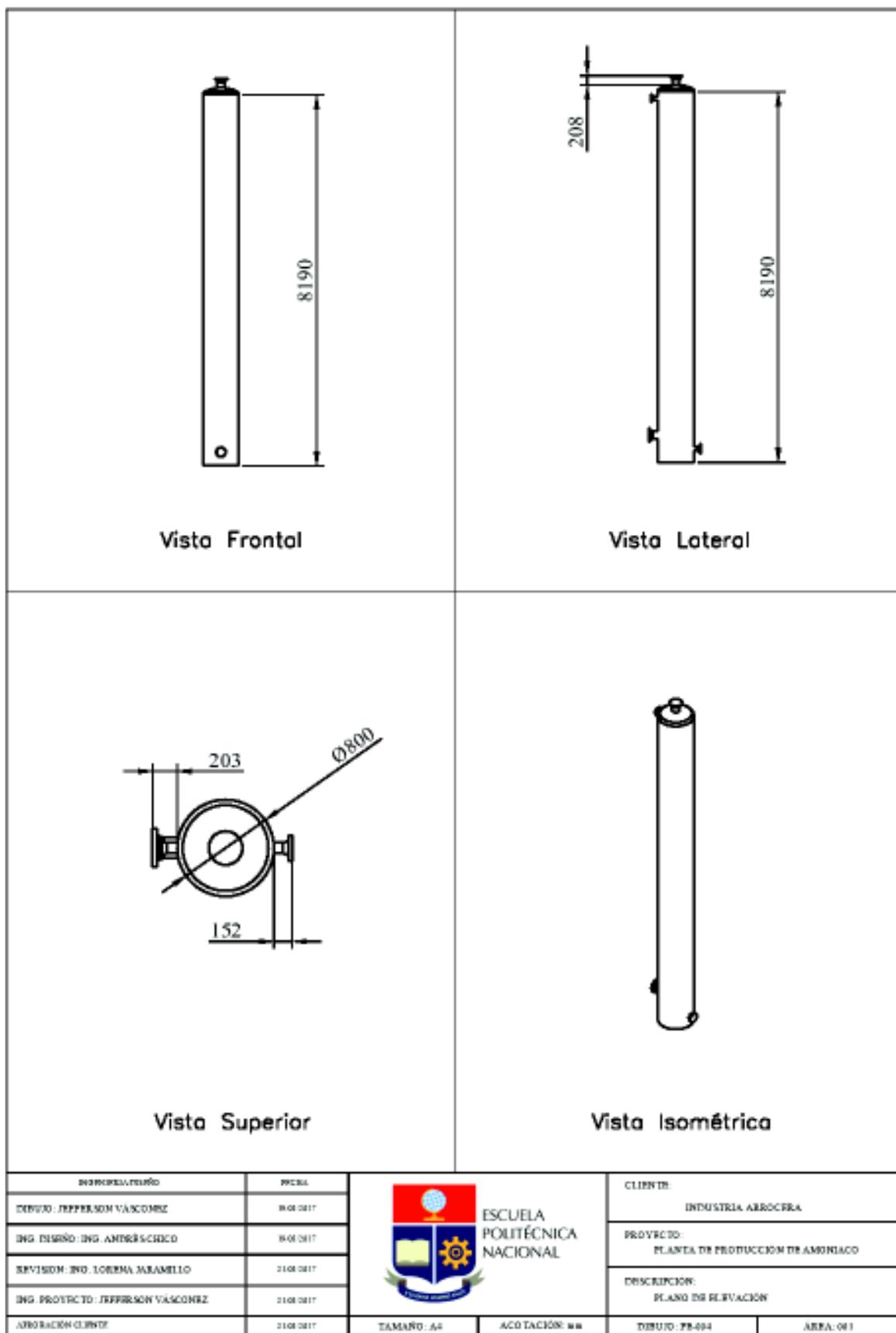


Figura 4.24. Plano de elevación de la columna de absorción C-1101

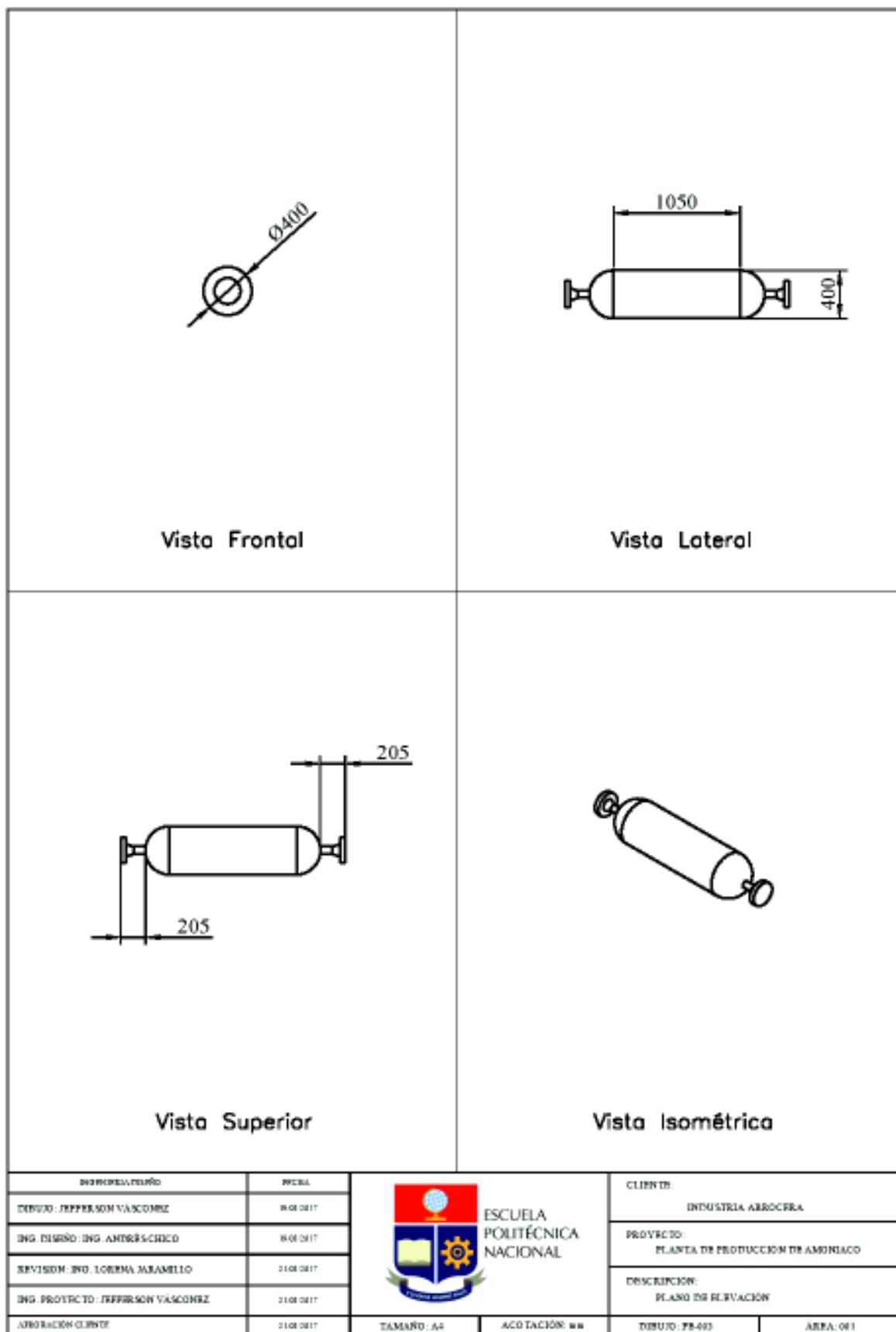


Figura 4.25. Plano de elevación del reactor de metanación R-1103

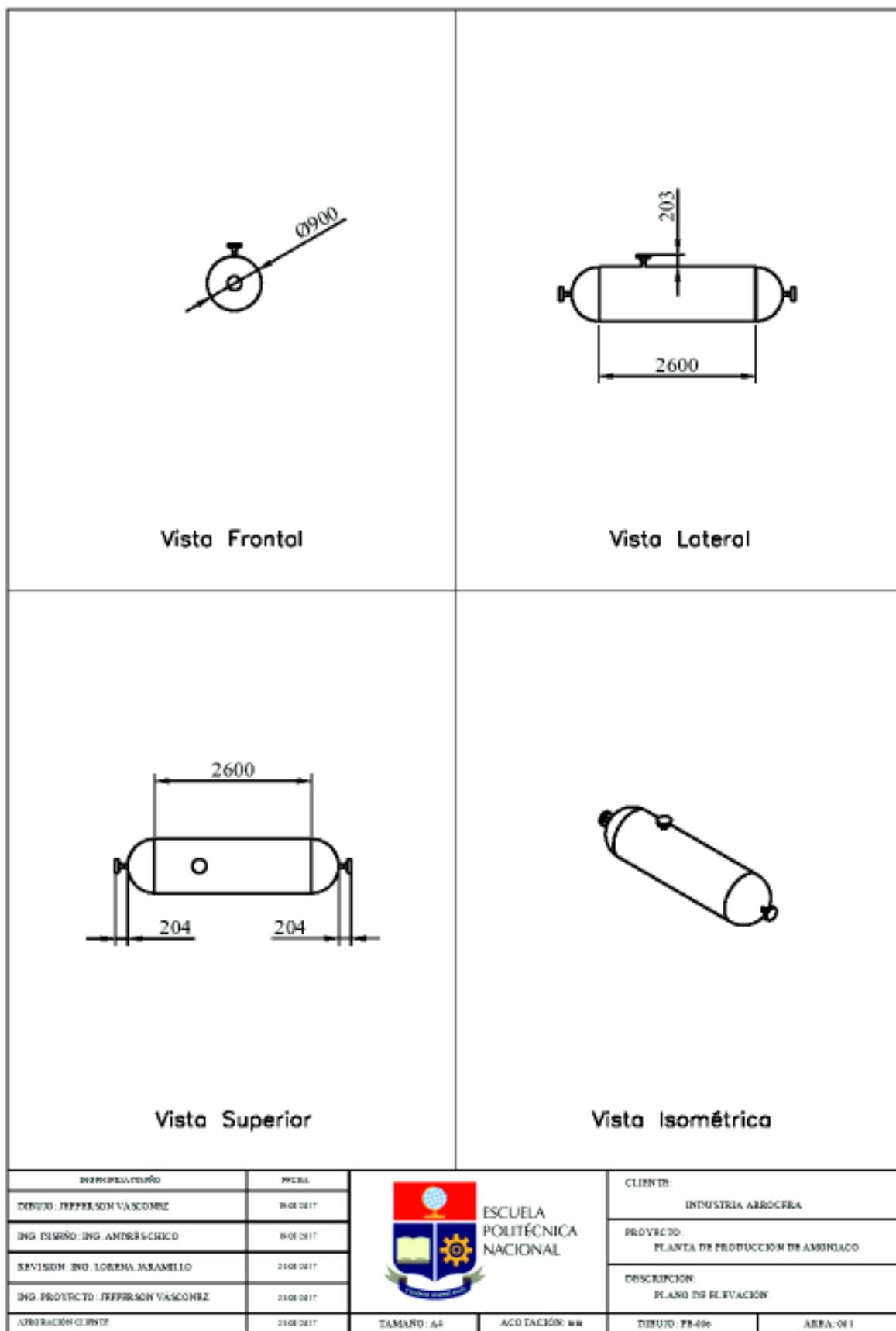


Figura 4.26. Plano de elevación del convertidor de amoníaco R-1104

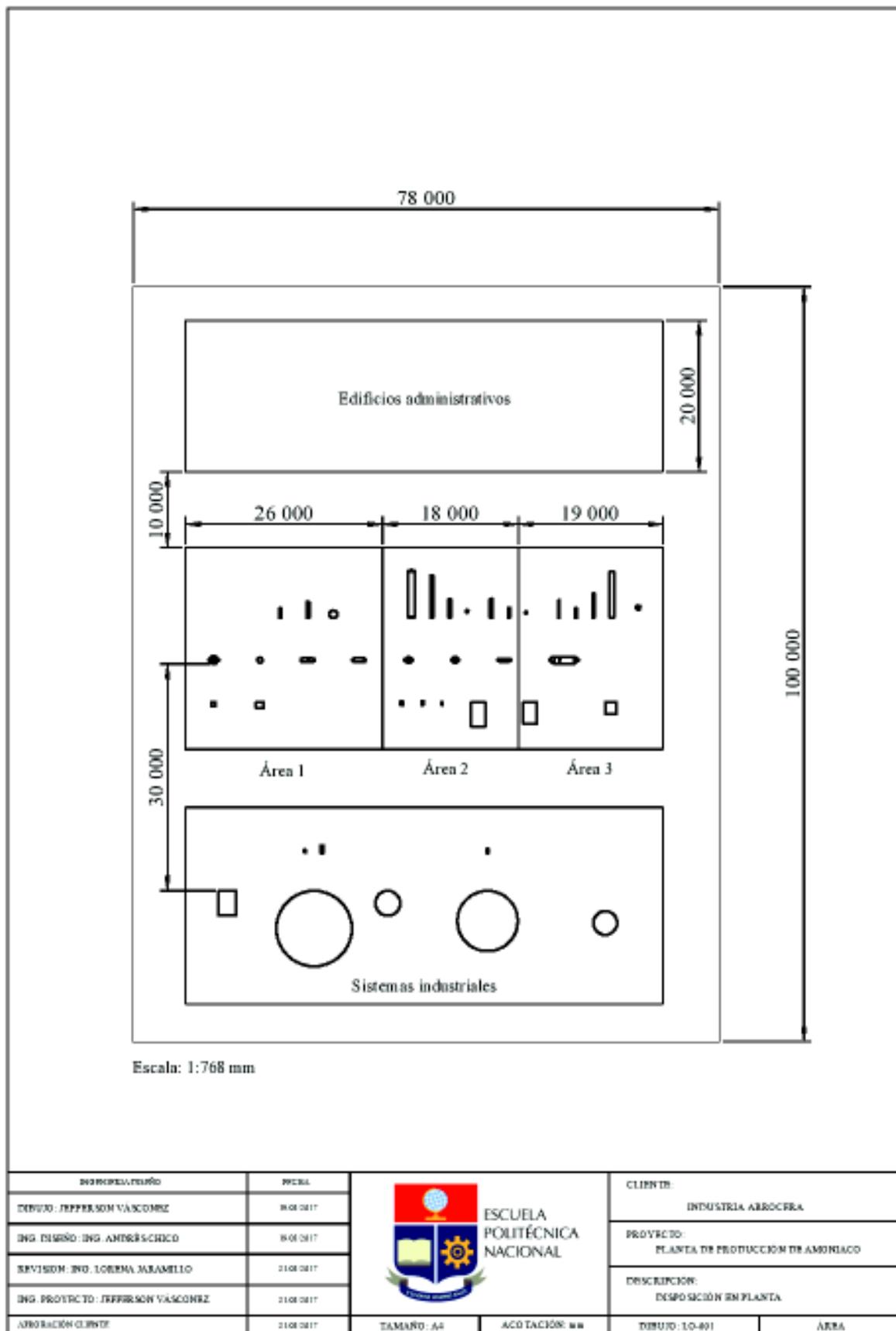


Figura 4.27. Layout de la planta de producción de amoniaco

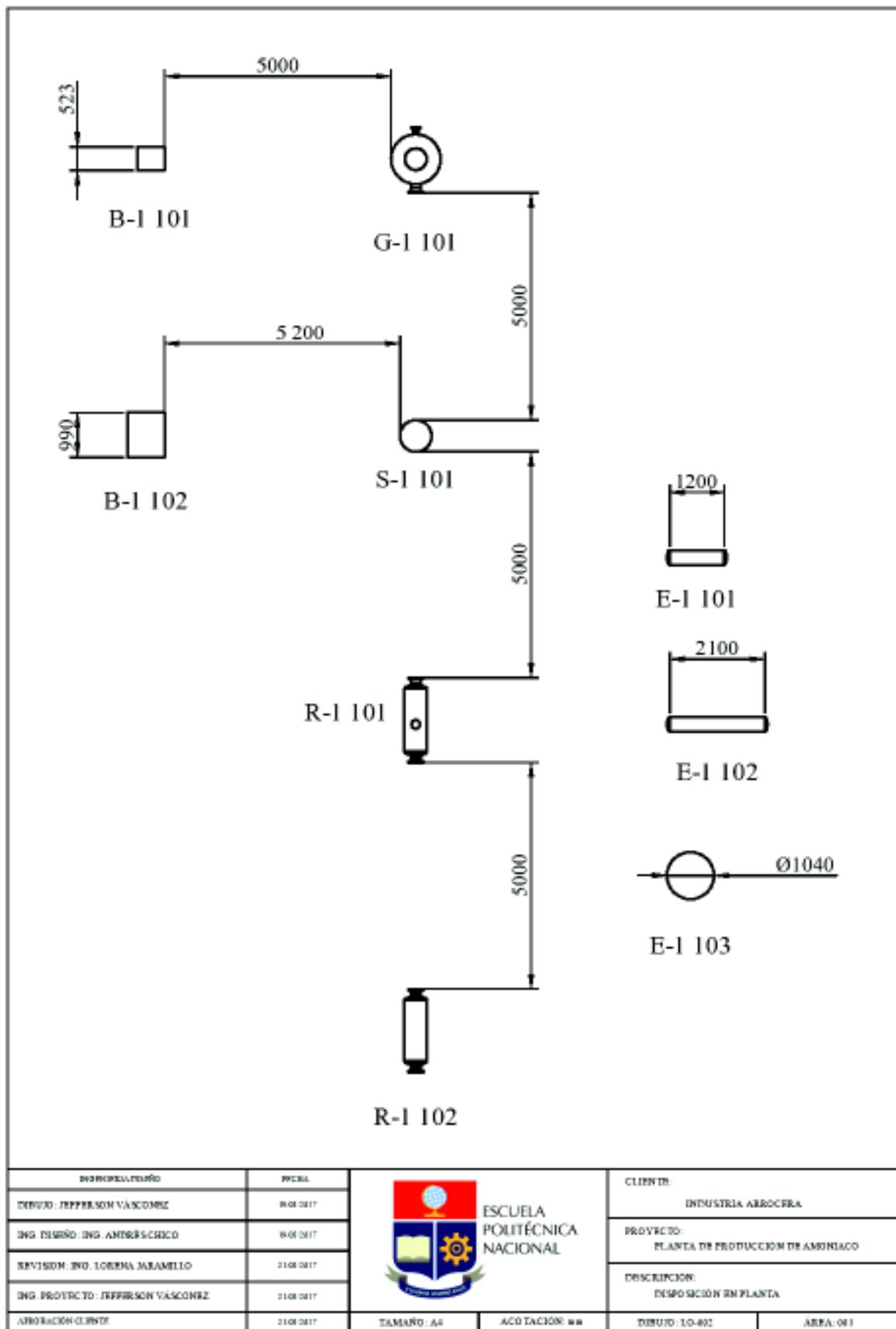


Figura 4.28. Disposición en planta (*Layout*) del área 001

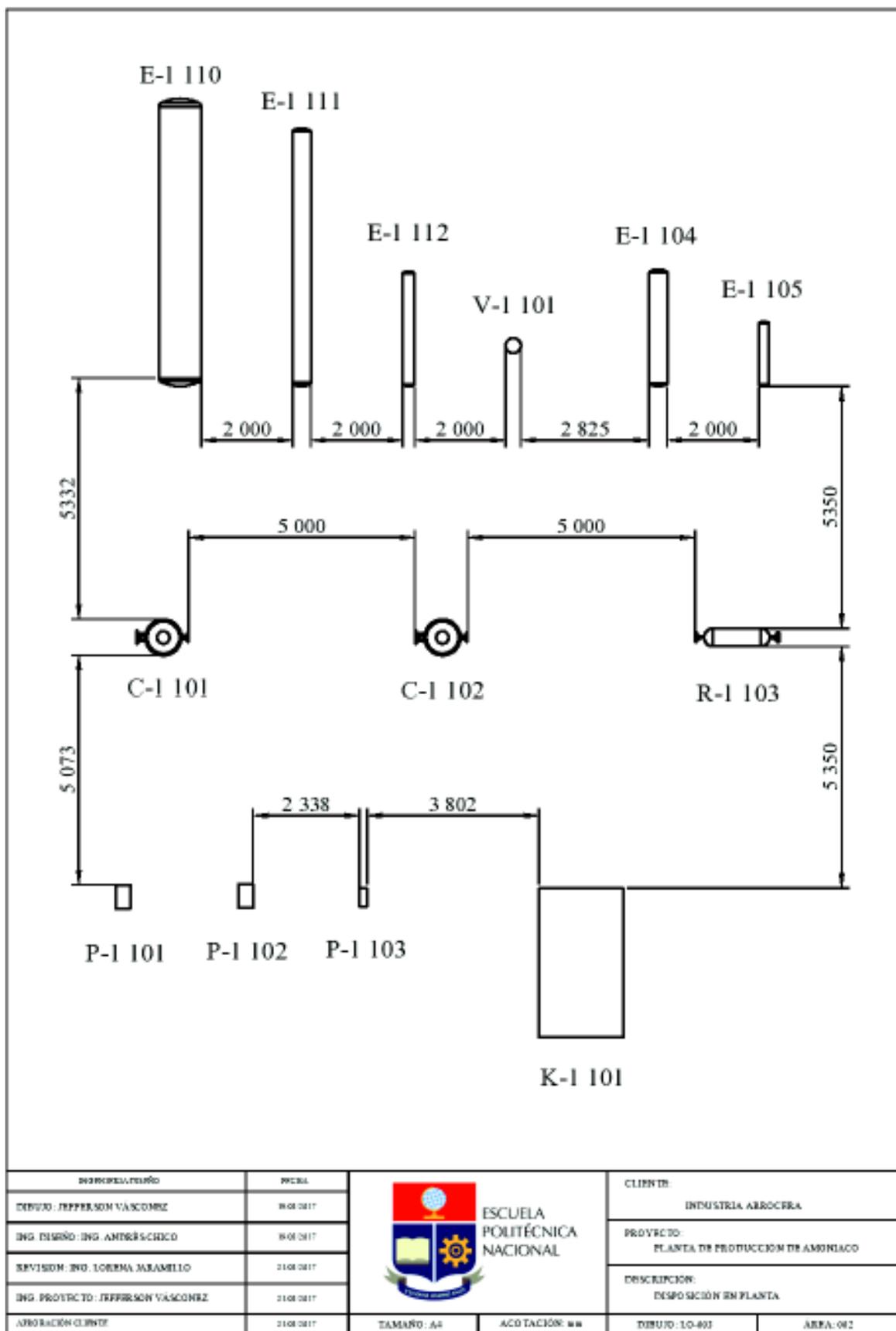


Figura 4.29. Disposición en planta (*Layout*) del área 002

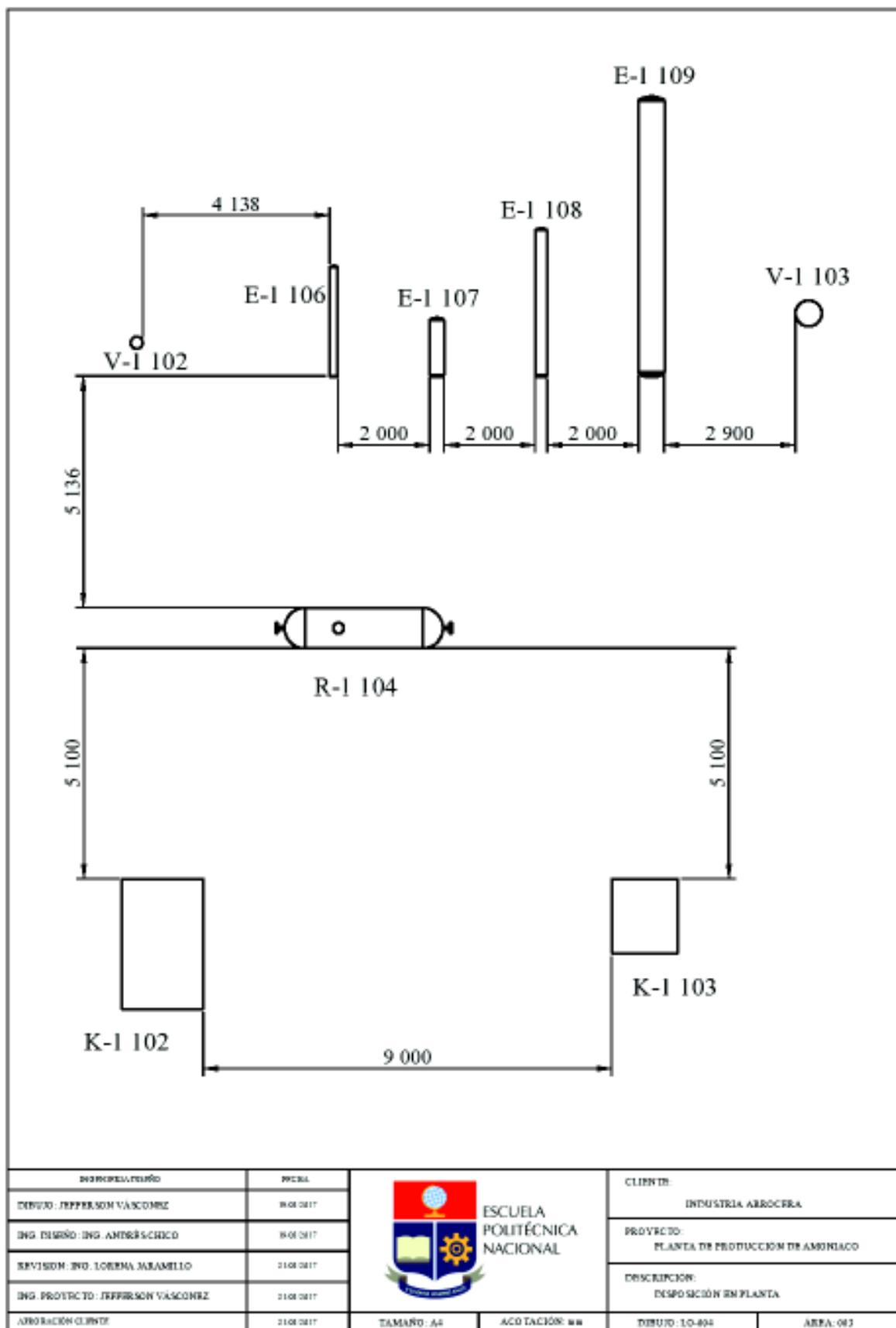


Figura 4.30. Disposición en planta (*Layout*) del área 003

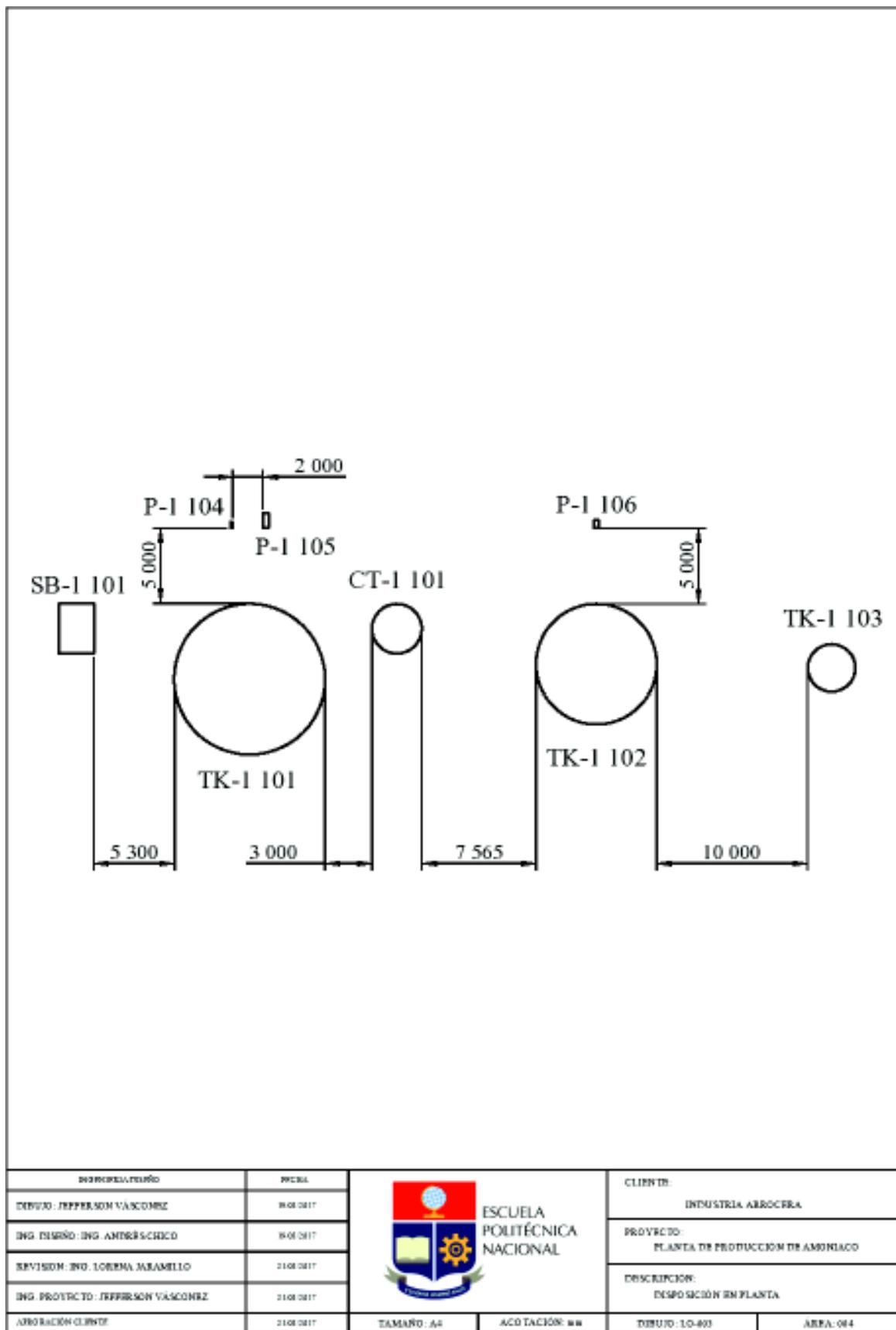


Figura 4.31. Disposición en planta (*Layout*) del área de sistemas industriales

4.6 DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN (P&ID) Y CONTROL

El diagrama de tuberías e Instrumentación es un esquema que muestra la disposición de los equipos, tuberías y válvulas, así como también los lazos de control de un proceso para garantizar una operación segura (Sinnott y Towler, 2013, p. 252).

Para una mejor comprensión de los diagramas en el presente proyecto se expone a continuación la simbología y nomenclatura, de esta manera en la Figura 4.31 se muestra el formato de los códigos de las válvulas manuales compuestos por dos campos, el primero con las siglas HA referentes a apertura manual y el segundo campo con el número consecutivo de la válvula.



Figura 4.32. Código de identificación de válvulas manuales en diagramas P&ID

En cuanto a la instrumentación y control la Figura 4.33 muestra el formato de identificación de instrumentos en los diagramas P&ID y en la Tabla 4.9 se encuentran simbología de instrumentos utilizada en el presente proyecto. El uso de un cuadrado en la instrumentación indica que la información llega a un cuarto de control y el círculo dividido significa que la información está disponible también para los operadores en campo.

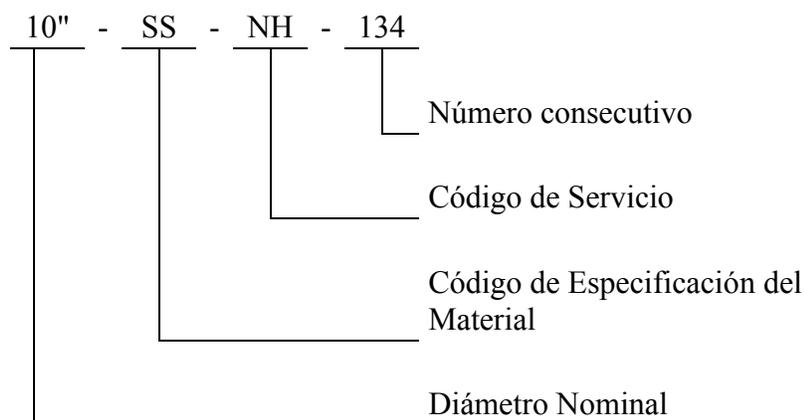


Figura 4.33. Códigos de identificación de instrumentos para diagramas P&ID

Tabla 4.9. Simbología de instrumentos empleados en los diagramas P&ID

Código	Significado
ASC	Controlador anti surge
CV	Válvula de control
FC	Controlador de flujo
FI	Indicador de flujo
FT	Transmisor de flujo
LC	Controlador de nivel
LIT	Indicador transmisor de nivel
PI	Indicador de presión
PIT	Indicador transmisor de presión
PSV	Válvula alivio de presión
TI	Indicador de Temperatura
TIT	Indicador transmisor de temperatura

La identificación de líneas contiene la información principal de la tubería como diámetro, material de construcción, servicio (sustancia que transporta) y el número consecutivo, la nomenclatura se muestra en la Figura 4.34.

**Figura 4.34.** Códigos de identificación de líneas en diagramas P&ID

Los materiales utilizados para tuberías dentro de la planta incluyen acero inoxidable (SS) para el gas de proceso y acero al carbón (CS) para el suministro y retorno de agua en la planta. Es necesario utilizar acero inoxidable en las tuberías del gas de proceso ya que se requiere resistencia a la corrosión por monóxido de carbono y amoníaco (CSSP, 2000, pp. 8-13).

En la Tabla 4.10 se muestran los diferentes códigos de servicio utilizados en los diagramas P&ID.

Tabla 4.10. Códigos de servicio de tuberías

Sistema	Código	Significado
Sistemas de Agua	CWS	Suministro de agua de enfriamiento
	CWR	Retorno de agua de enfriamiento
	BFW	Agua de alimentación para evaporadores
Sistemas de Gases	PA	Aire de proceso
	OX	Oxígeno
	SG	Gas de síntesis
Sistemas Especiales	NH	Mezcla de amoníaco, hidrógeno y nitrógeno.
	NHL	Amoníaco líquido
Sistemas de Vapor	LS	Vapor de baja presión
Sistemas de Purga	BB	Purga
	BD	Reciclo de compresores para alivio de presión

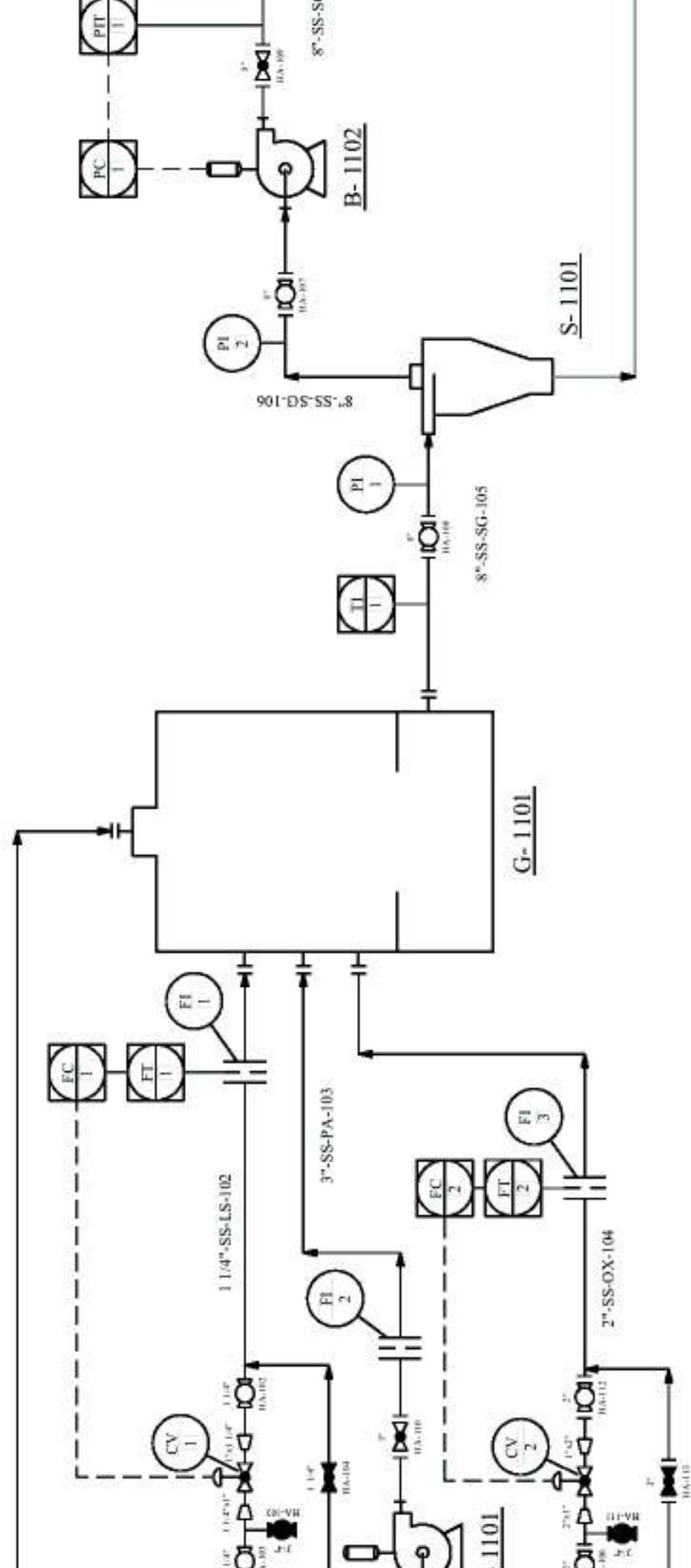
A continuación se muestran los diagramas de tuberías e instrumentación de la línea principal desde la Figura 4.35 a la Figura 4.43.

ADSOR AIRE
 F: 330 m³/h
 H: 30 kPa

GASIFICADOR
 D: 1,10 m
 H: 1,81 m

CICLON SEPARADOR
 DP: 8,7 um
 Ef: 99,9 %

BLOWER SYNGAS
 F: 4 440 m³/h
 TDH: 30 kPa



	CLIENTE:	
	PROYECTO:	PLANTA
	DESCRIPCIÓN:	DIAGRAMA
INGENIERIA DE DISEÑO	FECHA	
DIBUJO: JEFFERSON VÁSQUEZ	10/05/2017	
ING. DISEÑO: ING. ANDRÉS CHICO	10/05/2017	
REVISIÓN: ING. LORENA JARAMILLO	31/05/2017	
ING. PROYECTO: JEFFERSON VÁSQUEZ	31/05/2017	

I.C. CON CAMBIO DE FASE

Q: 282 kW
A: 8,6 m²

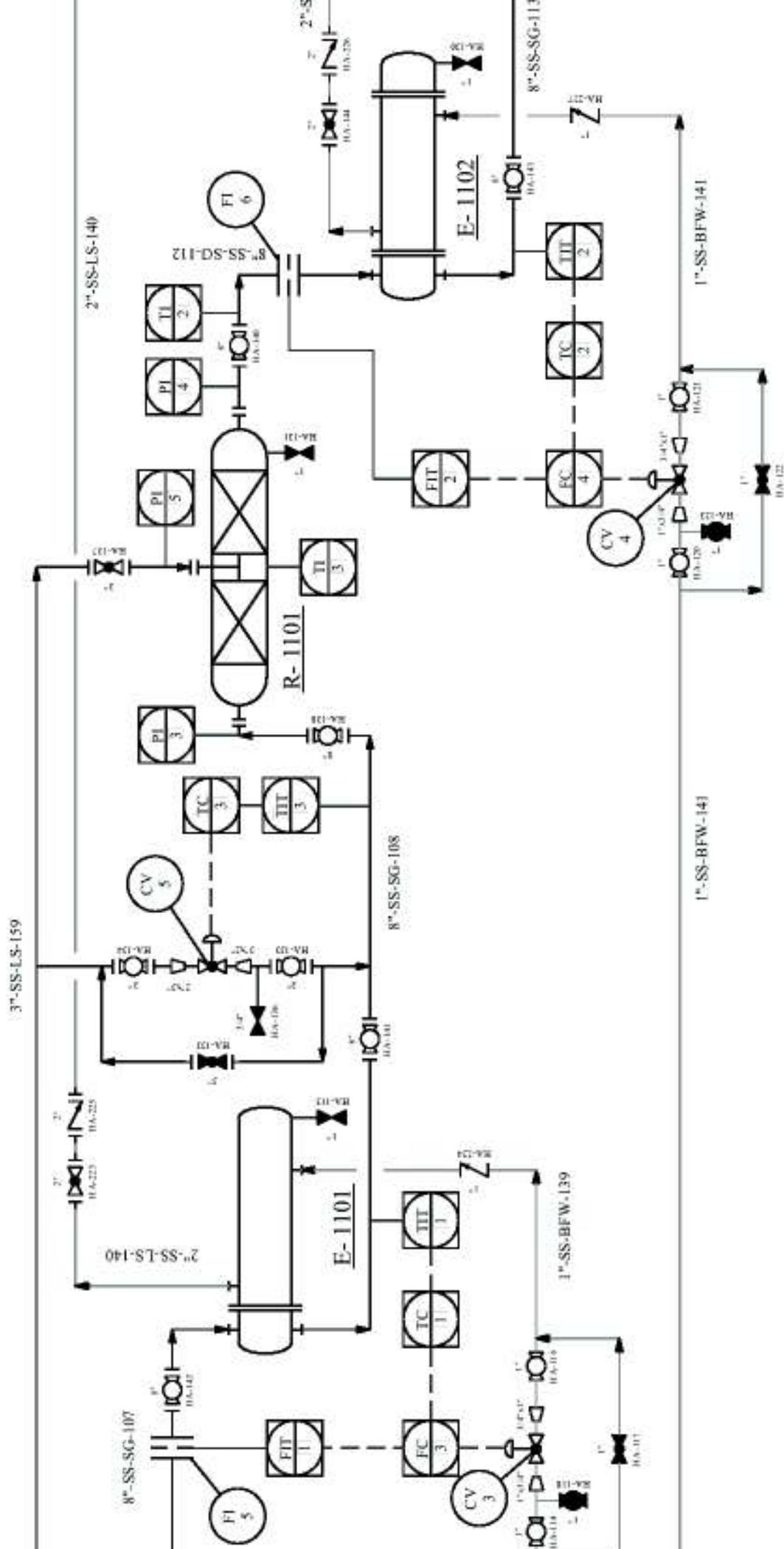
REACTOR HTS

D: 0,50 m
L: 1,38 m
V: 272 L

Cat: Fe₂O₃/Cr₂O₃

I.C. CON CAMBIO DE FASE

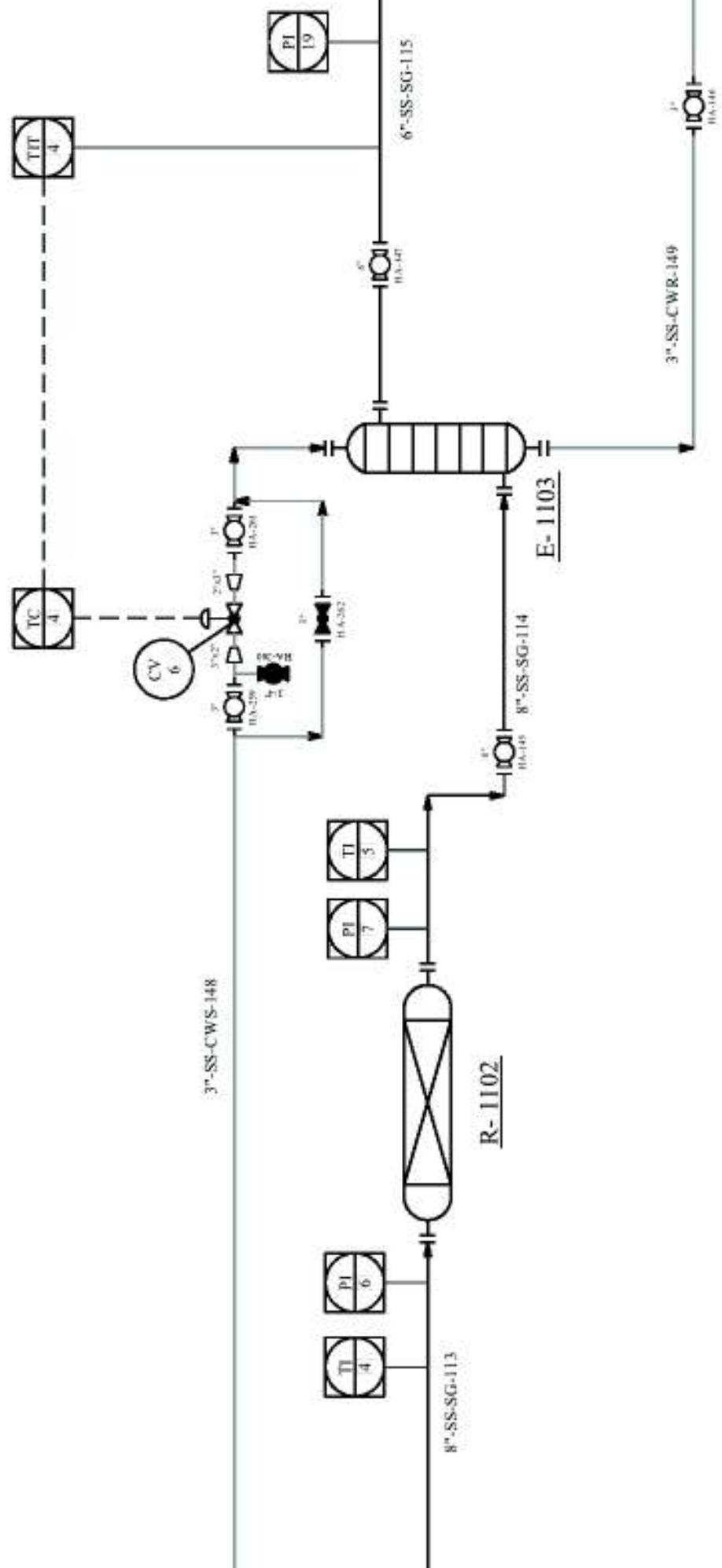
Q: 307 kW
A: 15,8 m²



		CLIENTE:
		PROYECTO: PLANTA
		DESCRIPCIÓN: DIAGRAMA
INGENIERIA EMERGÉD	FECHA	
DIBUJO: JEFFERSON VÁSQUEZ	19/05/2017	
ING. DISEÑO: ING. ANDRÉS CHICO	19/05/2017	
REVISIÓN: ING. LORENA JARAMILLO	31/05/2017	
ING. PROYECTO: JEFFERSON VÁSQUEZ	31/05/2017	

REACTOR LTS
 D: 0,50 m
 L: 1,34 m
 V= 263 L
 Cat: CuO/ZnO/Al₂O₃

INTERCAMBIADOR C.D.
 D: 1,04 m - H: 1,92 m
 Q: 661 kW
 Anillos Pall 25 mm
 V: 1 430 L

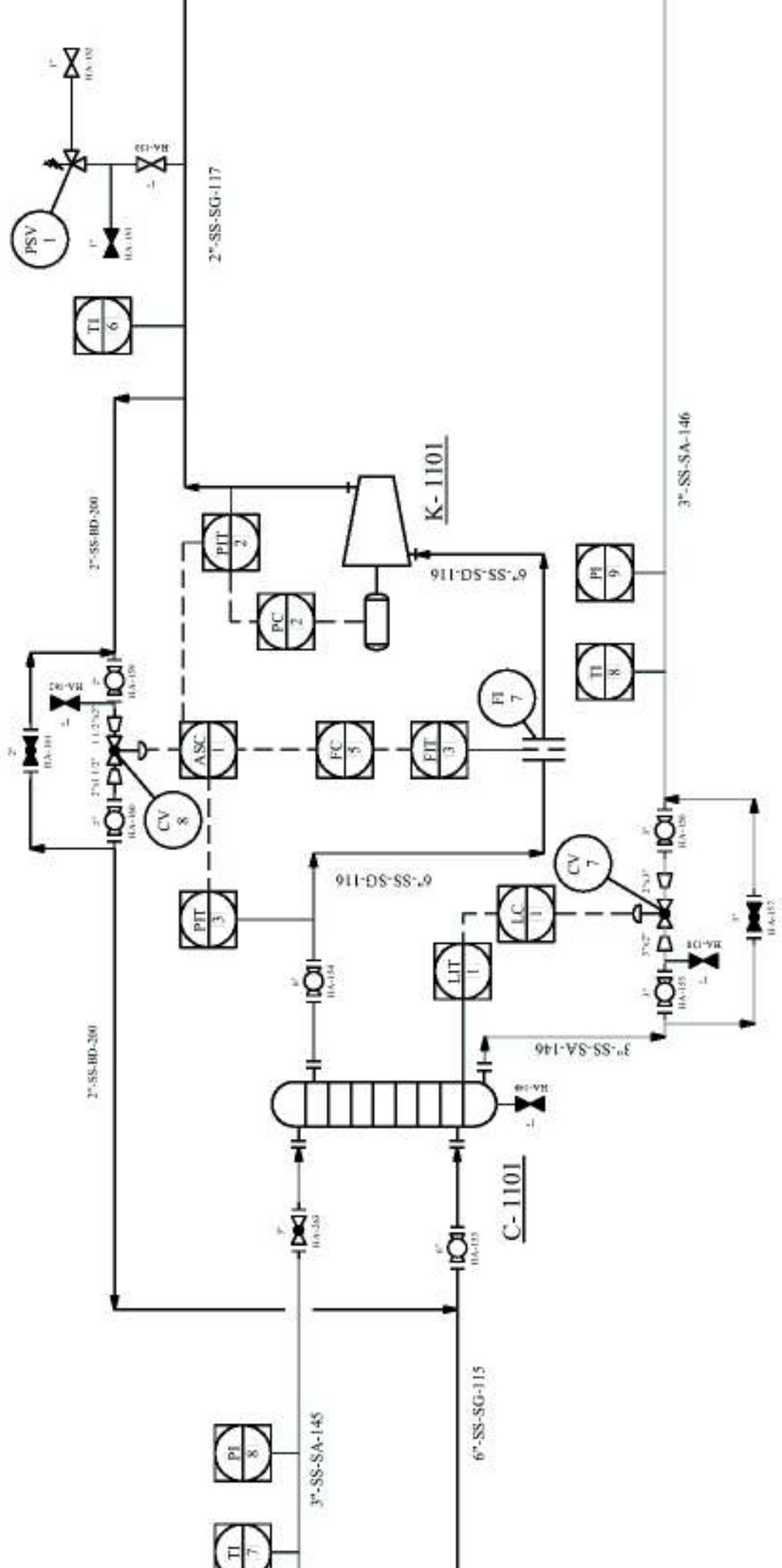


INGENIERIA DE DISEÑO		FECHA	
DIBUJO: JEFFERSON VÁSQUEZ		19/05/2017	
ING. DISEÑO: ING. ANDRÉS CHICO		19/05/2017	
REVISIÓN: ING. LORENA JARAMILLO		31/05/2017	
ING. PROYECTO: JEFFERSON VÁSQUEZ		31/05/2017	

CLIENTE:	
PROYECTO:	
PLANTA	
DESCRIPCIÓN:	DIAGRAMA

COLUMNA ABSORCIÓN
 D: 0,80 m
 H: 8,19 m
 Anillos Pall 25 mm
 V: 4 116 L

COMPRESOR
 P: 300 kW
 TDH: 10,0 Mpa



CLIENTE:			
PROYECTO:	PLANTA		
DESCRIPCIÓN:	DIAGRAMA		
INGENIERIA DISEÑO	FECHA		
DIBUJO: JEFFERSON VASCONEZ	19/05/2017		
ING. DISEÑO: ING. ANDRÉS CHICO	19/05/2017		
REVISIÓN: ING. LORENA JARAMILLO	31/04/2017		
ING. PROYECTO: JEFFERSON VASCONEZ	31/03/2017		

INTERCAMBIADOR

Q: 57 kW
A: 24,9 m²

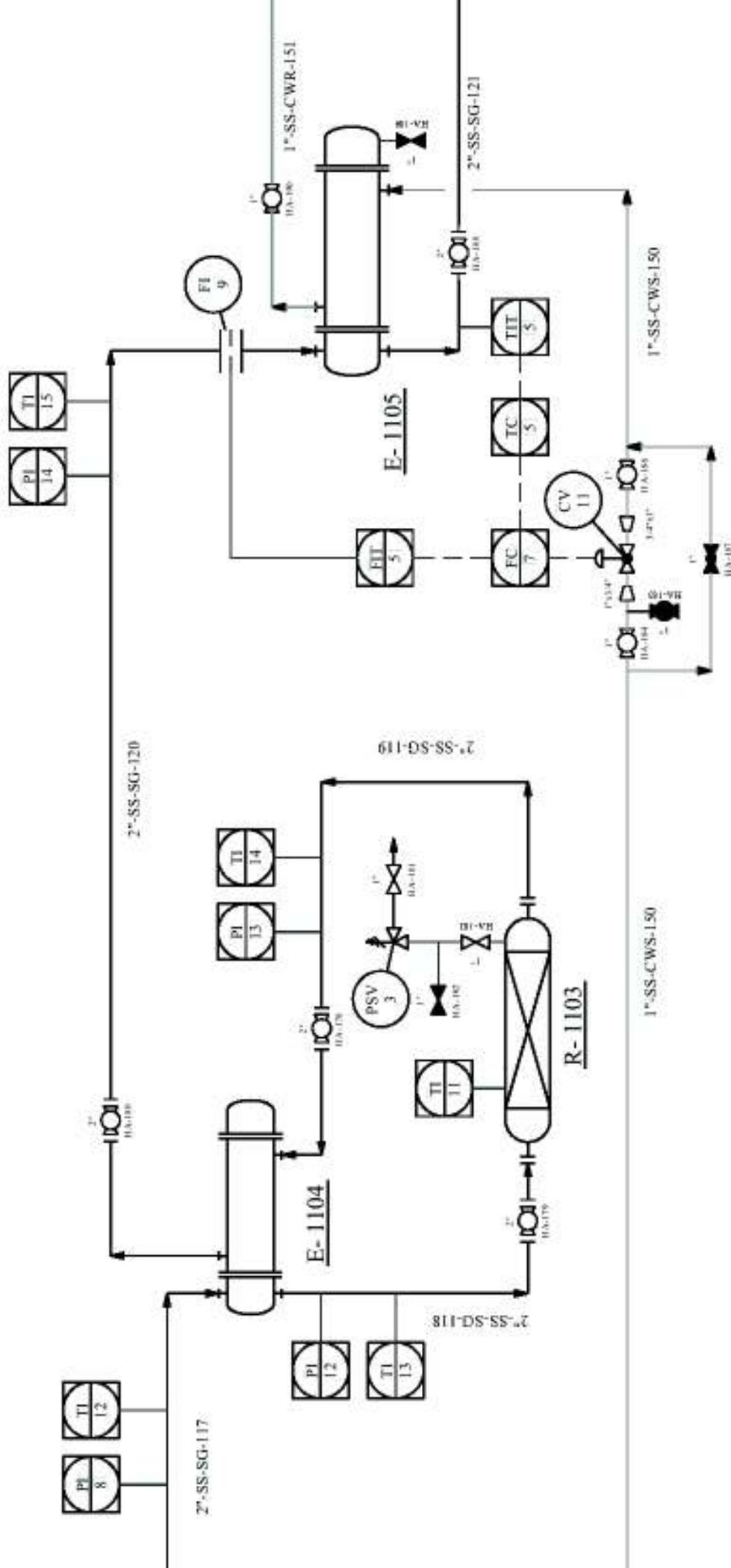
METANADOR

D: 0,40 m
L: 1,05 m
V: 132 L

Cat: NiO/Al₂O₃

CONDENSADOR

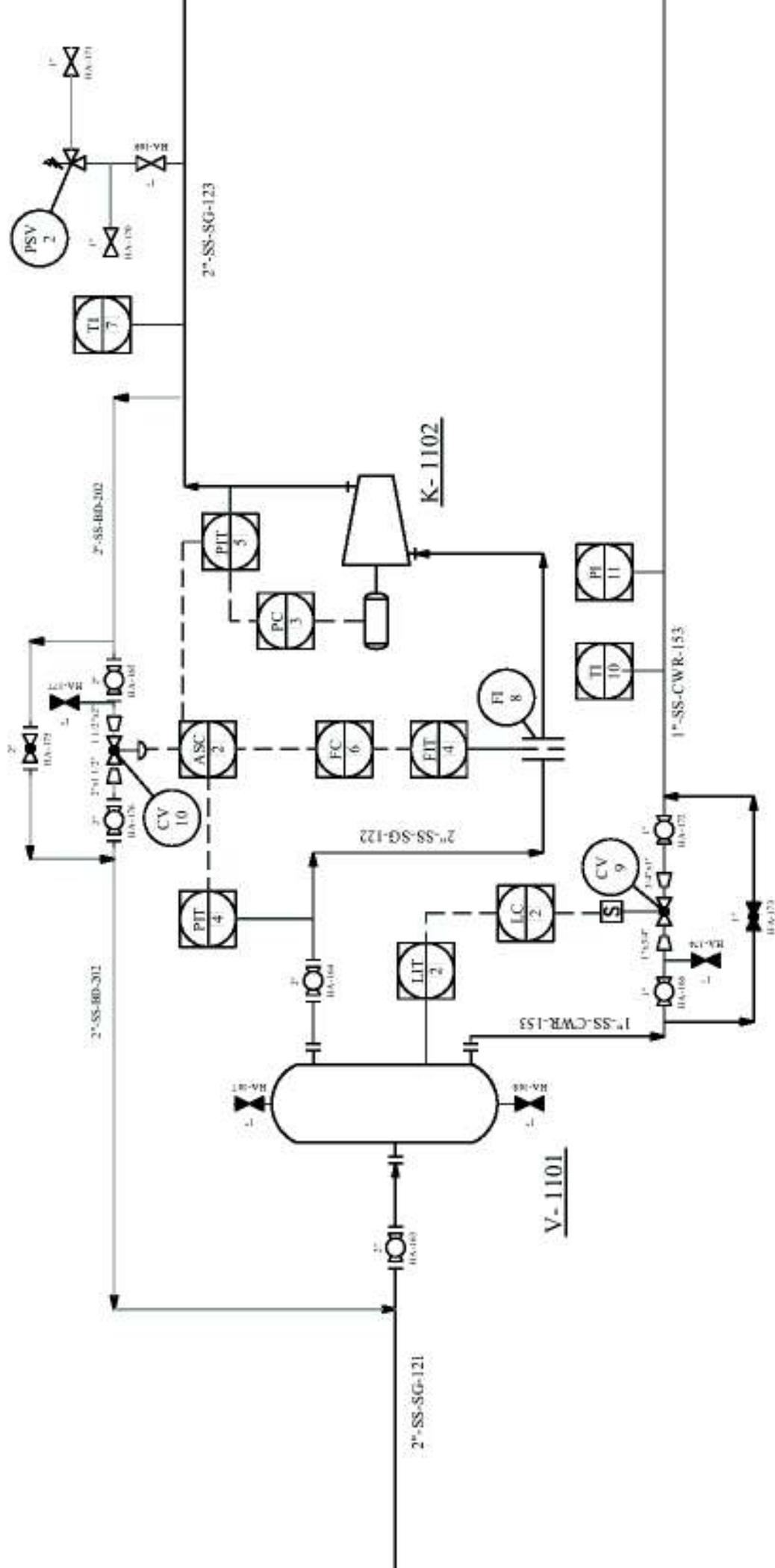
Q: 18,9 kW
A: 3,4 m²



CLIENTE:				
PROYECTO:	PLANTA			
DESCRIPCIÓN:	DIAGRAMA			
INGENIERIA DISEÑO	FECHA			
DIBUJO: JEFFERSON VÁSQUEZ	19/05/2017			
ING. DISEÑO: ING. ANDRÉS CHICO	19/05/2017			
REVISIÓN: ING. LORENA JARAMILLO	11/05/2017			
ING. PROYECTO: JEFFERSON VÁSQUEZ	11/05/2017			

COMPRESOR
P: 55 kW
TDH: 19,8 MPa

TAMBOR
D: 0,27 m
H: 0,70 m



CLIENTE:
PROYECTO:
PLANTA
DESCRIPCIÓN
DIAGRAMA



INGENIERIA DISEÑO	FECHA
DIBUJO: JEFFERSON VÁSQUEZ	10/05/2017
ING. DISEÑO: ING. ANDRÉS CHICO	10/05/2017
REVISIÓN: ING. LORENA JARAMILLO	11/05/2017
ING. PROYECTO: JEFFERSON VÁSQUEZ	11/05/2017

INTERCAMBIADOR

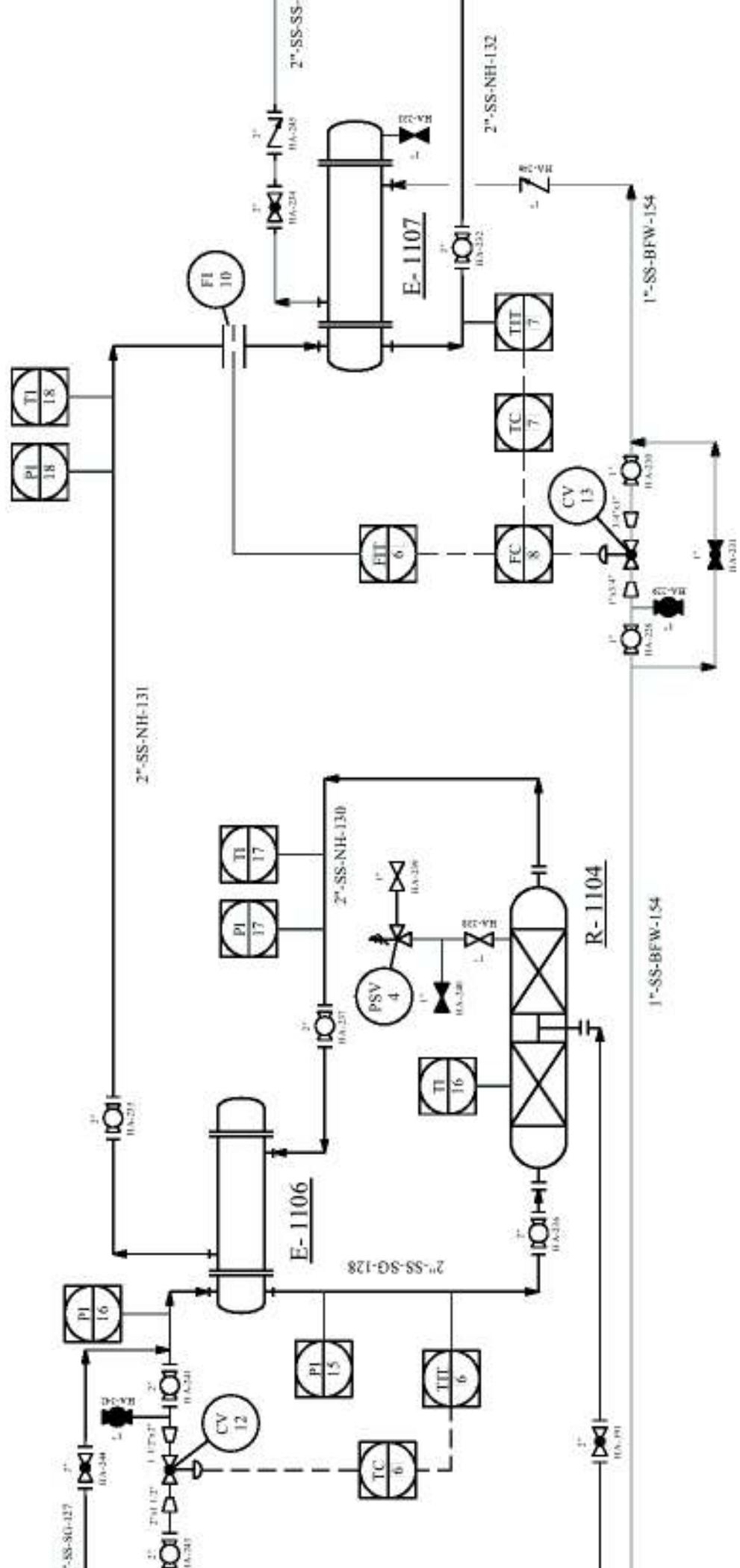
Q: 199 kW
A: 2,8 m²

CONVERTIDOR AMONIACO

D: 0,90 m
L: 2,64 m
V: 1.677 L
Cat: Fe

I.C. CON CAMBIO DE FASE

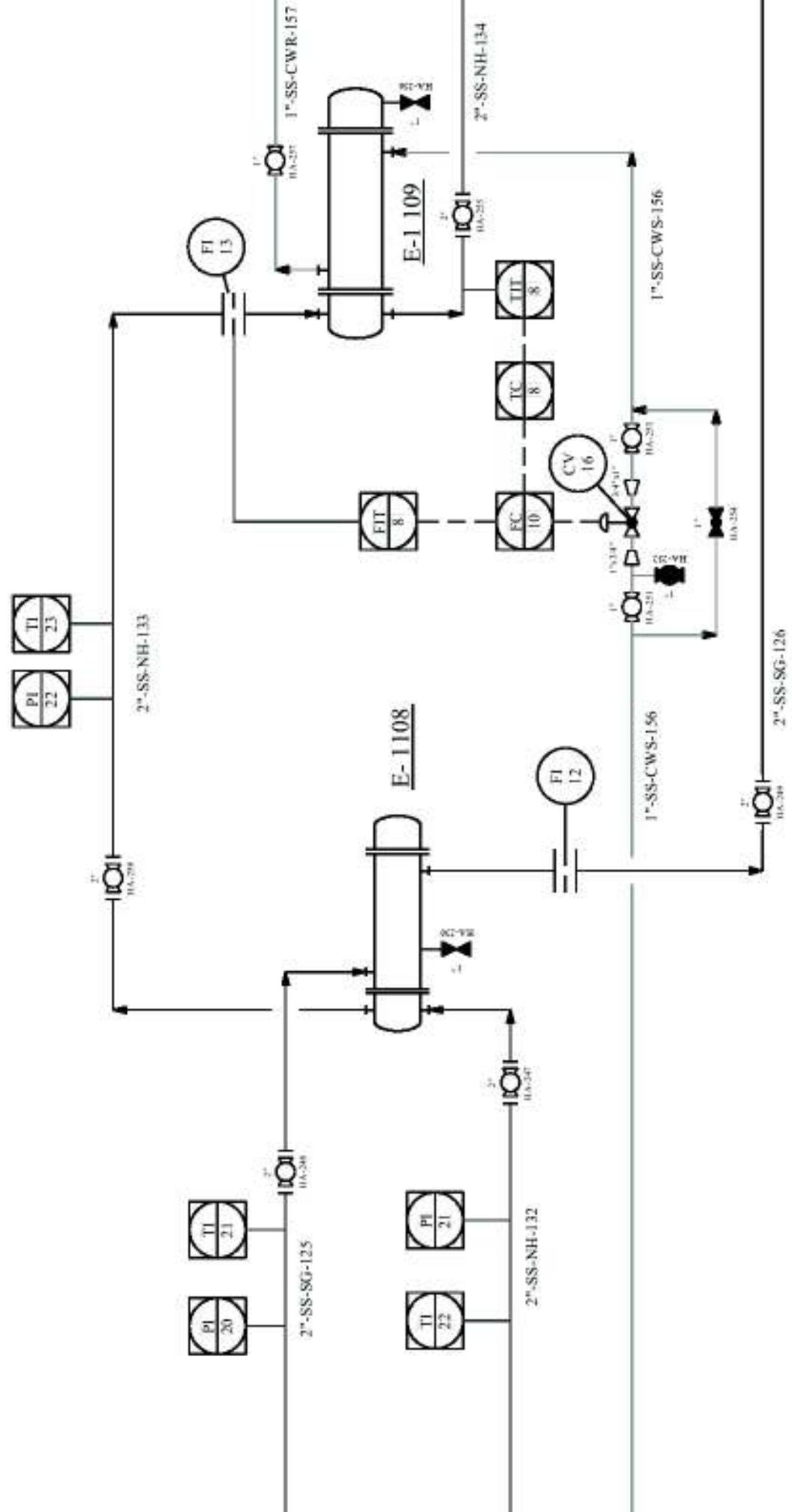
Q: 223 kW
A: 3,3 m²



 <p>ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL</p>	CLIENTE:	
	PROYECTO:	
	PLANTA:	
	DESCRIPCIÓN: DIAGRAMA:	
INGENIERIA/DISEÑO	FECHA	
DIBUJO: JEFFERSON VÁSQUEZ	10/05/2017	
ING. DISEÑO: ING. ANDRÉS CHICO	10/05/2017	
REVISIÓN: ING. LORENA JARAMILLO	11/05/2017	
ING. PROYECTO: JEFFERSON VÁSQUEZ	11/05/2017	

INTERCAMBIADOR
 Q: 278 kW
 A: 17,5 m²

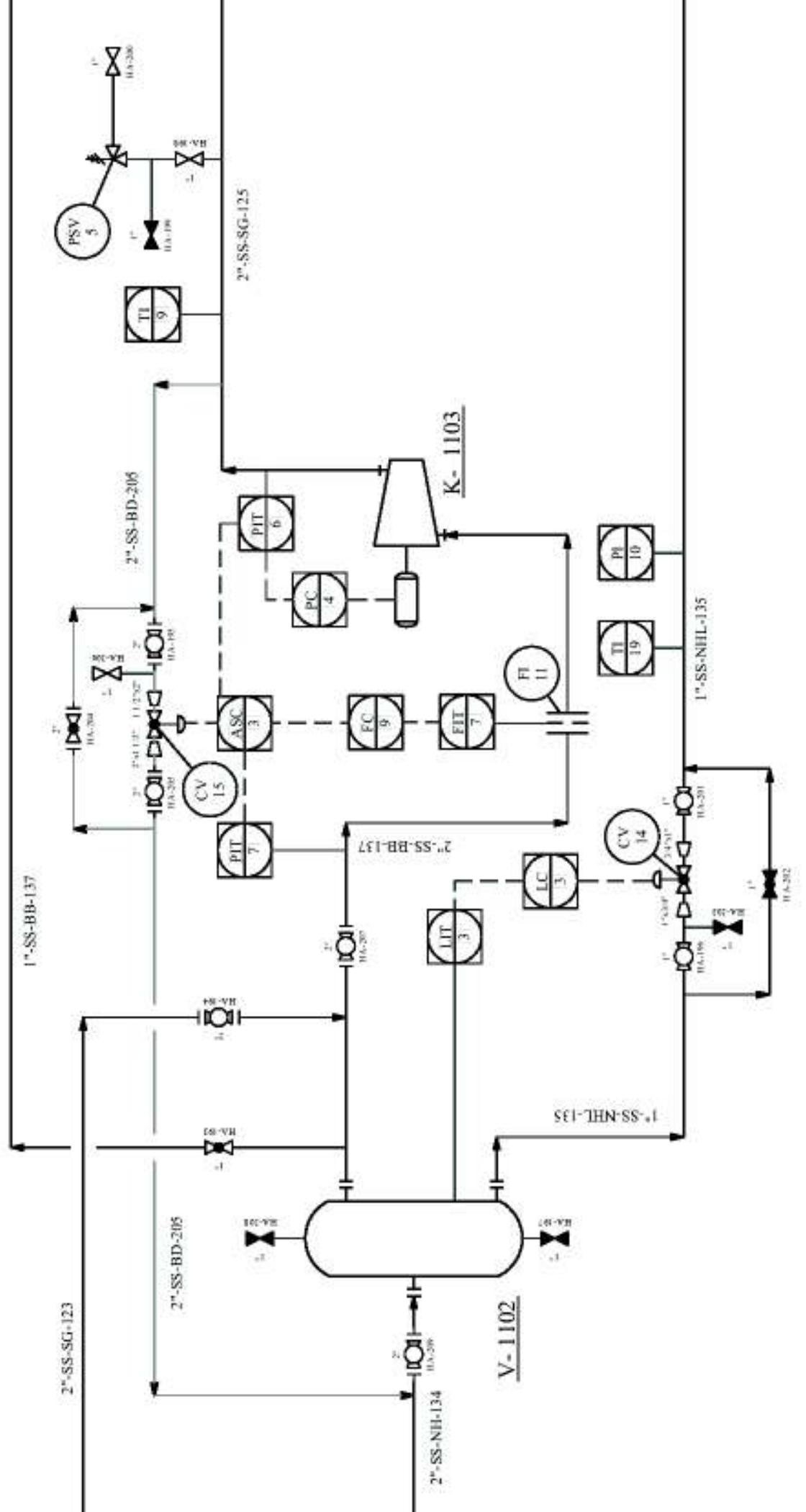
CONDENSADOR
 Q: 195 kW
 A: 86,2 m²



CLIENTE:				
PROYECTO:	PLANTA			
DESCRIPCIÓN:	DIAGRAMA			
INGENIERIA DISEÑO	FECHA			
DIBUJO: JEFFERSON VÁSQUEZ	19/05/2017			
ING. DISEÑO: ING. ANDRÉS CHICO	19/05/2017			
REVISIÓN: ING. LORENA JARAMILLO	31/05/2017			
ING. PROYECTO: JEFFERSON VÁSQUEZ	31/05/2017			

TAMBOR
 D: 0,58 m
 H: 1,26 m

COMPRESOR
 P: 22 kW
 TDH: 740 kPa



CLIENTE: _____
 PROYECTO: PLANTA _____
 DESCRIPCIÓN: DIAGRAMA _____



INGENIERIA DE DISEÑO	FECHA
DIBUJO: JEFFERSON VÁSQUEZ	10/05/2017
ING. DISEÑO: ING. ANDRÉS CHICO	19/05/2017
REVISIÓN: ING. LORENA JARAMILLO	31/05/2017
ING. PROYECTO: JEFFERSON VÁSQUEZ	31/05/2017

INGENIERIA DE DISEÑO

4.7 DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS (HOJAS DE DATOS DE LOS EQUIPOS)

En las especificaciones de los equipos se presenta la información más relevante respecto a condiciones de operación y parámetros de diseño, especificaciones de cada equipo y su respectivo esquema. Esta información se obtuvo a partir del dimensionamiento de los equipos presentado desde el Anexo III hasta el Anexo VIII.

En la Tabla 4.11 se encuentran los fabricantes escogidos para la construcción de los equipos diseñados (Henan Hongji, 2017; Eco Tech System, 2017; Bachiller, 2017; HRS, 2017; Termojet 2017).

Tabla 4.11. Listado de fabricantes de los equipos diseñados

Equipo	Identificación (Tag)	Fabricante
Gasificador	G-1101	Henan Hongji
Ciclón separador	S-1101	Eco Tech System
Reactores	R-1101 R-1102 R-1103 R-1104	Bachiller
Columnas de relleno	C-1101 C-1102	Bachiller
Intercambiadores de calor	E-1103 E-1104 E-1105 E-1106 E-1108 E-1109 E-1110 E-1111 E-1112	HRS
Evaporadores	E-1101 E-1102 E-1107	Termojet

En la Tabla 4.12 se encuentran los fabricantes de los equipos seleccionados por catálogo (Steam Generators, 2017; Air Control Industries, 2017; Elektror, 2017; CompAir, 2017; Denair, 2017; Cooling Tower Systems, 2017; Goulds Water Technology, 2017; CNCD, 2017).

Tabla 4.12. Listado de fabricantes de los equipos secundarios

Equipo	Identificación (Tag)	Fabricante
Caldero	SB-1101	Steam Generators
Tanque de almacenamiento de amoníaco	TK-1101	CNCD
Blower de aire	B-1102	ACI
Blower de <i>syngas</i>	B-1102	Elektror
Bombas	P-1101 P-1102 P-1103 P-1104 P-1105	Goulds Water Technology
Torre de enfriamiento	CT-1101	CTS
Compresores	K-1101 K-1102	CompAir
	K-1103	Denair

Las hojas de especificaciones de los equipos principales y secundarios de la planta propuesta se presentan a partir de la Tabla 4.13 hasta la Tabla 4.43.

Tabla 4.13. Hoja de especificación del soplador de aire B-1101

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 1			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arroceras	
	Documento	HET-001	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Soplador de aire		Fabricante: ACI	
Condiciones de Operación		Especificaciones	
Flujo de aire	330 Nm ³ /h	Capacidad	342 Nm ³ /h
Presión de descarga	130 kPa	Presión de descarga	165 kPa
		Longitud	604 mm
General		Ancho	523 mm
Código	B-1101	Altura	564 mm
Material de construcción	Aluminio fundido	Material de la carcasa	Aluminio fundido
Número en planta	1	Material del impulsor	Aluminio fundido
Modalidad de operación	Continuo	Potencia	11 kW/15 HP
Tipo	Centrífugo	Velocidad del impulsor	2900 rpm
Modelo	F-X2.43.SM		
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.14. Hoja de especificación del gasificador G-1101

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 2			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arroceras	
	Documento	HET-002	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Gasificador		Fabricante: Henan Hongji	
Dimensiones		Condiciones de operación	
Altura total	1,81 m	Presión	101,3 kPa
Diámetro	1,10 m	Temperatura <i>syngas</i>	783,8 °C
Altura constricción	0,44 m		
Diámetro constricción	0,55 m	Parámetros de diseño:	
Volumen Nominal	1,72 m ³	Carga en la constricción	10,35 MW/m ²
General		Tamaño alimentación	4 mm
Código	G-1101	Humedad biomasa	9,28 %
Material de construcción	Acero Inoxidable AISI 304	Contenido de Ceniza	18,26 %
Número en planta	1	Relación de diámetro a constricción	2:1
Modalidad de operación	Continuo	Espesor del envolvente	5 mm
Tipo	Downdraft		
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.15. Hoja de especificación del ciclón S-1101

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 3			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arroceras	
	Documento	HET-003	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Ciclón separador		Fabricante: Eco Tech System	
Dimensiones		Condiciones de operación	
Altura total	2,8 m	Presión	101,3 kPa
Diámetro	0,7 m	Temperatura	783,8 °C
Boquilla de entrada de gas	350 x 175 mm		
Boquilla de salida de gas	350 mm	Parámetros de diseño:	
		Velocidad de entrada	25 m/s
General		Diámetro de corte	10 um
Código	S-1101	Caída de presión	0,72 kPa
Material de construcción	Acero Inoxidable AISI 304	Eficiencia	99 %
Número en planta	1		
Modalidad de operación	Continuo		
Tipo	Alta eficiencia		
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.16. Hoja de especificación del blower de *syngas* B-1102

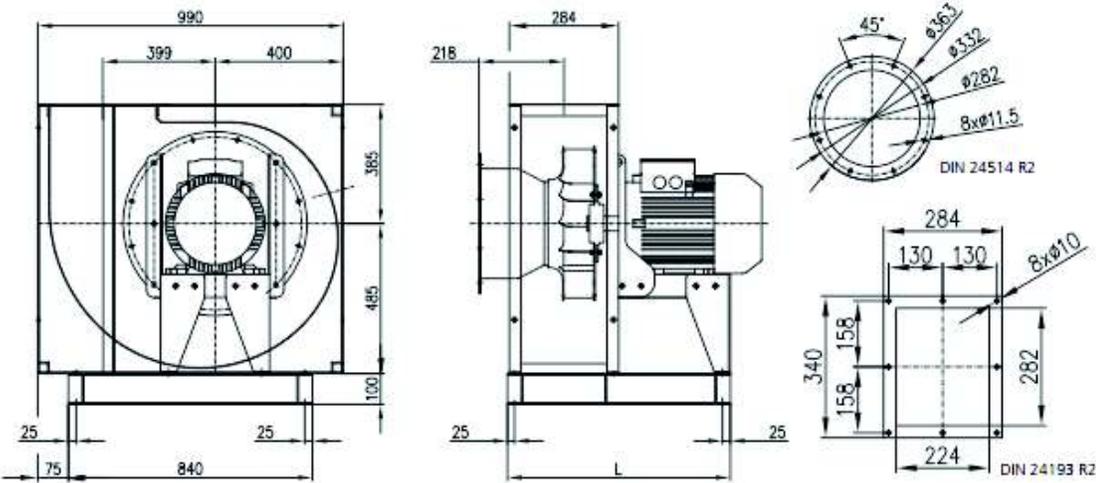
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 4			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arrocerá	
	Documento	HET-004	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Blower de <i>syngas</i>		Fabricante: Elektror	
Condiciones de Operación		Especificaciones	
Flujo de gas	1 241 Nm ³ /h	Capacidad máxima	4 000 Nm ³ /h
Presión de descarga	130,0 kPa	Presión de descarga	135 kPa
		Longitud	825 mm
General		Ancho	990 mm
Código	B-1102	Altura	870 mm
Material de construcción	Acero inoxidable	Peso aproximado	282 kg
Número en planta	1	Material de la carcasa	Acero inoxidable
Modalidad de operación	Continuo	Material del impulsor	Acero inoxidable
Tipo	Centrífugo	Potencia	22 kW/30 HP
Modelo	CFXH-280	Velocidad del impulsor	2900 rpm
Serie del motor	180 M/2	Temperatura media de operación	750,0 °C
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.17. Hoja de especificación del evaporador E-1101

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 5			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arroquera	
	Documento	HET-005	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Evaporador		Fabricante: Termojet	
Parámetros de diseño		Condiciones de operación	
Coefficiente global de transferencia	94,5 W/m ² .K	Calor transferido	282 kW
Fluido por los Tubos	<i>Syngas</i>	Temperatura Tubos	864,8 – 452,4 °C
Caída de presión	1,2 kPa	Temperatura Coraza	143,7 °C
Fluido por la coraza	Agua	Dimensiones:	
Presión de vapor	3 barg	Tubos: Diámetro interno	19,05 mm
General		Tubos: Espesor	1,65 mm
Código	E-1101	Tubos: Largo	1 200 mm
Tipo	Tubos y coraza	Número de tubos	130
Material de los tubos	Acero Inoxidable AISI 304	Tipo de arreglo	Triangular
Material de la coraza	Acero Inoxidable AISI 304	Espaciamiento entre tubos	23,81 mm
Área de transferencia	8,55 m ²	Coraza: Diámetro interno	316 mm
Clase TEMA	BXM	Coraza: Diámetro externo	324 mm
Pasos por los tubos	1	Deflectores	NA
Pasos por la coraza	1	Espaciamiento deflectores	NA
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.18. Hoja de especificación del reactor HTS R-1101

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 6			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arroceras	
	Documento	HET-006	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Reactor HTS		Fabricante: Bachiller	
Dimensiones		Condiciones de operación	
Largo	1,38 m	Presión	101,3 kPa
Diámetro	0,50 m	Temperatura entrada	350,0 °C
Largo primer lecho	0,65 m	Temperatura máxima	484,7 °C
Largo segundo lecho	0,73 m	Parámetros de diseño:	
Volumen Nominal	271,48 L	Catalizador	Fe ₂ O ₃ / Cr ₂ O ₃
General		Tamaño de partícula	5 mm
Código	R-1101	Densidad	1 300 kg/m ³
Material de construcción	Acero Inoxidable AISI 304	Calentamiento o enfriamiento	Adiabático con enfriamiento directo
Número en planta	1	Espesor del envoltente	5 mm
Modalidad de operación	Continuo	Caída de presión	5,3 kPa
Tipo	PBR		
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.19. Hoja de especificación del evaporador E-1102

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 7			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arroquera	
	Documento	HET-007	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Evaporador		Fabricante: Termojet	
Parámetros de diseño		Condiciones de operación	
Coefficiente global de transferencia	118,1 W/m ² .K	Calor transferido	307 kW
Fluido por los Tubos	<i>Syngas</i>	Temperatura Tubos	484,7 - 210,0 °C
Caída de presión	2,8 kPa	Temperatura Coraza	143,7 °C
Fluido por la coraza	Agua	Dimensiones:	
Presión de vapor	3 barg	Tubos: Diámetro interno	19,05 mm
General		Tubos: Espesor	1,65 mm
Código	E-1102	Tubos: Largo	2 100 mm
Tipo	Tubos y coraza	Número de tubos	130
Material de los tubos	Acero Inoxidable AISI 304	Tipo de arreglo	Triangular
Material de la coraza	Acero Inoxidable AISI 304	Espaciamiento entre tubos	23,81 mm
Área de transferencia	15,83 m ²	Coraza: Diámetro interno	316 mm
Clase TEMA	BXM	Coraza: Diámetro externo	324 mm
Pasos por los tubos	1	Deflectores	NA
Pasos por la coraza	1	Espaciamiento deflectores	NA
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.20. Hoja de especificación del reactor LTS R-1102

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 8			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arrocerá	
	Documento	HET-008	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Reactor LTS		Fabricante: Bachiller	
Dimensiones		Condiciones de operación	
Largo	1,34 m	Presión	101,3 kPa
Diámetro	0,50 m	Temperatura entrada	210,0 °C
Volumen Nominal	262,6 L	Temperatura máxima	242,1 °C
		Parámetros de diseño:	
		Catalizador	CuO/ZnO/ Al ₂ O ₃
General		Tamaño de partícula	5 mm
Código	R-1102	Densidad	1 300 kg/m ³
Material de construcción	Acero Inoxidable AISI 304	Calentamiento o enfriamiento	Adiabático
Número en planta	1	Espesor del envoltente	5 mm
Modalidad de operación	Continuo	Caída de presión	3,2 kPa
Tipo	PBR		
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.21. Hoja de especificación del intercambiador E-1103

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 9			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arrocerá	
	Documento	HET-009	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Intercambiador de calor de contacto directo		Fabricante: Bachiller	
Condiciones de operación		Dimensiones	
Presión	kPa	Altura total	1,92 m
Gas	<i>Syngas</i>	Diámetro	1,04 m
Temperatura del gas	242,1 – 40,0 °C	Volumen Nominal	1,63 m ³
Líquido de enfriamiento	Agua		
Temperatura del líquido	30,0 – 50,0 °C	Parámetros de diseño:	
Calor transferido	661 kW	Relleno	Anillos Pall
General		Tamaño	25 mm
Código	E-1103	Material	Acero Inoxidable AISI 304
Material de construcción	Acero Inoxidable AISI 304	Superficie específica (m ² /m ³)	209
Número en planta	1	Espesor del envoltente	5 mm
Modalidad de operación	Continuo	Caída de presión	20 mmH ₂ O/m
Tipo	Columna de Relleno	Coefficiente de transferencia de calor	7 227,4 W/m ³ .K
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.22. Hoja de especificación de la columna de absorción C-1101

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 10			
	Proyecto	Planta de producción de amoníaco	
	Cliente	Industria Arrocerá	
	Documento	HET-010	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Columna de Absorción		Fabricante: Bachiller	
Dimensiones		Condiciones de operación	
Altura total	8,19 m	Presión	101,3 kPa
Diámetro	0,80 m	Temperatura	40,0 °C
Número de lechos	2		
Altura de cada lecho	4,10 m	Parámetros de diseño:	
Volumen Nominal	4,12 m ³	Relleno	Anillos Pall
General		Tamaño	25 mm
Código	C-1101	Material	Acero Inoxidable AISI 304
Material de construcción	Acero Inoxidable AISI 304	Superficie específica (m ² /m ³)	209
Número en planta	1	Espesor del envoltente	5 mm
Modalidad de operación	Continuo	Caída de presión	20 mmH ₂ O/m
Tipo	Torre de Relleno		
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.23. Hoja de especificación de la columna de desorción C-1102

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 11			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arroquera	
	Documento	HET-011	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Columna de Absorción		Fabricante: Bachiller	
Dimensiones		Condiciones de operación	
Altura total	10,35 m	Presión	170,0 kPa
Diámetro	0,80 m	Temperatura	115,6 °C
Número de lechos	2		
Altura de cada lecho	5,17 m	Parámetros de diseño:	
Volumen Nominal	5,20 m ³	Relleno	Anillos Pall
General		Tamaño	25 mm
Código	C-1102	Material	Acero Inoxidable AISI 304
Material de construcción	Acero Inoxidable AISI 304	Superficie específica (m ² /m ³)	209
Número en planta	1	Espesor del envoltente	5 mm
Modalidad de operación	Continuo	Caída de presión	20 mmH ₂ O/m
Tipo	Torre de Relleno	HETP	0,45 m
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.24. Hoja de especificación del compresor K-1101

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 12			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arroceras	
	Documento	HET-012	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Compresor		Fabricante: CompAir	
Condiciones de Operación		Especificaciones	
Flujo de gas	1 160 Nm ³ /h	Capacidad máxima	1 658 Nm ³ /h
Presión de succión	115 kPa	Presión de descarga	10 Mpa
Presión de descarga	10 MPa	Longitud	3 300 mm
General		Ancho	1 860 mm
Código	K-1101	Altura	1785 mm
Material de construcción	Acero Inoxidable	Peso aproximado	7000 kg
Número en planta	1	Material de la carcasa	Acero Inoxidable
Modalidad de operación	Continuo	Material del impulsor	Acero Inoxidable
Tipo	Turbo Compresor	Potencia	300 kW
Modelo	H5470	Velocidad del eje	1475 rpm
Enfriamiento entre etapas	Aire	Número de etapas (Variando configuración)	1-5
Enfriamiento a la salida	Aire	Válvulas de seguridad por etapa	Si
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.25. Hoja de especificación del intercambiador E-1104

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 13			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arroquera	
	Documento	HET-013	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Intercambiador		Fabricante: HRS	
Parámetros de diseño		Condiciones de operación	
Coefficiente global de transferencia	70,14 W/m ² .K	Calor transferido	57 kW
Fluido por los Tubos	<i>Syngas</i>	Temperatura Tubos	248,0 – 86,0 °C
Caída de presión	3,57 kPa	Temperatura Coraza	50,0 – 210,0 °C
Fluido por la coraza	<i>Syngas</i>	Dimensiones:	
Caída de presión	3,28 kPa	Tubos: Diámetro interno	19,05 mm
General		Tubos: Espesor	1,65 mm
Código	E-1104	Tubos: Largo	2 440 mm
Tipo	Tubos y coraza	Número de tubos	178
Material de los tubos	Acero Inoxidable AISI 304	Tipo de arreglo	Triangular
Material de la coraza	Acero Inoxidable AISI 304	Espaciamiento entre tubos	23,81 mm
Área de transferencia	24,85 m ²	Coraza: Diámetro interno	364 mm
Clase TEMA	BEM	Coraza: Diámetro externo	406 mm
Pasos por los tubos	1	Deflectores	Segmentado simple
Pasos por la coraza	1	Espaciamiento deflectores	295 mm
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.26. Hoja de especificación del reactor de metanación R-1103

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 14			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arroceras	
	Documento	HET-014	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Reactor de Metanación		Fabricante: Bachiller	
Dimensiones		Condiciones de operación	
Largo	1,05 m	Presión	10 MPa
Diámetro	0,40 m	Temperatura entrada	210,0 °C
Volumen Nominal	132,2 L	Temperatura máxima	247,9 °C
		Parámetros de diseño:	
		Catalizador	Ni/ Al ₂ O ₃
General		Tamaño de partícula	5 mm
Código	R-1103	Densidad	1 200 kg/m ³
Material de construcción	Acero Inoxidable AISI 304	Calentamiento o enfriamiento	Adiabático
Número en planta	1	Espesor del envoltente	22 mm
Modalidad de operación	Continuo	Caída de presión	10 kPa
Tipo	PBR		
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.27. Hoja de especificación del intercambiador E-1105

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 15			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arroceras	
	Documento	HET-015	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Intercambiador		Fabricante: HRS	
Parámetros de diseño		Condiciones de operación	
Coefficiente global de transferencia	284,7 W/m ² .K	Calor transferido	19 kW
Fluido por los Tubos	Agua de enfriamiento	Temperatura Tubos	30,0 – 50,0 °C
Caída de presión	1,05 kPa	Temperatura Coraza	86,0 – 40,0 °C
Fluido por la coraza	<i>Syngas</i>	Dimensiones:	
Caída de presión	2,71 kPa	Tubos: Diámetro interno	19,05 mm
General		Tubos: Espesor	1,65 mm
Código	E-1105	Tubos: Largo	1 350 mm
Tipo	Tubos y coraza	Número de tubos	44
Material de los tubos	Acero Inoxidable AISI 304	Tipo de arreglo	Triangular
Material de la coraza	Acero Inoxidable AISI 304	Espaciamiento entre tubos	23,81 mm
Área de transferencia	3,38 m ²	Coraza: Diámetro interno	198 mm
Clase TEMA	BEM	Coraza: Diámetro externo	219 mm
Pasos por los tubos	1	Deflectores	Segmentado simple
Pasos por la coraza	1	Espaciamiento deflectores	135 mm
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.28. Hoja de especificación del compresor K-1102

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 16			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arroceras	
	Documento	HET-016	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Compresor		Fabricante: CompAir	
Condiciones de Operación		Especificaciones	
Flujo de gas	1 142 Nm ³ /h	Capacidad máxima	1488 Nm ³ /h
Presión de succión	9,7 MPa	Presión de descarga max.	35 Mpa
Presión de descarga	29,5 MPa	Longitud	2 888 mm
General		Ancho	1 797 mm
Código	K-1102	Altura	1 696 mm
Material de construcción	Acero Inoxidable	Peso aproximado	4 000 kg
Número en planta	1	Material de la carcasa	Acero Inoxidable
Modalidad de operación	Continuo	Material del impulsor	Acero Inoxidable
Tipo	Turbo Compresor	Potencia	55 kW
Modelo	H5450	Velocidad del eje	1475 rpm
Enfriamiento entre etapas	Aire	Número de etapas (Variando configuración)	1-5
Enfriamiento a la salida	Aire	Válvulas de seguridad por etapa	Si
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.29. Hoja de especificación del intercambiador E-1106

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 17			
	Proyecto	Planta de producción de amoníaco	
	Cliente	Industria Arrocerá	
	Documento	HET-017	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Intercambiador		Fabricante: HRS	
Parámetros de diseño		Condiciones de operación	
Coefficiente global de transferencia	684,5 W/m ² .K	Calor transferido	199 kW
Fluido por los Tubos	Gas de síntesis	Temperatura Tubos	443,0 – 349,8 °C
Caída de presión	17,94 kPa	Temperatura Coraza	200,0 – 360,0 °C
Fluido por la coraza	Gas de síntesis	Dimensiones:	
Caída de presión	5,80 kPa	Tubos: Diámetro interno	19,05 mm
General		Tubos: Espesor	4,19 mm
Código	E-1106	Tubos: Largo	2 400 mm
Tipo	Tubos y coraza	Número de tubos	20
Material de los tubos	Acero Inoxidable AISI 304	Tipo de arreglo	Triangular
Material de la coraza	Acero Inoxidable AISI 304	Espaciamiento entre tubos	23,81 mm
Área de transferencia	2,75 m ²	Coraza: Diámetro interno	150 mm
Clase TEMA	BEM	Coraza: Diámetro externo	186 mm
Pasos por los tubos	1	Deflectores	Segmentado simple
Pasos por la coraza	1	Espaciamiento deflectores	75 mm
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.30. Hoja de especificación del evaporador E-1107

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 18			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arrocerá	
	Documento	HET-018	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Evaporador		Fabricante: Termojet	
Parámetros de diseño		Condiciones de operación	
Coefficiente global de transferencia	503,7 W/m ² .K	Calor transferido	223 kW
Fluido por los Tubos	<i>Syngas</i>	Temperatura Tubos	349,8 – 240,2 °C
Caída de presión	4,67 kPa	Temperatura Coraza	143,7 °C
Fluido por la coraza	Agua	Dimensiones:	
Presión de vapor	3 barg	Tubos: Diámetro interno	19,05 mm
General		Tubos: Espesor	3,40 mm
Código	E-1107	Tubos: Largo	1 200 mm
Tipo	Tubos y coraza	Número de tubos	55
Material de los tubos	Acero Inoxidable AISI 304	Tipo de arreglo	Triangular
Material de la coraza	Acero Inoxidable AISI 304	Espaciamiento entre tubos	23,81 mm
Área de transferencia	3,31 m ²	Coraza: Diámetro interno	316 mm
Clase TEMA	BXM	Coraza: Diámetro externo	324 mm
Pasos por los tubos	2	Deflectores	NA
Pasos por la coraza	1	Espaciamiento deflectores	NA
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.31. Hoja de especificación del compresor K-1103

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 19			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arroquera	
	Documento	HET-019	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Compresor de reciclado		Fabricante: Denair	
Condiciones de Operación		Especificaciones	
Flujo de gas	23 Am ³ /h	Capacidad máxima	60 Am ³ /h
Presión de succión	29,5 MPa	Presión de descarga max.	40 Mpa
Presión de descarga	30,2 MPa	Longitud	1 650 mm
General		Ancho	1 450 mm
Código	K-1103	Altura	1 140 mm
Material de construcción	Acero Inoxidable	Peso aproximado	2 700 kg
Número en planta	1	Material de la carcasa	Acero Inoxidable
Modalidad de operación	Continuo	Material del impulsor	Acero Inoxidable
Tipo	Pistón	Potencia	22 kW
Modelo	DG1/400	Número de pistones	4
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.32. Hoja de especificación del intercambiador E-1108

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 20			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arroquera	
	Documento	HET-020	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Intercambiador		Fabricante: HRS	
Parámetros de diseño		Condiciones de operación	
Coefficiente global de transferencia	455,9 W/m ² .K	Calor transferido	278 kW
Fluido por los Tubos	<i>Syngas</i>	Temperatura Tubos	240,2 - 95,0 °C
Caída de presión	4,23 kPa	Temperatura Coraza	60,0 - 200,0°C
Fluido por la coraza	<i>Syngas</i>	Dimensiones	
Caída de presión	24,26 kPa	Tubos: Diámetro interno	19,05 mm
General		Tubos: Espesor	3,40 mm
Código	E-1108	Tubos: Largo	3 200 mm
Tipo	Tubos y coraza	Número de tubos	57
Material de los tubos	Acero Inoxidable AISI 304	Tipo de arreglo	Triangular
Material de la coraza	Acero Inoxidable AISI 304	Espaciamiento entre tubos	23,81 mm
Área de transferencia	17,48 m ²	Coraza: Diámetro interno	225 mm
Clase TEMA	BEM	Coraza: Diámetro externo	267 mm
Pasos por los tubos	1	Deflectores	Segmentado simple
Pasos por la coraza	1	Espaciamiento deflectores	55 mm
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.33. Hoja de especificación del intercambiador E-1109

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 21			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arroceras	
	Documento	HET-021	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Intercambiador		Fabricante: HRS	
Parámetros de diseño		Condiciones de operación	
Coefficiente global de transferencia	269,0 W/m ² .K	Calor transferido	195 kW
Fluido por los Tubos	Agua de enfriamiento	Temperatura Tubos	15,0 - 80,0 °C
Caída de presión	3,6 kPa	Temperatura Coraza	95,0 - 30,0 °C
Fluido por la coraza	<i>Syngas</i>	Dimensiones:	
Caída de presión	5,1 kPa	Tubos: Diámetro interno	19,05 mm
General		Tubos: Espesor	2,77 mm
Código	E-1109	Tubos: Largo	6 000 mm
Tipo	Tubos y coraza	Número de tubos	247
Material de los tubos	Acero Inoxidable AISI 304	Tipo de arreglo	Triangular
Material de la coraza	Acero Inoxidable AISI 304	Espaciamiento entre tubos	23,81 mm
Área de transferencia	86,22 m ²	Coraza: Diámetro interno	425 mm
Clase TEMA	BEM	Coraza: Diámetro externo	575 mm
Pasos por los tubos	1	Deflectores	Segmentado simple
Pasos por la coraza	1	Espaciamiento deflectores	85 mm
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.34. Hoja de especificación del convertidor de amoniaco R-1104

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 22			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arrocerá	
	Documento	HET-022	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Convertidor de amoniaco		Fabricante: Bachiller	
Dimensiones		Condiciones de operación	
Largo	2,60 m	Presión	30 MPa
Diámetro	0,90 m	Temperatura entrada	360,0 °C
Largo primer lecho	0,62 m	Temperatura máxima	442,9 °C
Largo segundo lecho	1,98 m	Parámetros de diseño:	
Volumen Nominal	1654 L	Catalizador	Fe / Fe ₂ O ₃ / Al ₂ O ₃
General		Tamaño de partícula	2 mm
Código	R-1104	Densidad	2 200 kg/m ³
Material de construcción	Acero Inoxidable AISI 304	Calentamiento o enfriamiento	Adiabático con enfriamiento directo
Número en planta	1	Espesor del envoltente	31 mm
Modalidad de operación	Continuo	Caída de presión	40 kPa
Tipo	PBR		
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.35. Hoja de especificación del caldero SB-1101

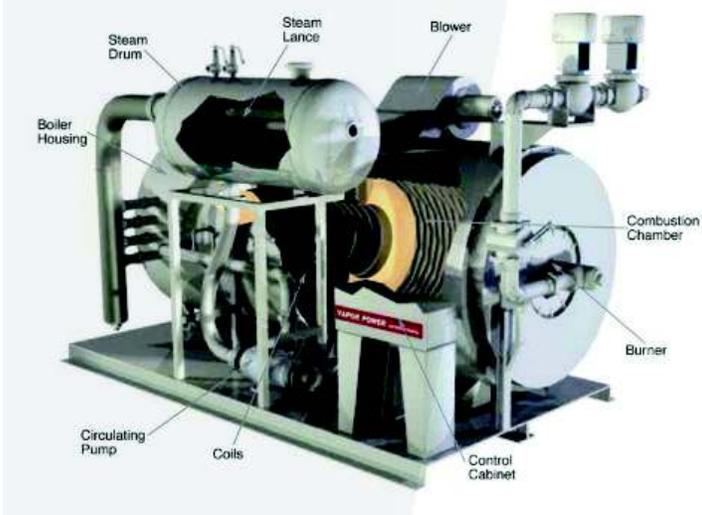
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 23			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arrocerá	
	Documento	HET-023	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Caldero		Fabricante: Steam Generators	
Parámetros de diseño		Especificaciones	
Flujo de Vapor	3 343,54 kg/h	Capacidad	300 BHP
Combustible	Diesel No. 2	Presión de Diseño	150 psig
Presión de vapor	3 barg	Longitud	3 300 mm
General		Ancho	2 336 mm
Código	SB-1101	Altura	2 718 mm
Tipo	Acuatubular	Peso Aproximado	5 400 kg
Modelo	Circulatic-5907	Ignición	Chispa eléctrica
Flujo de vapor equivalente a 212 °F	4 700 kg/h	Potencia de la bomba	15 HP
Normas de construcción	ASME y Hartford	Potencia del blower	10 HP
Aislamiento	Lana mineral	Requerimiento de electricidad principal	230/460/575 VAC, 60/50 Hz
Consumo máximo de combustible	88 gph	Requerimiento de electricidad de control	120 VAC 60/50 Hz
		Fabricante del quemador	Vapor Power
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.36. Hoja de especificación de la torre de enfriamiento CT-1101

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 24			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arroceras	
	Documento	HET-024	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Torre de enfriamiento de agua		Fabricante: CTS	
Parámetros de diseño		Especificaciones	
Flujo de agua	94,5 m ³ /h	Capacidad	100 m ³ /h
Temperatura de entrada	50 °C	Volumen nominal de aire	33 260 Ncfm
Temperatura de salida	30 °C	Diámetro	3 300 mm
General		Altura	2 286 mm
Código	CT-1101	Peso Aproximado (seco)	625 kg
Tipo	Contracorriente Tiro inducido	Peso Aproximado (operativo)	2 600 kg
Modelo	T-2150	Pérdida aproximada por evaporación	3-4 %
Material de cobertura	Poliéster de fibra de vidrio reforzada	Potencia del ventilador	5 HP
Material de pernos, tuercas y arandelas	Acero inoxidable	Tipo de ventilador	Flujo axial
Material de tuberías	PVC	Fabricante del ventilador	CTS
		Diámetro del ventilador	1 750 mm
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.37. Hoja de especificación del intercambiador E-1110

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 25			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arrocerá	
	Documento	HET-025	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Intercambiador		Fabricante: HRS	
Parámetros de diseño		Condiciones de operación	
Coefficiente global de transferencia	357,2 W/m ² .K	Calor transferido	1 651 kW
Fluido por los Tubos	Solución MEA Limpia	Temperatura Tubos	115,6 - 67,5 °C
Caída de presión	1,1 kPa	Temperatura Coraza	57,5 - 103,8 °C
Fluido por la coraza	Solución MEA Cargada	Dimensiones:	
Caída de presión	2,48 kPa	Tubos: Diámetro interno	19,05 mm
General		Tubos: Espesor	1,65 mm
Código	E-1110	Tubos: Largo	6000 mm
Tipo	Tubos y coraza	Número de tubos	1 257
Material de los tubos	Acero Inoxidable AISI 304	Tipo de arreglo	Triangular
Material de la coraza	Acero Inoxidable AISI 304	Espaciamiento entre tubos	23,81 mm
Área de transferencia	444,4 m ²	Coraza: Diámetro interno	925 mm
Clase TEMA	BEM	Coraza: Diámetro externo	939 mm
Pasos por los tubos	1	Deflectores	Segmentado simple
Pasos por la coraza	1	Espaciamiento deflectores	590 mm
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.38. Hoja de especificación del intercambiador E-1111

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 26			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arroceras	
	Documento	HET-026	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Intercambiador		Fabricante: HRS	
Parámetros de diseño		Condiciones de operación	
Coefficiente global de transferencia	1 050 W/m ² .K	Calor transferido	944 KW
Fluido por los Tubos	Agua de enfriamiento	Temperatura Tubos	30,0 - 50,0 °C
Caída de presión	0,7 kPa	Temperatura Coraza	67,5 - 40,0 °C
Fluido por la coraza	Solución de MEA	Dimensiones:	
Caída de presión	44,8 kPa	Tubos: Diámetro interno	19,05 mm
General		Tubos: Espesor	1,65 mm
Código	E-1 111	Tubos: Largo	5 550 mm
Tipo	Tubos y coraza	Número de tubos	210
Material de los tubos	Acero Inoxidable AISI 304	Tipo de arreglo	Triangular
Material de la coraza	Acero Inoxidable AISI 304	Espaciamiento entre tubos	23,81 mm
Área de transferencia	69,75 m ²	Coraza: Diámetro interno	394 mm
Clase TEMA	BEM	Coraza: Diámetro externo	406 mm
Pasos por los tubos	1	Deflectores	Segmentado simple
Pasos por la coraza	1	Espaciamiento deflectores	185 mm
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.39. Hoja de especificación del intercambiador E-1112

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 27			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arrocerá	
	Documento	HET-027	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Intercambiador		Fabricante: HRS	
Parámetros de diseño		Condiciones de operación	
Coefficiente global de transferencia	1043,0 W/m ² .K	Calor transferido	572 kW
Fluido por los Tubos	Agua de enfriamiento	Temperatura Tubos	30,0 – 50,0 °C
Caída de presión	33,55 kPa	Temperatura Coraza	115,6 – 65,0 °C
Fluido por la coraza	Gas ácido	Dimensiones:	
Caída de presión	1,3 kPa	Tubos: Diámetro interno	19,05 mm
General		Tubos: Espesor	1,65 mm
Código	E-1112	Tubos: Largo	2 440 mm
Tipo	Tubos y coraza	Número de tubos	77
Material de los tubos	Acero Inoxidable AISI 304	Tipo de arreglo	Triangular
Material de la coraza	Acero Inoxidable AISI 304	Espaciamiento entre tubos	23,81 mm
Área de transferencia	10,94 m ²	Coraza: Diámetro interno	266 mm
Clase TEMA	AXM	Coraza: Diámetro externo	273 mm
Pasos por los tubos	4	Deflectores	NA
Pasos por la coraza	1	Espaciamiento deflectores	NA
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.40. Hoja de especificación de las bombas P-1101, P 1102 y P-1106

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 28			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arroceras	
	Documento	HET-028	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Bomba de solución MEA		Fabricante: Goulds Water Technology	
Parámetros de diseño		Especificaciones	
Flujo de agua	30,7 m ³ /h	Caudal máximo	50 m ³ /h @ 20 m
TDH	20,0 m	Cabezal máximo	12 m ³ /h @ 26 m
		Punto de máxima eficiencia	34 m ³ /h @ 24 m
General		Potencia del motor	5 HP
Código	P-1101 / P-1102 / P-1106	Diámetro succión	3"
Tipo	Centrífuga	Diámetro descarga	2 ½"
Modelo	4BF1J1H0	Velocidad de rotación	3500 rpm
Material de carcasa	Hierro fundido	Temperatura máxima	100 °C
Material de impeler	Bronce	Presión de diseño	175 psi
Voltaje	208-230 VAC	Largo	521 mm
Amperaje	27 amp	Ancho	330 mm
Fases	1	Altura	267 mm
		Peso	62 kg
Esquema del equipo			
			

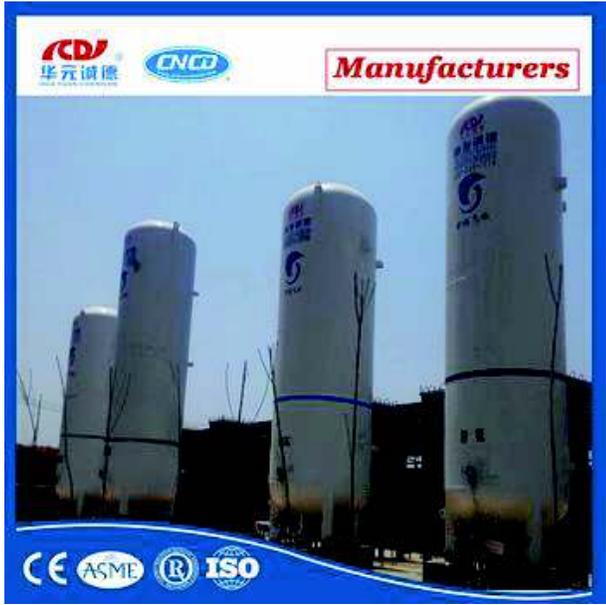
Tabla 4.41. Hoja de especificación de las bombas P-1103 y P-1104

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 29			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arroquera	
	Documento	HET-029	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Bomba de alimentación		Fabricante: Goulds Water Technology	
Parámetros de diseño		Especificaciones	
Flujo de agua	9,3 m ³ /h	Caudal máximo	13 m ³ /h @ 30 m
TDH	30 m	Cabezal máximo	5 m ³ /h @ 43 m
		Punto de máxima eficiencia	10 m ³ /h @ 37 m
General		Potencia del motor	2 HP
Código	P-1103 / P-1104	Diámetro succión	1 ¼”
Tipo	Centrífuga	Diámetro descarga	1”
Modelo	1MC1G1A0	Velocidad de rotación	3 500 rpm
Material de carcasa	Acero inoxidable	Temperatura máxima	100 °C
Material de impeler	AISI 316L	Presión de diseño	75 psi
Voltaje	115/230 VAC	Largo	400 mm
Amperaje	21/10,5 amp	Ancho	171 mm
Fases	1	Altura	273 mm
		Peso	13,5 kg
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.42. Hoja de especificación de la bomba P-1105

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 30			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arroquera	
	Documento	HET-030	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Bomba de agua de enfriamiento		Fabricante: Goulds Water Technology	
Parámetros de diseño		Especificaciones	
Flujo de agua	94,5 m ³ /h	Caudal máximo	136 m ³ /h @ 13 m
TDH	25 m	Cabezal máximo	66 m ³ /h @ 46 m
		Punto máximo de eficiencia	91 m ³ /h @ 38 m
General		Potencia del motor	15 HP
Código	P-1105	Diámetro succión	4"
Tipo	Centrífuga	Diámetro descarga	3"
Modelo	6BF1M9B0	Velocidad de rotación	3 500 rpm
Material de carcasa	Hierro fundido	Temperatura máxima	100 °C
Material de impeler	Bronce	Presión de diseño	200 psi
Voltaje	230/460 VAC	Largo	1 016 mm
Fases	3	Ancho	381 mm
		Altura	318 mm
		Peso	117 kg
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.43. Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de amoniaco

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 31			
	Proyecto	Planta de producción de amoniaco	
	Cliente	Industria Arroceras	
	Documento	HET-031	
	Fecha	30 de noviembre de 2017	
Nombre del equipo: Tanque de almacenamiento de amoniaco		Fabricante: CNCD	
Parámetros de diseño		Especificaciones	
Volumen	38 m ³	Volumen total	42 m ³
Tiempo de retención	72 h	Volumen efectivo	40 m ³
		Diámetro	3 150 mm
General		Altura	9 340 mm
Código	TK-1101	Peso Aproximado (seco)	19 140 kg
Tipo	Recipiente a presión	Aislamiento	Polvo de vacío o aislamiento de envoltura multicapa de alto vacío
Material interno	Acero Inoxidable 18 % Cr, 9 % Ni		
Garantía del aislamiento	3 años		
Garantía del equipo completo	1 año	Presión de operación	8 – 16 bar
		Temperatura mínima	-196 °C
		Temperatura máxima	50 °C
Esquema del equipo			
			

5. ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA

En este apartado se presentan los resultados del estudio de prefactibilidad económica que se detalla en el Anexo XI; este estudio pretende determinar la rentabilidad del proyecto, para esto se evaluaron tres indicadores básicos, el valor actual neto (VAN), la tasa interna de retorno (TIR) y el retorno de la inversión (ROI). Para obtener estos indicadores se cuantificaron los costos directos, los costos operativos y los ingresos asociados al proyecto (Jiménez, 2003, pp. 8–10; Sinnott y Towler, 2013, pp. 403-408).

Los costos directos del proyecto consideraron la compra de los equipos; adicionalmente, mediante factores de multiplicación, se incluyeron los costos de tuberías, instrumentación y control, obra civil, requerimientos eléctricos, revestimiento y pintura (Sinnott y Towler, 2013, p. 331). Los costos directos del proyecto alcanzaron los 3 158 152,57 USD.

Los costos de operación de la planta incluyeron las materias primas, insumos, energía eléctrica, agua y salarios; los valores correspondientes se muestran en la Tabla 5.1. Las materias primas e insumos incluyen los costos de agua, diesel y oxígeno requerido. El consumo de energía eléctrica se determinó con base en la potencia de los equipos de la planta y los costos de agua incluyen el requerimiento para enfriamiento del amoniaco y el agua de reposición de la torre de enfriamiento (Jiménez, 2003, pp. 8–10).

Tabla 5.1. Costos de operación de la planta

Rubro	Costo anual (USD)
Materias primas e insumos	741 721,54
Energía eléctrica	209 269,44
Salarios	119 041,65
Total	1 070 032,63

En la Tabla 5.1 se observa que el mayor costo de operación de la planta se asocia a materias primas e insumos (69,32 %), dentro de estas el diesel posee un

costo anual de 574 646,4 USD y representa el 53,71 % del costo total de la operación de la planta.

Los ingresos anuales de la planta están dados por la venta de amoniaco anhidro, para esto se consideró un precio de venta de 914,77 USD/t. Los ingresos anuales totales son de 2 894 114,94 USD (Trade map, 2017; Merck, 2017).

El Flujo de caja se desarrolló a partir de los costos fijos, operativos e ingresos previamente calculados según se muestra en la Tabla 5.2. Para esto se asumió una depreciación lineal de los equipos durante los 10 años de vida del proyecto, y también se añadió a la inversión de un valor de contingencia por imprevistos e incertidumbre del 10 % (Sinnott y Towler, 2013, p. 310).

Tabla 5.2. Flujo de caja del proyecto, VAN, TIR y ROI

Cuentas (USD)	Período	
	0	1 – 10
Ingresos		2 894 144,94
Costos y gastos		-1 070 032,63
Depreciación		- 319 160,01
Utilidad antes de impuestos		1 504 952,30
Utilidad trabajadores (15 %)		- 225 742,85
Impuesto a la renta (35 %)		- 526 733,31
Utilidad después de impuestos		752 476,15
Depreciación		319 160,01
Inversión fija	-3 191 600,07	
Contingencia	- 319 160,01	
Flujo de caja neto	-3 510 760,08	1 071 636,16
VAN (USD)		3 142 420,85
TIR (%)		27,92
ROI (%)		30,52

La tasa de descuento utilizada para el cálculo del VAN fue de 9,76 %, valor referencial para el sector productivo empresarial en el Ecuador (Banco Central del Ecuador, 2017). El impuesto a la renta de personas naturales en el Ecuador es del 35 % ya que la utilidad neta es superior a 115 140 USD (SRI, 2017).

Un VAN > 0 determina que invertir en el presente proyecto es una mejor opción que en una inversión segura que representa una utilidad del 9,76 % en el país según las tasas de interés expuestas por el Banco Central del Ecuador (Banco Central del Ecuador, 2017). Una TIR de 27,92 % demuestra la alta rentabilidad de la producción de amoniaco a partir de cascarilla de arroz (Sinnott y Towler, 2013, p. 407).

El retorno de la inversión es del 30,52 %, esto implica que se puede recuperar la inversión total en un periodo de alrededor de 3 años. En conclusión, mediante el estudio de prefactibilidad se determinó que es recomendable continuar con el diseño de la planta a nivel de detalle con la excepción de que exista una inversión diferente capaz de generar más del 27,92 % anual.

En contraste a este estudio, en el Ecuador se ha estudiado la viabilidad técnico económica del aprovechamiento energético del *syngas* obtenido mediante gasificación de cascarilla de arroz de la provincia de Los Ríos con un TIR de 19,90 % para una capacidad de 3,4 t/h y de 23,7 % para 4 t/h (Narvaez et al., 2013, p. 33). Con base en los indicadores expuestos anteriormente es más rentable una inversión en la producción de amoniaco a partir de cascarilla de arroz que solamente en su aprovechamiento energético.

Como parte del estudio de prefactibilidad se realizó un análisis de sensibilidad respecto al precio de venta del amoniaco considerando un precio de venta que no genere utilidades (precio de quiebre) y variaciones del 25 % entre el precio de quiebre y el precio establecido previamente (Stevens, 2006, pp. 78-80). Los resultados del análisis de sensibilidad se muestran en la Tabla 5.3.

Tabla 5.3. Análisis de sensibilidad respecto al precio de venta del amoniaco

Escenario	Precio de quiebre	25,00 %	50,00 %	75,00 %	Precio del mercado
Precio (USD/t)	338,21	482,35	626,49	770,63	914,77
VAN (USD)	-3 510 760,08	-1 104 408,57	311 201,24	1 726 811,04	3 142 420,85
TIR (%)	NA	1,84	11,77	20,22	27,92
ROI (%)	0,00	11,04	17,53	24,03	30,52

A partir de los resultados expuestos en la Tabla 5.3 se observa que a partir de un precio de venta de amoníaco de 626,49 USD/t el VAN es mayor que cero y la TIR mayor a la tasa referencial demostrando la viabilidad del proyecto; precios de venta inferiores a 626,49 USD/t implican que es mejor una inversión en otro sector empresarial del país según el Banco Central del Ecuador (Banco Central del Ecuador, 2017). En función de lo mencionado anteriormente aun con una disminución del 25 % en el precio de venta del mercado el proyecto es viable económicamente.

Finalmente, en función de que la planta se ubica en una zona industrial en la que se ubican varias plantas piladoras de arroz, se consideró un escenario (B) en el que parte del consumo de combustible (diesel) para la generación de vapor se sustituya por cascarilla de arroz; aunque parte de la cascarilla de arroz de las diferentes piladoras se comercializa para uso en suelos de cultivo o para aprovechamiento energético, la mayor parte de la cascarilla se desecha (Mohanta, Kumar y Parkash, 2012, p. 87).

Por lo antes mencionado en este escenario no se consideró un costo de la cascarilla puesto que es un desecho que actualmente no tiene valor agregado. Al considerar que se consigue una cantidad de 10,5 t/día de cascarilla; que corresponde a la mitad de lo que procesa la planta diseñada; se determinó el VAN, TIR y ROI como se muestra en la Tabla 5.4 considerando como escenario A al de base y B al aprovechamiento energético de cascarilla de arroz.

Tabla 5.4. Análisis de sensibilidad respecto al uso de cascarilla de arroz para generar vapor

Escenario	A	B
VAN (USD)	3 142 420,85	4 114 649,86
TIR (%)	27,92	31,81
ROI (%)	30,52	34,14

Al emplear 10,5 t/día de cascarilla para generación de vapor se consiguen reemplazar 152,92 kg/h de diesel con lo que el consumo de este combustible se

reduce en un 65,71 %. Esto se evidencia como un incremento en el VAN, TIR y ROI que se expone en la Tabla 5.4. Mediante este análisis se demostró que la utilidad de la planta puede incrementarse integrando la cascarilla de arroz de zonas aledañas para darle un valor agregado.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. AdGasTech. (2017). Industrial gas generators-Oxygen Generators. Recuperado de <http://adgastech.com/Products/Industrial-Gas-Generators/Oxygen-Generators/> (Abril, 2017)
2. Agencia de Regulación y Control de Electricidad. (2016). Pliego y cargos tarifarios. Recuperado de <http://www.regulacionelectrica.gob.ec/wp-content/uploads/downloads/2016/02/Pliego-y-Cargos-Tarifarios-2016-01-02-2016.pdf> (Abril, 2017)
3. Air Control Industries. (2017). Double stage – Inlet & Disch G 4. Recuperado de <http://fans-uk.aircontrolindustries.com/technical/F-X2.42.SM> (Abril, 2017).
4. Afkhamipour, M. y Mofarahi, M. (2014). Sensitivity analysis of the rate-based CO₂ absorber model using amine solutions (MEA, MDEA and AMP) in packed columns. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 25, 9–22. doi: 10.1016/j.ijggc.2014.03.005
5. API 620. (2002). Design and Construction of Large Welded Low. Pressure Storage Tanks. Recuperado de <https://law.resource.org/pub/us/cfr/ibr/002/api.620.2002.pdf> (Julio, 2016).
6. API 650. (2012). Welded Steel Tanks for Oil Storage. Recuperado de <https://law.resource.org/pub/us/cfr/ibr/002/api.650.2007.pdf> (Julio, 2016).
7. API RP 14E. (1999). Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Production Platform Piping Systems. Recuperado de <https://es.scribd.com/doc/127884553/API-RP-14E-1991-pdf> (Julio, 2016).
8. API 2000. (1998). Venting Atmospheric and Low-Pressure Storage Tanks. Recuperado de <https://law.resource.org/pub/us/cfr/ibr/002/api.2000.1998>.

pdf (Julio, 2016).

9. Arachchige, U. y Melaaen, M. C. (2012). Selection of packing material for gas absorption. *European Journal of Scientific Research*, 87(1), 117–126. Recuperado de: https://teora.hit.no/bitstream/handle/2282/1289/ArachchigeEJSR87_1.pdf?sequence=1 (Noviembre, 2016)
10. Aronu, U. E., Gondal, S., Hessen, E. T., Haug-Warberg, T., Hartono, A., Hoff, K. A. y Svendsen, H. F. (2011). Solubility of CO₂ in 15, 30, 45 and 60 mass% MEA from 40 to 120 °C and model representation using the extended UNIQUAC framework. *Chemical Engineering Science*, 66(24), 6393–6406. doi: 10.1016/j.ces.2011.08.042
11. Aroonwilas, A. y Veawab, A. (2004). Characterization and Comparison of the CO₂ Absorption Column. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 43, 2228–2237. doi: 10.1021/ie0306067
12. Arora, P., Hoadley, A. F. A., Mahajani, S. M. y Ganesh, A. (2016). Small-Scale Ammonia Production from Biomass: A Techno-Enviro-Economic Perspective. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 6422–6434. doi: 10.1021/acs.iecr.5b04937
13. ASME VIII. Div III. (2010). Alternative rules for Construction of pressure vessels.
14. Ayastuy, J. L., Gutiérrez-Ortiz, M. A., González-Marcos, J. A., Aranzabal, A. y González-Velasco, J. R. (2004). Kinetics of the Low-Temperature WGS Reaction over a CuO/ZnO/Al₂O₃ Catalyst. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 44(1), 41–50. doi: 10.1021/ie049886w
15. Bachiller, E. (2017). Calderería: Reactores, Agitación, Columnas, Intercambiadores, recipientes a presión y silos. Recuperado de <http://www.bachiller.com/productos/caldereria/> (Abril, 2017).

16. Banco Central del Ecuador. (2017). Tasas de interés Mayo – 2017. Recuperado de <https://contenido.bce.fin.ec/docs.php?path=/documentos/Estadisticas/SectorMonFin/TasasInteres/Indice.htm> (Mayo, 2017)
17. Basu, P. (2010). *Biomass Gasification and Pyrolysis: Practical Design and Theory*. Oxford, United Kingdom: Elsevier
18. Boehm, R. (2016). Direct Contact Heat Transfer. Recuperado de: https://www.researchgate.net/publication/236374769_Direct-Contact_Heat_Transfer (Enero, 2016)
19. British Standard European Norm. (2009). BS EN 14774-3 *Solid biofuels- Determination of moisture content-Oven dry method*
20. British Standard European Norm. (2009). BS EN 14775 *Solid biofuels- Determination of ash content*
21. British Standard European Norm. (2009). BS EN 15148 *Solid biofuels- Determination of the content of volatile matter*
22. British Standard European Norm. (2009). BS EN 19418 *Solid biofuels- Determination of calorific value*
23. Callaghan, C. A. (2006). Kinetics and Catalysis of the Water-Gas-Shift Reaction: A Microkinetic and Graph Theoretic Approach. (Disertación Doctoral). Worcester Polytechnic Institute, Worcester, EEUU.
24. CCPS y AIChE. (2003). Guidelines for Facility Siting and Layout. doi: 10.4324/9781849771306
25. Chen, D. Y., Zhang, D. y Zhu, X. F. (2012). Heat/mass transfer characteristics and nonisothermal drying kinetics at the first stage of biomass pyrolysis. *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*, 109(2), 847–854. doi:

10.1007/s10973-011-1790-4

26. CNCD. (2017). Cryogenic tank, vertical pressure vessel. Recuperado de <http://www.cryocontainer.com/products/40m3-vertical-liquid-nitrogen-oxygenargon-tank-pressure-vessel-en.html#S2> (Abril, 2017)
27. Cooling Tower Systems. (2017). Resources and brochures. Recuperado de <https://www.coolingtowersystems.com/pages/assembly-instructions> (Abril, 2017).
28. CompAir. (2017). High pressure boosters. Recuperado de <http://houstoncompression.com/products/air-compressors/high-pressure-boosters/> (Abril, 2017).
29. CSSP. (2000). Stainless Steels in Ammonia Production. Recuperado de: https://www.nickelinstitute.org/media/Files/TechnicalLiterature/StainlessSteelsinAmmoniaProduction_9013_.ashx (Enero, 2016).
30. Denair. (2017). High Pressure piston compressor. Recuperado de http://www.denair.net/high_pressure_air_compressor/high_pressure_piston_air_compressor.html (Abril, 2017).
31. Dutcher, B., Fan, M. y Russell, A. G. (2015). Amine-based CO₂ capture technology development from the beginning of 2013-A review. *ACS Applied Materials and Interfaces*, 7(4), 2137–2148. doi: 10.1021/am507465f
32. Eco Tech System. (2017). Ciclones y multiciclones. Recuperado de <http://ecotechsystem.com.br/site/equipamentos/ciclones-e-multiciclones/> (Abril, 2017)
33. Elektror. (2017). Centrifugal fans made of steel. Recuperado de <http://www.elektor.ru/cataloguespdf/radialventilatoren.pdf> (Abril, 2017)

34. EPMAPS. (2015). Pliego Tarifario EPMAPS. Recuperado de https://www.aguaquito.gob.ec/sites/default/files/documentos/pliego_tarifario_epmaps.pdf (Abril, 2017)
35. EP Petroecuador. (2015). Precios de venta en los terminales de EP Petroecuador. Recuperado de http://eppintranet.eppetroecuador.ec/idc/groups/public/documents/peh_docsusogeneral/002220~124.pdf (Abril, 2017)
36. Er-rbib, H. y Bouallou, C. (2013). Modelling and simulation of methanation catalytic reactor for renewable electricity storage. *Chemical Engineering Transactions*, 35, 541–546. doi: 10.3303/CET1335090
37. Ertl, G., Knözinger, H., Schüth, F. y Weitkamp, J. (Eds.). (2008). *Handbook of Heterogeneous Catalysis Second, Completely Revised and Enlarged Edition* (2da ed.). Weinheim, Alemania. doi: 10.1002/9783527610044.hetcat0162
38. ESIN Consultora S.A. (2014). Atlas bioenergético del Ecuador. Recuperado de: <http://www.energia.gob.ec/biblioteca/> (Agosto, 2016)
39. Fogler, H. (2008). *Elementos de Ingeniería de las Reacciones*, (4ta ed.). México: Pearson Educación.
40. Gálvez, M. E., Halmann, M. y Steinfeld, A. (2007). Ammonia Production via a Two-Step Al₂O₃ / AlN Thermochemical Cycle. 1. Thermodynamic, Environmental, and Economic Analyses. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 46, 2042–2046. doi: 10.1021/ie071244w
41. Gilbert, P., Alexander, S., Thornley, P. y Brammer, J. (2013). Assessing economically viable carbon reductions for the production of ammonia from biomass gasification. *Journal of Cleaner Production*, 64, 581–589. doi: 10.1016/j.jclepro.2013.09.011

42. Gomez, R. (2009). *Manual De Gestion De Proyectos* (1ra ed.). Colombia.
43. Goulds Water Technology. (2017a). Straight Centrifugal High Head Pumps. Recuperado de: <https://www.grainger.com/product/GOULDS-WATER-TECHNOLOGY-Cast-Iron-5-HP-Centrifugal-1N481?internalSearchTerm=Cast+Iron+5+HP+Centrifugal+Pump%2C+208-230VAC+Voltage%2C+27.427+Amps&suggestConfigId=8&searchBar=true&suggestConfigId=8&searchBar=true&suggestConfigId=8&searchBar=true> (Abril, 2017).
44. Goulds Water Technology. (2017b). Straight Centrifugal High Head Pumps. Recuperado de: <https://www.grainger.com/product/GOULDS-WATER-TECHNOLOGY-Stainless-Steel-2-HP-Centrifugal-4XW85?internalSearchTerm=Stainless+Steel+2+HP+Centrifugal+Pump%2C+115%2F230VAC+Voltage%2C+21%2F10.5+Amps&suggestConfigId=8&searchBar=true&suggestConfigId=8&searchBar=true&suggestConfigId=8&searchBar=true&suggestConfigId=8&searchBar=true&suggestConfigId=8&searchBar=true> (Abril, 2017).
45. Goulds Water Technology. (2017c). Straight Centrifugal High Head Pumps. Recuperado de: <https://www.grainger.com/product/GOULDS-WATER-TECHNOLOGY-Bronze-15-HP-Centrifugal-Pump-49UU70?internalSearchTerm=Bronze+15+HP+Centrifugal+Pump%2C+3+Phase%2C+230%2F460VAC+Voltage&suggestConfigId=8&searchBar=true&suggestConfigId=8&searchBar=true&suggestConfigId=8&searchBar=true&suggestConfigId=8&searchBar=true> (Abril, 2017).
46. Henan Hongji. (2017). Downdraft gasifier – QM Series. Recuperado de <http://www.hjksjx.com/product/428.html> (Abril, 2017).
47. Himmelblau, D. M. y Riggs, J. B. (2004). *Basic principles and calculations in chemical engineering*. (7ma. ed.). Londres, Inglaterra: Pearson Education

48. Hla, S. S., Park, D., Duffy, G. J., Edwards, J. H., Roberts, D. G., Ilyushechkin, L., Morpeth, A. y Nguyen, T. (2009). Kinetics of high-temperature water-gas shift reaction over two iron-based commercial catalysts using simulated coal-derived syngases. *Chemical Engineering Journal*, 146, 148–154. doi: 10.1016/j.cej.2008.09.023
49. HRS. (2017). Intercambiador de calor multitubo. Recuperado de <https://www.hrs-heatexchangers.com/es/intercambiador-calor/intercambiador-de-calor-multitubo/> (Abril, 2017).
50. Huazhang, L. (2013). *Ammonia Synthesis catalyst Innovation and Practice*. Singapore: World Scientific Publishing Co.
51. Ingeniería Industrial Online. (2017). PERT: Técnica de evaluación y revisión de proyectos, Recuperado de: <https://www.ingenieriaindustrialonline.com/herramientas-para-el-ingeniero-industrial/investigaci%C3%B3n-de-operaciones/pert-tecnica-de-evaluacion-y-revision-de-proyectos/> (Abril, 2017)
52. Jennings, J. R. (2002). *Catalytic Ammonia Synthesis*. Plenum, Oxford: Springer. doi: 10.1007/978-1-4757-9592-9
53. Jiménez, A. (2003). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química*. (J. Costa, Ed.). Barcelona, España: Reverté S.A.
54. Kohl, A. L. y Nielsen, R. B. (1997). *Gas Purification*. (5ta ed.). doi: 10.1016/B978-088415220-0/50009-4
55. Koryabkina, N. A., Phatak, A. A., Ruettinger, W. F., Farrauto, R. J. y Ribeiro, F. H. (2003). Determination of kinetic parameters for the water-gas shift reaction on copper catalysts under realistic conditions for fuel cell applications. *Journal of Catalysis*, 217, 233–239. doi: 10.1016/S0021-9517(03)00050-2

56. Krupiczka, R., Rotkegel, A. y Ziobrowski, Z. (2015). Comparative study of CO₂ absorption in packed column using imidazolium based ionic liquids and MEA solution. *Separation and Purification Technology*, 149, 228–236. doi: 10.1016/j.seppur.2015.05.026
57. Luyben, W. L. (2007). *Chemical Reactor Design and Control*. Hoboken, Estados Unidos de América: Wiley - Interscience a John Wiley y Sons, Inc., Publication. doi: 10.1002/9780470134917
58. Matrosteck. (2016). Alvigo-Matros Catalysts. Recuperado de: http://www.matrosteck.com/downloads/ALVIGO_MATROS_CATALYSTS.pdf (Diciembre, 2016)
59. Merck. (2017). Anhydrous Ammonia – 105424, Recuperado de http://www.merckmillipore.com/INTL/en/product/Ammonia-99,97%25,MDA_CHEM-105424 (Marzo, 2017)
60. Narvaez, R., Blanchard, R. y Mena, A. (2013). Use of Rice Crops Waste for Energy Production in Ecuador, 3, 27–36. doi: 10.5923/j.ep.20130303.01
61. Natarajan, E., y Sundaram, E. (2009). Pyrolysis of rice husk in a fixed bed reactor. *World Academy of Science, Engineering and Technology*, 56(8), 504–508.
62. Nookuea, W., Tan, Y., Li, H., Thorin, E. y Yan, J. (2015). Sensitivity Study of Thermo-physical Properties of Gas Phase on Absorber Design for CO₂ Capture using Monoethanolamine. *Energy Procedia*, 75, 2305–2310. doi: 10.1016/j.egypro.2015.07.426
63. Pall ring Company (2016) Pall Rings – Stainless Steel, Alloys & Other Metals. Recuperado de: <http://www.pallrings.co.uk/products/pall-rings-stainless-steel/> (Diciembre, 2016)

64. Penkuhn, M. y Tsatsaronis, G. (2016). Comparison of different ammonia synthesis loop configurations with the aid of advanced exergy analysis. *Proceedings of Ecos 2016*.
65. Penttilä, A., Dell'Era, C., Uusi-Kyyny, P. y Alopaeus, V. (2011). The Henry's law constant of N₂O and CO₂ in aqueous binary and ternary amine solutions (MEA, DEA, DIPA, MDEA, and AMP). *Fluid Phase Equilibria*, 311(1), 59–66. doi: 10.1016/j.fluid.2011.08.019
66. Perry, R. H. y Green, D. W. (2008). *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. (Vol. 1). doi: 10.1017/CBO9781107415324.004
67. Peters, M. S. y Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. (4ta Ed.). Singapur: McGraw Hill International Editions.
68. Petersen, I. y Werther, J. (2005). Experimental investigation and modeling of gasification of sewage sludge in the circulating fluidized bed. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 44(7), 717–736. doi: 10.1016/j.cep.2004.09.001
69. Reed, T. B. y Daas, A. (1988). *Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems*. Colorado.
70. Sapag, N. y Sapag C. R. (2008). *Preparación y evaluación de proyectos* (5ta. Ed.). Bogotá, Colombia: Mc Graw Hill.
71. Sharma, A. y Rajeswara Rao, T. (1999). Kinetics of pyrolysis of rice husk. *Bioresource Technology*, 67(1), 53–59. doi: 10.1016/S0960-8524(99)00073-5
72. Sinnott, R. y Towler, G. (2013). *Chemical Engineering Design - Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. (2da ed.). Oxford,

Reino Unido: Elsevier

73. Smith, R. (2005). *Chemical process design and integration*. Inglaterra: McGraw Hill. doi: 10.1529/biophysj.107.124164
74. SRI. (2017). Tablas de cálculo de Impuesto a la Renta 2017, Recuperado de <http://www.sri.gob.ec/web/guest%20/167> (Mayo, 2017)
75. Srivastava, V. C., Mall, I. D. y Mishra, I. M. (2006). Characterization of mesoporous rice husk ash (RHA) and adsorption kinetics of metal ions from aqueous solution onto RHA. *Journal of Hazardous Materials*, 134(1–3), 257–267. doi: 10.1016/j.jhazmat.2005.11.052
76. Steam Generators. (2017). Circulatic Steam Generators. Recuperado de <http://www.vaporpower.com/products/steam-boilers/circulatic-steam-generators/> (Abril, 2017).
77. Stevens, R. (2006). Market Opportunity Analysis: Text and Cases. Recuperado de: https://books.google.com.ec/books?id=ySnd8uT5_yAC&pg=PA78&dq=sensitivity+analysis+price&hl=es&sa=X&ved=0ahUKEwiFsJet6PnTAhWC7iYKHU8UCbEQ6AEIKzAB#v=onepage&q=sensitivity%20analysis%20price&f=false (Mayo, 2017)
78. Ternojet. (2017). Multitubular heat exchanger manufactured by Ternojet. Recuperado de <http://ternojet.com/en/multitubular-heat-exchanger/> (Abril, 2017).
79. Trade Map. (2017). Trade statistics for international business development. Recuperado de: http://www.trademap.org/Country_SelProductCountry.aspx?nvpm=1|218|||281410|||6|1|1|1|1|2|1|1 (Abril, 2017)
80. Vaidya, P. D. y Mahajani, V. V. (2006). Quickly design CO₂ - amine absorber. *Indian Journal of Chemical Technology*, 13(1), 47–52.

81. Welty, J. R., Wicks, C. E., Wilson, R. E. y Rorrer, G. L. (2008). *Fundamentals of Momentum, Heat, and Mass Transfer* (5ta ed.). doi: 10.1016/0017-9310(70)90063-3

82. Zhang, C., Su, H., Baeyens, J., Tan, T., Vaidya, P. D., Mahajani, V. V. y Mofarahi, M. (2013). Pyrolysis of rice husk in a fixed bed reactor. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 44(1), 93–99. doi: 10.1017/CBO9781107415324.004

ANEXOS

ANEXO I

MÉTODOS UTILIZADOS EN LA CARACTERIZACIÓN DE LA CASCARILLA DE ARROZ

MÉTODO DE DETERMINACIÓN DE LA HUMEDAD, NORMA BS EN 14774-3:2009

- Para la determinación de la humedad se calentaron los crisoles a $(105 \pm 2) ^\circ\text{C}$ hasta obtener una masa constante y se enfriaron a temperatura ambiente en un desecador.
- A continuación se pesaron los crisoles.
- Se añadió aproximadamente 1 g de muestra en cada cápsula y se registró nuevamente su peso.
- Se secaron los crisoles junto con la muestra a $(105 \pm 2) ^\circ\text{C}$ hasta que la masa fue constante durante 120 minutos.
- Se transfirieron los crisoles y su contenido a un desecador. Se dejó enfriar a temperatura ambiente.
- Se pesaron las cápsulas con la muestra y se registró su valor.

Para el cálculo del porcentaje de humedad se realizaron tres repeticiones.

Se determinó la humedad mediante la Ecuación AI.1.

$$H = \frac{m_2 - m_3}{m_2 - m_1} * 100 \quad \text{[AI.1]}$$

Donde:

H: Humedad (%)

m_1 : Masa del crisol (g)

m_2 : Masa del crisol con la muestra antes del calentamiento (g)

m_3 : Masa del crisol con la muestra después del calentamiento (g)

**MÉTODO DE DETERMINACIÓN DEL CONTENIDO DE CENIZAS, NORMA
BS EN 14775:2009**

- Se calentaron los crisoles en un horno a (550 ± 10) °C durante 60 min. Se retiraron del horno y luego se transfirieron a un desecador hasta enfriar a temperatura ambiente.
- A continuación se pesaron los crisoles y se registró la masa.
- Se colocó aproximadamente 1 g de muestra en las tres cápsulas y se registró su peso.
- Las cápsulas fueron llevadas a un horno a 250 °C durante 60 minutos.
- Se incrementó la temperatura del horno (550 ± 10) °C y se mantuvieron los crisoles durante 120 minutos.
- Se retiraron los crisoles del horno y se colocaron en un desecador hasta enfriar a temperatura ambiente.
- Se pesaron los crisoles con las cenizas y se registró su valor.

Para el cálculo del porcentaje del contenido de ceniza se utilizó la Ecuación A1.2:

$$C = \frac{m_3 - m_1}{m_2 - m_1} * 100 * \frac{100}{100 - H} \quad [A1.2]$$

Donde:

C: Cenizas (%)

m_1 : Masa del crisol (g)

m_2 : Masa del crisol con la muestra antes del calentamiento (g)

m_3 : Masa del crisol con la muestra después del calentamiento (g)

H: Humedad (%)

MÉTODO DE DETERMINACIÓN DE VOLÁTILES, NORMA BS EN 15148:2009

- Para la determinación del contenido de volátiles se calentaron los crisoles a (900 ± 10) °C por 7 minutos en una mufla, luego fueron llevados a un desecador a temperatura ambiente y se reportó su peso.
- Se colocó aproximadamente 1 g de muestra en las cápsulas y se registró su peso.
- Las cápsulas fueron llevadas a la mufla a durante $7 \text{ min} \pm 5 \text{ s}$, luego de lo cual se colocaron en un desecador para posteriormente ser pesadas.

Para el cálculo del contenido de volátiles se utilizó la Ecuación AI.3:

$$V = \left[100 * \left(\frac{m_2 - m_3}{m_2 - m_1} \right) - H \right] * \frac{100}{100 - H} \quad \text{[AI.3]}$$

Donde:

V: Volátiles (%)

m_1 : Masa del crisol (g)

m_2 : Masa del crisol con la muestra antes del calentamiento (g)

m_3 : Masa del crisol con la muestra después del calentamiento (g)

H: Humedad (%)

MÉTODO DE DETERMINACIÓN DEL CARBONO FIJO, POR DIFERENCIA

El carbono fijo se obtuvo de la diferencia entre el porcentaje de las cantidades de humedad, cenizas, volátiles y el 100 % como se observa en la Ecuación A1.4:

$$CF = (100-H-C-V)*100 \quad [A1.4]$$

Donde:

CF: Carbono fijo (%)

H: Humedad (%)

C: Cenizas (%)

V: Volátiles (%)

**MÉTODO DE DETERMINACIÓN DEL PODER CALÓRICO, NORMA
BS EN 14918:2009**

- El análisis de poder calórico se realizó en la bomba calorimétrica del Laboratorio de Termodinámica de la Facultad de Ingeniería Química.
- Primero se pesó aproximadamente 1 g de cascarilla de arroz el cual fue comprimido en forma de pastilla, se la colocó dentro del soporte en la bomba calorimétrica junto con el cable de ignición que dio lugar a la reacción de combustión.
- Se colocó también 5 mL de agua destilada, se cerró la bomba y se le administró oxígeno a 15 bar durante 5 min, posteriormente se colocó en una jarra con agua hasta que el recipiente quedó cubierto totalmente.
- La camisa adiabática se equilibró con la jarra hasta alcanzar una temperatura de 20 °C.
- A continuación se produjo la ignición, que fue identificada por el incremento de la temperatura, se reportó el valor de la temperatura cuando esta alcanzo un valor constante en el termómetro digital.
- Se apagó el equipo, se retiró la muestra y se la pesó.
- Se determinó el poder calórico mediante la hoja de cálculo de Excel existente en el Laboratorio de Termodinámica.

ANEXO II

PROPIEDADES FÍSICAS DE SÓLIDOS, LÍQUIDOS Y GASES SELECCIONADOS

Capacidades caloríficas

Capacidad calorífica de gases:

En la tabla AII.1 se exponen las constantes requeridas para el cálculo de la capacidad calorífica de gases según la Ecuación AII.1 (Perry y Green, 2008, pp. 2-176 – 2-181).

Tabla AII.1. Constantes para el cálculo de la capacidad calorífica de gases seleccionados

Compuesto	Constantes				
	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅
CO	29 108	8 773	3 085.1	8 455.3	1 538.2
CO ₂	29 370	34540	1 428	26 400	588
CH ₄	33 298	79 933	2 086.9	41 602	991.96
H ₂	27 617	9 560	2 466	3 760	567.6
N ₂	29 105	614.9	1 701.6	103.47	909.79
NH ₃	33 427	48 980	2 036	22 560	882
H ₂ O	33 363	26 790	2 610.5	8 896	1 169
O ₂	29 103	10 040	2 526.5	9 356	1 153.8

(Perry y Green, pp. 2-176 – 2-181)

$$C_p^0 = C_1 + C_2 \left[\frac{\frac{C_3}{T}}{\sinh\left(\frac{C_3}{T}\right)} \right]^2 + C_4 \left[\frac{\frac{C_5}{T}}{\cosh\left(\frac{C_5}{T}\right)} \right]^2 \quad [\text{AII.1}]$$

Donde:

C_p⁰: Capacidad calorífica (J/kmol.K)

T: Temperatura absoluta (K)

C_i: Constantes del modelo

Capacidad calorífica de sólidos:

En la tabla AII.2 se encuentra la capacidad calorífica de sólidos seleccionados.

Tabla AII.2. Capacidades caloríficas de sólidos seleccionados

Compuesto	Valor	Fuente
Cascarilla de arroz	0,9 kJ/kg.K	(Chen et al., 2012, p. 851)
Char	1 kJ/kg.K	(Zhang et al., 2013, p. 97)

Viscosidades

En la tabla AII.3 se exponen las constantes requeridas para el cálculo de la viscosidad de los gases presentes en la planta en función de su temperatura según la Ecuación AII.2 (Perry y Green, 2008, p. 2 – 426).

Tabla AII.3. Constantes para el cálculo de la viscosidad de gases seleccionados

Compuesto	Constantes			
	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄
H ₂ O	1,7096 x 10 ⁻⁸	1,1146	-	-
N ₂	6,5592 x 10 ⁻⁷	0,6081	54,714	-
CO	1,1127 x 10 ⁻⁶	0,5338	94,7	-
CO ₂	2,148 x 10 ⁻⁶	0,46	290	-
H ₂	1,797 x 10 ⁻⁷	0,685	-0,59	140
NH ₃	4,1855 x 10 ⁻⁸	0,9806	30,8	-
CH ₄	5,2546 x 10 ⁻⁷	0,59006	105,67	-

(Perry y Green, 2008, p. 2 – 426)

$$\mu = \frac{C_1 T^{C_2}}{1 + \frac{C_3}{T} + \frac{C_4}{T^2}}$$

[AII.2]

Donde:

μ : Viscosidad dinámica (Pa.s)

- T: Temperatura absoluta (K)
 C_i: Constantes presentes en la Tabla AII.3

Conductividad térmica

La densidad aparente de la cascarilla de arroz sin empaquetamiento se define según la Ecuación AII.3 (Srivastava, Mall, & Mishra, 2006, p. 259).

$$\delta = 319,6268 - 3,2683 * M \quad \text{[AII.3]}$$

Donde:

- δ : Densidad (kg/m³)
 M: Porcentaje de humedad en base húmeda

La conductividad térmica efectiva de la biomasa se calculó mediante las Ecuaciones y (Basu, 2010, p. 44):

$$K_{\text{eff}} = \text{sp.gr}(0,2 + 0,004 * M) + 0,0238 \quad \text{para } M > 40\% \quad \text{[AII.4]}$$

$$K_{\text{eff}} = \text{sp.gr}(0,2 + 0,0055 * M) + 0,0238 \quad \text{para } M < 40\% \quad \text{[AII.5]}$$

Donde:

- K_{eff}: Conductividad térmica efectiva de la biomasa
 sp.gr: Gravedad específica
 M: Porcentaje de humedad

Coefficiente de difusión en gases

La relación para obtener el coeficiente de difusión de gases en mezcla binaria a diferente presión o temperatura de la tabulada se muestra en la Ecuación AII.6 (Welty, Wicks, Wilson y Rorrer, 2008, p. 411).

$$\frac{D_{a,b_{T1,P1}}}{D_{a,b_{T2,P2}}} = \left(\frac{T_1}{T_2} \right)^{3/2} \left(\frac{P_2}{P_1} \right) \quad \text{[AII.6]}$$

Donde:

$D_{CO_2V_{T_1,P_1}}$: Coeficiente de difusión de “a” en “b” a T_1 y P_1 (m^2/s)

$D_{CO_2V_{T_2,P_2}}$: Coeficiente de difusión de “a” en “b” a T_2 y P_2 (m^2/s)

P_1 : Presión de referencia (atm)

P_2 : Presión (atm)

T_1 : Temperatura absoluta de referencia (K)

T_2 : Temperatura absoluta (K)

La relación para obtener el coeficiente de difusión de gases en una mezcla de 3 componentes se calculó según las Ecuaciones AII.7 y AII.8 (Welty, Wicks, Wilson y Rorrer, 2008, p. 414).

$$D_{1\text{-mezcla}} = \frac{1}{\frac{y_2'}{D_{1-2}} + \frac{y_3'}{D_{1-3}}} \quad [\text{AII.7}]$$

$$y_i' = \frac{y_i}{y_2 + y_3} \quad [\text{AII.8}]$$

Donde:

$D_{1\text{-mezcla}}$: Coeficiente de difusión del componente 1 en la mezcla (m^2/s)

D_{1-i} : Coeficiente de difusión del componente 1 en i (m^2/s)

y_i' : Fracción molar de i en una base libre del componente 1.

Coeficiente de difusión en líquidos

Los coeficientes de difusión en líquidos requeridos en el diseño de la planta a 303 K son: Difusión de CO_2 en la solución de MEA ($D_{CO_2,sol} = 1,4 \times 10^{-9} m^2/s$) y Difusión de MEA puro en la solución de MEA ($D_{MEA,sol} = 0,77 \times 10^{-9} m^2/s$) (Vaidya y Mahajani, 2006, p. 50).

La variación del coeficiente de difusión de dióxido de carbono en la solución con la temperatura se calculó mediante la Ecuación AII.9 (Welty, Wicks, Wilson y Rorrer, 2008, p. 419).

$$\frac{D_{\text{CO}_2\text{Sol}_{T1}}}{D_{\text{CO}_2\text{Sol}_{T2}}} = \left(\frac{T_c - T_2}{T_c - T_1} \right)^6 \quad [\text{AII.9}]$$

Donde:

$D_{\text{CO}_2\text{Sol}_{T1}}$: Coeficiente de difusión del CO_2 en la solución a T_1 (m^2/s)

$D_{\text{CO}_2\text{Sol}_{T2}}$: Coeficiente de difusión del CO_2 en la solución a T_2 (m^2/s)

T_1 : Temperatura absoluta de referencia (K)

T_2 : Temperatura absoluta deseada (K)

T_c : Temperatura crítica de la solución (K)

Entalpías de formación y poder calórico

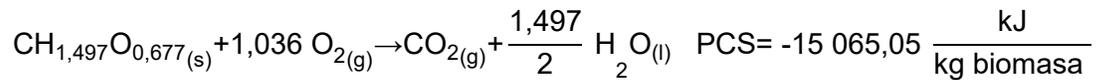
Las entalpías de formación de los compuestos involucrados en el proceso se muestran en la Tabla AII.4, estos valores se requieren para estimar la entalpia de las diferentes reacciones necesarias para producir amoniaco.

Tabla AII.4. Entalpía de formación y poder calórico superior de compuestos seleccionados

Producto	HHV (kJ/mol)	H_{f298} (kJ/mol)
C	393,50	0,00
CO	283,00	-110,50
CO_2	0,00	-393,50
CH_4	890,30	-74,80
H_2	285,80	0,00
N_2	0,00	0,00
$\text{H}_2\text{O}_{(g)}$	0,00	-241,80
$\text{H}_2\text{O}_{(l)}$	0,00	-285,80

(Basu, 2010, p. 139)

La entalpia de formación de la biomasa se calculó con base en la composición presentada en la Tabla 3.1 y la reacción de combustión de la biomasa que se muestra a continuación; para esto se realizó el balance de energía en la reacción considerando las entalpías de productos y reactivos.



Transformación de unidades del poder calórico:

$$-15\,065,05 \frac{\text{kJ}}{\text{kg biomasa}} * \frac{0,9072 \text{ kg biomasa}}{0,7246 \text{ kg CH}_{1,497}\text{O}_{0,677}} * \frac{24,33 \text{ kg}}{1 \text{ kmol}} * \frac{1 \text{ kmol}}{1\,000 \text{ mol}} = -458,89 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

Cálculo de la entalpia de formación:

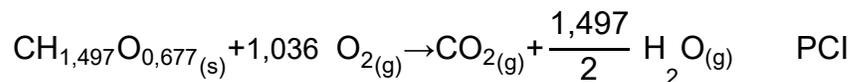
$$\text{PCS} = \Delta H_{\text{fCO}_2} + \frac{1,497}{2} \Delta H_{\text{fH}_2\text{O}} - \Delta H_{\text{fCH}_{1,497}\text{O}_{0,677}}$$

$$\Delta H_{\text{fCH}_{1,497}\text{O}_{0,677}} = \Delta H_{\text{fCO}_2} + \frac{1,497}{2} \Delta H_{\text{fH}_2\text{O}} - \text{PCS}$$

$$\Delta H_{\text{fCH}_{1,497}\text{O}_{0,677}} = -393,5 - 285,8 \left(\frac{1,497}{2} \right) + 458,89$$

$$\Delta H_{\text{fCH}_{1,497}\text{O}_{0,677}} = -148,53 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

Cálculo del poder calórico inferior:



$$\text{PCI} = \Delta H_{\text{fCO}_2} + \frac{1,497}{2} \Delta H_{\text{fH}_2\text{O}} - \Delta H_{\text{fCH}_{1,497}\text{O}_{0,677}}$$

$$\text{PCI} = -393,5 - 241,8 \left(\frac{1,497}{2} \right) + 148,53$$

$$\text{PCI} = -425,95 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$-425,95 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} * \frac{1 \text{ mol}}{24,33 \text{ g}} * \frac{1\,000 \text{ g}}{1 \text{ kg CH}_{1,497}\text{O}_{0,677}} * \frac{0,7246 \text{ kg CH}_{1,497}\text{O}_{0,677}}{0,9072 \text{ kg biomasa}} = -13\,983,84 \frac{\text{kJ}}{\text{kg biomasa}}$$

Constante de Henry

La constante de Henry del CO₂ en solución de MEA se calculó mediante la Ecuación AII.10 (Penttilä, Dell'Era, Uusi-Kyyny y Alopaeus, 2011, p. 60).

$$H_{\text{CO}_2,\text{Sol}} = H_{\text{N}_2\text{O},\text{Sol}} \left(\frac{H_{\text{CO}_2,\text{W}}}{H_{\text{N}_2\text{O},\text{W}}} \right) \quad [\text{AII.10}]$$

Donde:

$H_{\text{CO}_2,\text{Sol}}$: Constante de Henry de CO_2 en la solución de amina.

$H_{\text{N}_2\text{O},\text{Sol}}$: Constante de Henry de N_2O en la solución de amina.

$H_{\text{CO}_2,\text{W}}$: Constante de Henry de CO_2 en agua.

$H_{\text{N}_2\text{O},\text{W}}$: Constante de Henry de N_2O en agua.

La constante de Henry del N_2O en agua y solución de MEA se calculó mediante las Ecuaciones AII.11 y AII.12, Las constantes requeridas para el cálculo se muestran en la Tabla AII.5 (Penttilä, Dell'Era, Uusi-Kyyny y Alopaeus, 2011, p. 61).

Tabla AII.5. Parámetros para el cálculo de la constante de Henry de CO_2 y N_2O en agua y en aminas puras.

Constante de Henry	a	b	c	d
$H_{\text{N}_2\text{O},\text{M}}$	-9 172,500	39,598	-	-
$H_{\text{N}_2\text{O},\text{W}}$	158,245	-9 048,596	-20,860	-0,00252
$H_{\text{CO}_2,\text{W}}$	145,369	-8 172,355	-19,303	-

$$H_{\text{Gas},\text{W}} = \exp \left(a + \frac{b}{T} + c \cdot \ln T + dT \right) \quad [\text{AII.11}]$$

$$H_{\text{N}_2\text{O},\text{i}} = a + bT \quad [\text{AII.12}]$$

Donde:

$H_{\text{Gas},\text{W}}$: Constante de Henry del gas en agua.

$H_{\text{N}_2\text{O},\text{i}}$: Constante de Henry de N_2O en MEA pura.

Para el cálculo de la constante de Henry en soluciones binarias se utilizó la Ecuación AII.13, las constantes requeridas se muestran en la Tabla AII.6 (Penttilä, Dell'Era, Uusi-Kyyny y Alopaeus, 2011, p. 61).

$$H_{N_2O,Sol} = \sum_{i=1}^2 H_{N_2O,i}^* x_i + A_{12} [x_1 x_2]^2 \left[1 - \frac{T}{B_{12}} \right] \exp[-C_{12} x_2] \quad [AII.13]$$

Donde:

$H_{N_2O,Sol}$: Constante de Henry de N_2O en la solución de amina.

$H_{N_2O,i}$: Constante de Henry de N_2O en i.

i: (1) Agua, (2) MEA pura.

x_i : Fracción molar del componente i.

Tabla AII.6. Parámetros para el cálculo de la constante de Henry de N_2O en soluciones binarias.

Sistema	A_{12}	B_{12}	C_{12}
$H_2O(1) + MEA(2)$	3 524 641,533	324,718	13,219

ANEXO III

DISEÑO DEL GASIFICADOR

El flujo a procesar es de 21 t/d de cascarilla de arroz, que es equivalente a 875 kg/h:

$$21 \frac{\text{t}}{\text{día}} * \frac{1\,000 \text{ kg}}{1 \text{ t}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 875 \frac{\text{kg cascarilla}}{\text{h}}$$

A partir del análisis aproximado realizado que se presenta en la Tabla 3.1, se calculó la composición de la alimentación:

$$875 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * \frac{9,28 \text{ kg H}_2\text{O}}{100 \text{ kg}} = 81,20 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{h}}$$

$$875 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * \frac{18,26 \text{ kg cenizas}}{100 \text{ kg}} = 159,78 \frac{\text{kg cenizas}}{\text{h}}$$

$$875 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * \frac{72,46 \text{ kg CH}_{1,497}\text{O}_{0,677}}{100 \text{ kg}} = 634,03 \frac{\text{kg CH}_{1,497}\text{O}_{0,677}}{\text{h}}$$

La siguiente guía de cálculos está en relación a la sección criterios de diseño 3.3.

Diámetro del gasificador

A partir del flujo de cascarilla a alimentar se obtiene la energía en la biomasa según la Ecuación 3.6 (Basu, 2010, p. 219):

$$\text{Energía en la biomasa} = 875 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * \frac{90,72 \text{ kg}_{\text{seco}}}{100 \text{ kg}} * \frac{13\,983,70 \text{ kJ}}{\text{kg}_{\text{seco}}} * \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$\text{Energía en la biomasa} = 3\,083,40 \text{ kW} * \frac{1 \text{ MJ}}{1\,000 \text{ kW}} = 3,083 \text{ MW}$$

Para una eficiencia de gas frío de 80% en la Ecuación 3.6 se tiene que (Basu, 2010, p. 206):

$$0,8 = \frac{\text{Energía en el gas de salida}}{3,083 \text{ MW}}$$

Energía en el gas de salida = 2,466 MW

Para una carga de $10,35 \text{ MW/m}^2$ en la constricción y mediante la Ecuación 3.5 (Basu, 2010, pp. 206, 208):

$$A = \frac{2,466 \text{ MW}}{10,35 \frac{\text{MW}}{\text{m}^2}}$$

$$A = 0,2383 \text{ m}^2$$

Para un gasificador cilíndrico y según la Ecuación AIII.1 (Luyben, 2007, p. 29):

$$A = \pi r_c^2 \quad \text{[AIII.1]}$$

$$0,2348 \text{ m}^2 = \pi r_c^2$$

$$r_c = 0,275 \text{ m}$$

Por tanto el diámetro en la constricción será de 0,55 m y para un gasificador con relación 2:1 el diámetro del resto de zonas será de 1,10 m (Basu, 2010, p. 208).

Zona de secado

El volumen y por consiguiente la altura de la zona de secado se determinó mediante balances de materia y energía en un volumen diferencial como se muestra en la Figura AIII.1, las condiciones de borde utilizadas fueron:

$$T_o = 25 \text{ }^\circ\text{C}; T_f = 225 \text{ }^\circ\text{C}; W_o = 81,20 \frac{\text{kg}}{\text{h}}; F_{b_o} = 793,8 \frac{\text{kg}}{\text{h}}; E_{v_o} = 0; Z_o = 0; t_o = 0;$$

$$X_o = 0;$$

Donde:

T_o : Temperatura inicial ($^\circ\text{C}$)

T_f : Temperatura final ($^\circ\text{C}$)

- W_o : Humedad inicial (kg/h)
 X_n : Proporción de humedad
 Ev_n : Cantidad de agua evaporada (kg/h)
 Z_n : Altura (m)
 t_n : Tiempo (h)
 Fb_o : Flujo de biomasa seca (kg/h)

Para un volumen de control n según la Figura AIII.1:

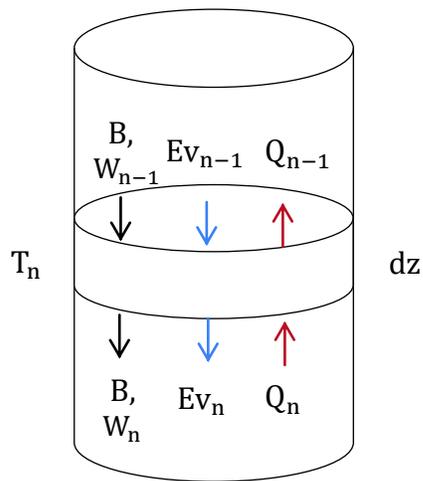


Figura AIII.1. Esquema de un volumen de control en la zona de secado

Considerando un diferencial de tiempo (dt) de 10^{-5} h se calculó el diferencial de volumen mediante la Ecuación AIII.2 y la altura mediante la Ecuación AIII.3 (Luyben, 2007, pp. 29-32):

$$dV_n = \frac{(Fb_o + W_n)}{\bar{\delta}_B} * dt \quad [AIII.2]$$

$$dz_n = \frac{dV_n}{\pi r^2} \quad [AIII.3]$$

Donde:

- $\bar{\delta}_B$: Densidad aparente de la biomasa (kg/m^3)
 dz_n : Diferencial de altura (m)
 dV_n : Diferencial de volumen (m^3)

- r: Radio (m)
 W_n : Humedad en la biomasa (kg/h)
 F_{b_o} : Flujo de biomasa seca (kg/h)

Balance de masa:

La conversión hasta el volumen n se calculó mediante la Ecuación 3.8 (Chen et al., 2012, p. 849):

Flujo de agua evaporado y humedad restante en la biomasa se obtuvieron mediante la Ecuaciones AIII.4 y AIII.5 (Luyben, 2007, p. 33):

$$Ev_n = (1 - X_n) * W_o \quad [AIII.4]$$

$$W_n = W_o - Ev_n \quad [AIII.5]$$

Donde:

- X_n : Proporción de humedad
 W_n : Humedad en la biomasa (kg/h)
 W_o : Humedad inicial (kg/h)
 Ev_n : Cantidad de agua evaporada (kg/h)

Balance de energía:

El calor debido a la evaporación y calentamiento del agua se calculó mediante la Ecuación AIII.6 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$Q_{ev_n} = Ev_n * (L_{pe_{25^\circ C}}) + Ev_n * C_{p_{H_2O}} * (T_n - 25) \quad [AIII.6]$$

Donde:

- Q_{ev_n} : Calor total del evaporado (kJ/h)
 Ev_n : Cantidad de agua evaporada (kg/h)
 L_{pe} : Calor latente de evaporación (kJ/kg)
 $C_{p_{H_2O}}$: Capacidad calorífica media del agua (kJ/kg.K)

T_n : Temperatura (K)

El calor sensible de la biomasa se calculó mediante la Ecuación AIII.7 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$Q_{B_n} = (F_{b_o} + E_{v_n}) * C_{p_B} * (T_n - T_o) \quad [AIII.7]$$

El calor total (Q_n) es igual a la suma de los calores sensibles y de cambio de fase, este a su vez es igual a la transferencia de calor por conducción en pared plana según la Ecuación AIII.8 (Basu, 2010, p. 45):

$$Q_n = \frac{k * A * (T_{n+1} - T_n)}{dz_n} \quad [AIII.8]$$

Al resultado obtenido de la altura se le añadió un 20 % de sobredimensionamiento (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37).

Lazo de cálculo

El cálculo de la altura de la zona de secado del gasificador se determinó a través del análisis de elementos diferenciales de biomasa con la finalidad de determinar el perfil de temperatura y la conversión respecto a la altura del gasificador. El proceso se desarrolla desde los 25 °C hasta los 225 °C, en este rango de temperatura el agua contenida en la biomasa se evapora por completo (Chen et al., 2012, p. 848).

El lazo de cálculo establecido determina la conversión en un diferencial de volumen del reactor en función de su temperatura, presión y concentraciones de reactivos y productos; después con la conversión obtenida se calculan los nuevos flujos y propiedades de las corrientes para el siguiente diferencial hasta completar el proceso.

Las ecuaciones diferenciales se solucionaron según el método de Euler que se

muestra en la Ecuación AIII.9 (Luyben, 2007, p. 270):

$$y_{(i+1)} = y_{(i)} + \frac{dy}{dx} dx \quad \text{[AIII.9]}$$

Donde:

$y_{(i+1)}$: Valor de la función en el paso $i+1$

$y_{(i)}$: Valor de la función en el paso i

dx : Paso diferencial, mientras menor valor mayor exactitud en la solución

dy/dx : Variación de y respecto a x

De esta manera, mediante las ecuaciones discutidas anteriormente se generó una programación en el software Matlab 2014a que se muestra a continuación.

Código de Matlab

```

                                %GASIFICADOR
                                %Secado

clear all
%Análisis aproximado cascarilla
i=1;H=9.28;
%Datos para balance de energía
Lpe=44000/18;R=8.31e-3;cpb=0.9;
%Diametro gasificador y area de flujo
D=1.1;Af=pi*D^2/4;
%Datos cinetica de secado
ko=7e-4;Ea=9.2;m=1.89;
%Condiciones de borde;
T(i)=298;Tf=498;W(i)=875*H/100;V(i)=0;Z(i)=0;Ev(i)=0;t(i)=0;X(i)=0;QT(i)=
0;
Fbo=875-W(i);
%Diferencial de tiempo
dt=1e-5;
%Lazo
while T(i)<Tf || T(i)==Tf
%Propiedades requeridas
den=319.6268-3.2683*H;
H=W(i)/(Fbo+W(i));
keff=den*(0.2+0.0055*H)/1000+0.0238;
Tm=(T(i)+T(1))/2;
cpw=((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(cos
h(1169/Tm)))^2)/18000;
%Determinación de altura
V(i+1)=V(i)+(Fbo+W(i))*dt/den;
Z(i+1)=Z(i)+(Fbo+W(i))*dt*4/(den*pi*D^2);

```

```

t(i+1)=t(i)+dt;
%Balance de materia
X(i+1)=exp(-ko*exp(-Ea/(R*T(i))) * (t(i) *3600) ^m) ;
Ev(i+1)=(1-X(i+1)) *W(1) ;
W(i+1)=W(1)-Ev(i+1) ;
%Balance de energía
T(i+1)=(QT(i) * (Fbo+W(i)) *dt*4/(den*pi*D^2))/(keff*Af*3600)+T(i) ;
Qev(i+1)=Ev(i+1) *Lpe+Ev(i+1) *cpw*(T(i+1)-T(1)) ;
Qb(i+1)=(Fbo+W(i)) *cpb*(T(i+1)-T(1)) ;
QT(i+1)=Qev(i+1)+Qb(i+1) ;
%Aumento contador
i=i+1;
end
%Sobredimensionamiento
H=Z(i) *1.2;
Vol=pi*H*D^2/4;
%Resultados de la simulación
fprintf('La zona de secado posee los siguientes parametros \n \n')
fprintf('Volumen: %.2f m3 \n',Vol)
fprintf('Diámetro: %.2f m \n',D)
fprintf('Altura: %.2f m \n \n',H)
fprintf('Se obtienen %.2f kg/h de biomasa seca y %.2f kg/h de vapor \n',Fbo,Ev(i))
fprintf('El requerimiento energético de esta zona es: %.2f kJ/h \n',QT(i))
plot(t,Ev);
title('Flujo Evaporado vs tiempo')
ylabel('Flujo evaporado (kg/h)');xlabel('Tiempo (h)')

```

Resultados zona de secado

En la Tabla AIII.1 se muestran las condiciones de operación y dimensiones de la zona de secado del gasificador obtenidas mediante el código de Matlab.

Tabla AIII.1. Condiciones de operación en la zona de secado

	Parámetro	Valor
Entrada	Temperatura	25 °C
	Flujo biomasa húmeda	875 kg/h
Salida	Temperatura final	225 °C
	Flujo biomasa seca	793,8 kg/h
	Agua evaporada	81,20 kg/h
Dimensiones	Altura	0,47 m
	Diámetro	1,10 m
	Volumen	0,45 m ³
	Tiempo de residencia	0,143 h
	Energía requerida	372 264,55 kJ/h

Zona de Pirólisis

La pirólisis de biomasa puede simularse considerando que los productos son char, dióxido de carbono, vapor de agua y metano; de esta manera se puede considerar la pirólisis según la Ecuación AIII.10 (Basu, 2010, p. 91; Sharma, 1999, p. 56).



Para igualar esta ecuación es necesario conocer la cantidad de residuo sólido que se obtiene de la pirólisis de la cascarilla de arroz, este dato se tomó de Natarajan y Sundaram (2009), en su estudio *"Pyrolysis of Rice Husk in a Fixed Bed Reactor"* que reportó valores de entre 34,17 y 42,52 % en masa según las condiciones del proceso. Para los cálculos se tomó el valor medio de 38,35 % (p. 960).

Debido a que el residuo sólido contiene char y cenizas, se calcula el flujo de char (F_C) restando el porcentaje de cenizas:

$$F_C = 875 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * \frac{[38,35 - 18,26]\%}{100\%} = 175,74 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Dado este valor se realiza un balance de masa por especie para obtener los flujos del resto de productos.

$$\text{Carbón} = 875 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * \frac{72,46 \text{ kg CH}_{1,497}\text{O}_{0,677}}{100 \text{ kg biomasa}} * \frac{12 \text{ kg C}}{24,33 \text{ kg CH}_{1,497}\text{O}_{0,677}}$$

$$\text{Carbón} = 312,71 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Hidrógeno} = 875 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * \frac{72,46 \text{ kg CH}_{1,497}\text{O}_{0,677}}{100 \text{ kg biomasa}} * \frac{1,497 \text{ kg H}}{24,33 \text{ kg CH}_{1,497}\text{O}_{0,677}}$$

$$\text{Hidrógeno} = 39,01 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Oxígeno} = 875 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * \frac{72,46 \text{ kg CH}_{1,497}\text{O}_{0,677}}{100 \text{ kg biomasa}} - [\text{Carbón} + \text{Hidrógeno}]$$

$$\text{Oxígeno} = 282,31 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

A partir de la Ecuación AIII.10 se desarrolla el balance por especies y se generan las Ecuaciones AIII.11 a la AIII.13 (Basu, 2010, p. 91):

$$\text{Carbón} = F_{\text{CO}_2} * \frac{12}{44} + F_{\text{CH}_4} * \frac{12}{16} \quad [\text{AIII.11}]$$

$$\text{Hidrógeno} = F_{\text{H}_2\text{O}} * \frac{2}{18} + F_{\text{CH}_4} * \frac{4}{16} \quad [\text{AIII.12}]$$

$$\text{Oxígeno} = F_{\text{H}_2\text{O}} * \frac{16}{18} + F_{\text{CO}_2} * \frac{32}{44} \quad [\text{AIII.13}]$$

Como solución del sistema de Ecuaciones AIII.11 a la AIII.13:

$$F_{\text{CO}_2} = 230,63 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$F_{\text{H}_2\text{O}} = 128,86 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$F_{\text{CH}_4} = 98,77 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

A partir de estos flujos los coeficientes de la ecuación AIII.10 igualada toman los siguientes valores (Basu, 2010, p. 91):



Mediante los flujos determinados previamente para la pirólisis de cascarilla de arroz el volumen y por consiguiente la altura de la zona de pirólisis se determinó mediante balances de materia y energía en un volumen diferencial como se muestra en la Figura AIII.2.

Las condiciones de borde utilizadas fueron:

$$T_o = 225 \text{ }^\circ\text{C}; T_f = 700 \text{ }^\circ\text{C}; ; W = 81,2 \frac{\text{kg}}{\text{h}}; F_{s_o} = 793,8 \frac{\text{kg}}{\text{h}}; Z_o = 0; t_o = 0$$

Donde:

T_o : Temperatura inicial ($^\circ\text{C}$)

- T_f : Temperatura final ($^{\circ}\text{C}$)
 Z_n : Altura (m)
 t_n : Tiempo (h)
 F_{S_n} : Flujo de sólidos; valor inicial 793,8 (kg/h)
 W : Humedad evaporada 81,20 (kg/h)
 F_{T_n} : Flujo másico total (kg/h)

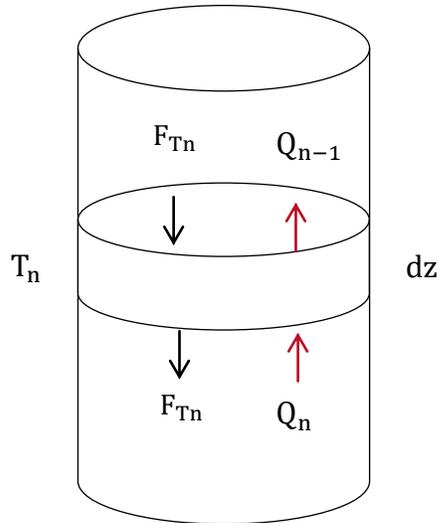


Figura AIII.2. Esquema de un volumen de control en la zona de pirólisis

Considerando un diferencial de tiempo (dt) de 10^{-5} h se calculó el diferencial de volumen mediante la Ecuación AIII.13 y la altura mediante la Ecuación AIII.3 (Luyben, 2007, pp. 29-32):

$$dV_n = \frac{F_{S_n}}{\delta_B} * dt \quad [\text{AIII.14}]$$

Donde:

- dV_n : Diferencial de volumen (m^3)
 δ_B : Densidad aparente de la biomasa (kg/m^3)
 F_{S_n} : Flujo de sólidos; valor inicial 793,8 (kg/h)
 dt : Diferencial de tiempo (h)

El balance de masa se realizó considerando la conversión por volumen de control

de la zona de pirólisis. La conversión (X) hasta el volumen n se calculó mediante la Ecuación 3.13 y los flujos de cada componente se calcularon mediante la Ecuación AIII.15 (Sharma y Rao, 1999, p. 54).

$$F_{i_n} = F_i \cdot X_n \quad [\text{AIII.15}]$$

Donde:

- F_{i_n} : Flujo del componente i
- F_i : Flujo inicial del componente i
- X_n : Conversión
- i : C, CO₂, H₂O, CH₄, cenizas

El balance de energía se realizó considerando la primera ley de la termodinámica, según el esquema de energías se muestra en la Figura AIII.3. La entalpía de reacción es función de la conversión como se muestra en la Ecuación AIII.16 (Fogler, 2008, p. 473):

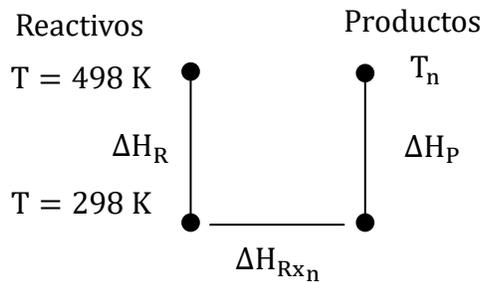


Figura AIII.3. Esquema termodinámico de la reacción de pirólisis

$$\Delta H_{R_{X_n}} = \Delta H_{R_X} \cdot X_n \quad [\text{AIII.16}]$$

Donde:

- X_n : Conversión
- ΔH_{R_X} : Entalpía de reacción (kJ/mol)
- $\Delta H_{R_{X_n}}$: Entalpía de reacción hasta el volumen n

La entalpía de reactivos se calculó mediante la Ecuación AIII.17 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$\Delta H_R = F_{S_0} * C_{p_B} * (298 - 498) \quad [AIII.17]$$

Donde:

F_{S_n} : Flujo de sólidos; valor inicial 793,8 (kg/h)

C_{p_B} : Calor específico de la biomasa

La entalpía de productos se calculó mediante la Ecuación AIII.18 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$\Delta H_P = \sum F_i C_{p_i} * (T_n - 298) \quad [AIII.18]$$

Donde:

F_i : Flujo del componente i

C_{p_i} : Calor específico del componente i

T_n : Temperatura del volumen de control n

i: C, CO₂, H₂O, CH₄, cenizas

El calor total (Q_n) es igual a la suma de los calores sensibles y el calor de reacción, este a su vez es igual a la transferencia de calor por conducción en pared plana según la Ecuación AIII.8 (Basu, 2010, p. 45):

A la altura obtenida mediante los cálculos se le aplicó un sobredimensionamiento del 20% (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37).

Lazo de cálculo

El cálculo de la altura de la zona de pirólisis del gasificador se determinó a través del análisis de elementos diferenciales de biomasa con la finalidad de determinar el perfil de temperatura y la conversión respecto a la altura del gasificador. El proceso se desarrolla desde los 225 °C hasta los 700 °C, en este rango de temperatura se completa la pirólisis de la cascarilla de arroz (Sharma y Rajeswara Rao, 1999, p. 55).

El lazo de cálculo establecido determina la conversión en un diferencial de volumen del reactor en función de su temperatura, presión y concentraciones de reactivos y productos; después con la conversión obtenida se calculan los nuevos flujos y propiedades de las corrientes para el siguiente diferencial hasta completar el proceso.

De esta manera, mediante las ecuaciones discutidas anteriormente se generó una programación en el software Matlab R2014a que se muestra a continuación.

Código de Matlab

```

                                %GASIFICADOR
                                %Pirolisis

clear all
%Análisis aproximado cascarilla
i=1;H=9.28;Ash=18.26;Mc=100-H-Ash;Pci=13983.84;PM=24.33;
%Datos Energia
R=8.31e-3;cpb=0.9;cpc=1;
Char=38.35-Ash;
%Diametro gasificador
D=1.1;Af=pi*D^2/4;
%Datos cinetica de pirólisis
A1=2.2e7;Ea1=83.5;m1=1.5;A2=42.6;Ea2=4.8;m2=2;Temp=648;
%Condiciones de borde;
Qs=372264.55;HrxT=-384698.39;
Fs(i)=793.8;W=81.2;Fcf=875*Char/100;Fh2of=128.86;Fco2f=230.63;Fch4f=98.77
;Fif=875*Ash/100;
T(i)=498;Tf=973;V(i)=0;Z(i)=0;t(i)=0;X(i)=0;QT(i)=0;
Fc(i)=0;Fh2o(i)=0;Fco2(i)=0;Fch4(i)=0;Fi(i)=0;
Hr=Fs(1)*cpb*(298-T(1));
%Diferencial de tiempo
dt=1e-5;
%Lazo
while T(i)<Tf || T(i)==Tf
%Determinación de altura
H=0;den=319.6268-3.2683*H;
V(i+1)=V(i)+Fs(i)*dt/den;
Z(i+1)=Z(i)+Fs(i)*dt*4/(den*pi*D^2);
t(i+1)=t(i)+dt;
%Balance de materia
if T(i)<Temp
k=A1*exp(-Ea1/(R*T(i)));m=m1;
else
k=A2*exp(-Ea2/(R*T(i)));m=m2;
end
X(i+1)=X(i)+k*(1-X(i))^m*dt*60;
Fc(i+1)=Fcf*X(i+1);Fh2o(i+1)=Fh2of*X(i+1);
Fco2(i+1)=Fco2f*X(i+1);Fch4(i+1)=Fch4f*X(i+1);
Fi(i+1)=Fif*X(i+1);

```

```

Fs (i+1)=Fs (1)-Fh2o (i+1)-Fco2 (i+1)-Fch4 (i+1);
%Balance de energía
Tm=(T (i)+298)/2;
cph2o=((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(cosh(1169/Tm)))^2)/18000;
cpco2=((29370)+34540*((1428/Tm)/(sinh(1428/Tm)))^2+26400*((588/Tm)/(cosh(588/Tm)))^2)/44000;
cpch4=((33298)+79933*((2086.9/Tm)/(sinh(2086.9/Tm)))^2+41602*((991.96/Tm)/(cosh(991.96/Tm)))^2)/16000;
keff=den*(0.2+0.0055*H)/1000+0.0238;
T (i+1)=(QT (i)*Fs (i)*dt*4/(den*pi*D^2))/(keff*Af*3600)+T (i);
Hp (i+1)=(Fco2 (i+1)*cpco2+Fh2o (i+1)*cph2o+Fch4 (i+1)*cpch4+(Fs (i+1)-Fc (i+1)-Fi (i+1))*cpb+(Fc (i+1)+Fi (i+1))*cpc)*(T (i+1)-298);
Tmw=(T (i)+T (1))/2;
cph2o2=((33363)+26790*((2610.5/Tmw)/(sinh(2610.5/Tmw)))^2+8896*((1169/Tmw)/(cosh(1169/Tmw)))^2)/18000;
Hw (i+1)=W*cph2o2*(T (i+1)-498);
Hrx (i+1)=HrxT*X (i+1);
QT (i+1)=Hr+Hp (i+1)+Hw (i+1)+Hrx (i+1)+Qs;
%Aumento contador
i=i+1;
end
%Sobredimensionamiento
H=Z (i)*1.2;
Vol=pi*H*D^2/4;
%Resultados de la simulación
fprintf('La zona de pirólisis posee los siguientes parametros \n')
fprintf('Volumen: %.2f m3 \n',Vol)
fprintf('Diámetro: %.2f m \n',D)
fprintf('Altura: %.2f m \n\n',H)
fprintf('Se obtienen %.2f kg/h de char\n',Fc (i))
fprintf('Se obtienen %.2f kg/h de CO2\n',Fco2 (i))
Fh2o=W+Fh2o;
fprintf('Se obtienen %.2f kg/h de Agua\n',Fh2o (i))
fprintf('Se obtienen %.2f kg/h de metano\n',Fch4 (i))
fprintf('Se obtienen %.2f kg/h de cenizas\n',Fi (i))
Fb=Fs (i)-Fi (i)-Fc (i);
fprintf('Se obtienen %.2f kg/h de biomasa seca\n',Fb)
FT=Fc (i)+Fco2 (i)+W+Fch4 (i)+Fi (i)+Fb;
fprintf('El requerimiento energético de esta zona es: %.2f kJ/h \n',QT (i))
subplot (2,1,1);
plot (Z,Fc,Z,Fco2,Z,Fch4,Z,Fh2o);
title('Flujos vs Altura')
legend('Char','CO2','CH4','H2O');
ylabel('Flujo (kg/h)');xlabel('Altura (m)')
subplot (2,1,2);
plot (Z,T);
title('Temperatura vs Altura')
legend('T');
ylabel('Temperatura (K)');xlabel('Altura (m)')

```

Resultados de la zona de pirólisis

En la Tabla AIII.2 se muestran las condiciones de operación y dimensiones de la zona de pirólisis del gasificador obtenidas mediante el código de Matlab.

Tabla AIII.2. Condiciones de operación en la zona de pirólisis

	Parámetro	Valor
Entrada	Temperatura inicial	225 °C
	Flujo biomasa seca	793,80 kg/h
	Agua evaporada	81,20 kg/h
Salida	Temperatura final	700 °C
	Flujo biomasa seca	3,11 kg/h
	Flujo char	175,09 kg/h
	Flujo CO ₂	229,72 kg/h
	Flujo H ₂ O	209,55 kg/h
	Flujo CH ₄	98,38 kg/h
	Flujo cenizas	159,15 kg/h
Dimensionamiento	Altura	0,42 m
	Diámetro	1,10 m
	Volumen	0,40 m ³
	Tiempo de residencia	0,266 h
	Energía requerida (Q _n)	727 250,64 kJ/h
	Conversión	99,61%

En las condiciones de operación de la zona de pirólisis en la Tabla AIII.2 se observa que existe una conversión del 99,61 % con un tiempo de residencia de 0,27 h (16,2 min), esto guarda relación con lo presentado en bibliografía ya que el proceso de pirólisis toma entre 5 – 30 minutos (Basu, 2010, p. 70).

Zona de combustión

En la Tabla AIII.3 se exponen las proporciones de la zona de combustión en función del diámetro referido a la Figura AIII.4.

Tabla AIII.3. Proporciones de diseño en la constricción del gasificador

dr/dh	$\frac{Am * 100}{Ah}$	h/dh	dh (mm)	dr (mm)	dr' (mm)	h (mm)	dm (mm)	NA (No.)
2	3,9	0,73	200	400	318	145	16	7
			550	1100	874,5	401,5	44	7

(Reed y Daas, 1988, p.37)

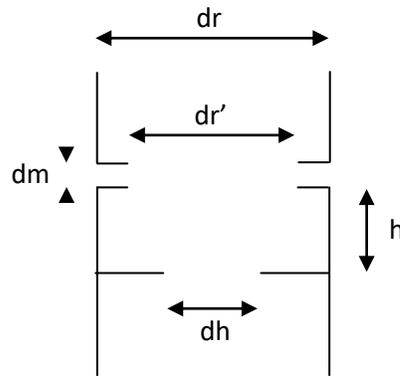


Figura AIII.4. Esquema de la construcción para un gasificador Imbert-downdraft
(Modificado de: Reed y Daas, 1988, p.37)

Donde:

Am: Suma de las áreas de flujo de la alimentación

Ah: Área de flujo en la constricción

dh: Diámetro de la constricción; 0,55 m

dr: Diámetro del gasificador; 1,10 m

dr': Diámetro entre boquillas de alimentación del medio de gasificación

dm: Diámetro de la tubería de alimentación del medio de gasificación

h: Altura de la zona de combustión

NA: Número de tuberías de alimentación del medio de gasificación

Los cálculos respectivos a esta zona se realizaron respetando las proporciones por extrapolación de los presentados en la Tabla AIII.3.

$$dr' = 1100 \text{ mm} * \frac{318 \text{ mm}}{400 \text{ mm}}$$

$$dr' = 874,5 \text{ mm}$$

$$\frac{h}{dh} = 0,73$$

$$\frac{h}{550 \text{ mm}} = 0,73$$

$$h = 401,5 \text{ mm}$$

A este valor se le aumenta el 20% de sobredimensionamiento (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37):

$$h=48,2 \text{ cm}=0,48 \text{ m}$$

$$dm=1100 \text{ mm} * \frac{16 \text{ mm}}{400 \text{ mm}}$$

$$dm= 44 \text{ mm}$$

$$Ah=\pi * \frac{dh^2}{4}$$

$$Ah=237 575,94 \text{ mm}^2$$

$$\frac{Am * 100}{Ah} = 3,9$$

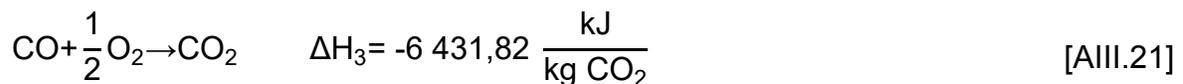
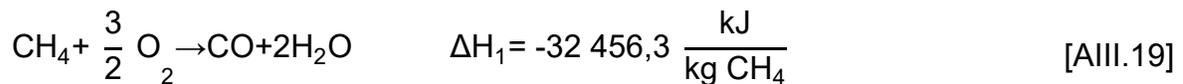
$$Am=9 265,46 \text{ mm}^2$$

$$Am=\pi * \frac{dm^2}{4} * NA$$

Cálculo de la temperatura de combustión:

A partir de los productos de pirólisis y el medio de gasificación añadido se asume que se combustiona todo el metano y la biomasa residual con el oxígeno presente en el medio de gasificación para generar CO y el oxígeno restante permite la oxidación de CO a CO₂ (Petersen y Werther, 2005, p. 722).

La combustión se da según las Ecuaciones AIII.19 a la AIII.21 (Basu, 2010, p. 47):



El balance de materia se determinó combustible por combustible de manera que para 98,38 kg/h de metano y según la Ecuación AIII.18 se obtuvieron las masas de oxígeno, monóxido de carbono y agua:

$$98,38 \frac{\text{kg CH}_4}{\text{h}} * \frac{1 \text{ kmol CH}_4}{16 \text{ kg CH}_4} * \frac{1,5 \text{ kmol O}_2}{1 \text{ kmol CH}_4} * \frac{32 \text{ kg O}_2}{1 \text{ kmol O}_2} = 295,14 \text{ kg O}_2$$

$$98,38 \frac{\text{kg CH}_4}{\text{h}} * \frac{1 \text{ kmol CH}_4}{16 \text{ kg CH}_4} * \frac{1 \text{ kmol CO}}{1 \text{ kmol CH}_4} * \frac{28 \text{ kg CO}}{1 \text{ kmol CO}} = 172,17 \text{ kg CO}$$

$$98,38 \frac{\text{kg CH}_4}{\text{h}} * \frac{1 \text{ kmol CH}_4}{16 \text{ kg CH}_4} * \frac{2 \text{ kmol H}_2\text{O}}{1 \text{ kmol CH}_4} * \frac{18 \text{ kg H}_2\text{O}}{1 \text{ kmol H}_2\text{O}} = 221,36 \text{ kg H}_2\text{O}$$

$$98,38 \frac{\text{kg CH}_4}{\text{h}} * \frac{-32 456,3 \text{ kJ}}{\text{kg CH}_4} = 3 193 050,79 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

Para 3,11 kg/h de biomasa seca y según la Ecuación AIII.19 se obtuvieron las masas de oxígeno, monóxido de carbono y agua:

$$3,11 \frac{\text{kg biomasa}}{\text{h}} * \frac{72,46 \text{ kg CH}_{1,497}\text{O}_{0,677}}{90,72 \text{ kg biomasa}} * \frac{1 \text{ kmol CHO}}{24,33 \text{ kg CHO}} = 0,102 \text{ kmol CHO}$$

$$0,102 \text{ kmol CHO} * \frac{0,536 \text{ kmol O}_2}{1 \text{ kmol CHO}} * \frac{32 \text{ kg O}_2}{1 \text{ kmol O}_2} = 1,75 \text{ kg O}_2$$

$$0,102 \text{ kmol CHO} * \frac{1 \text{ kmol CO}}{1 \text{ kmol biomasa}} * \frac{28 \text{ kg CO}}{1 \text{ kmol CO}} = 2,86$$

$$0,102 \text{ kmol CHO} * \frac{0,7485 \text{ kmol H}_2\text{O}}{1 \text{ kmol biomasa}} * \frac{18 \text{ kg H}_2\text{O}}{1 \text{ kmol H}_2\text{O}} = 1,38$$

$$3,11 \frac{\text{kg biomasa}}{\text{h}} * \frac{18,26 \text{ kg ceniza}}{90,72 \text{ kg biomasa}} = 0,626 \text{ kg ceniza}$$

$$3,11 \frac{\text{kg biomasa}}{\text{h}} * \frac{72,46 \text{ kg CHO}}{90,72 \text{ kg biomasa}} * \frac{-5875,88 \text{ kJ}}{\text{kg CHO}} = -14 595,82 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

El sobrante de oxígeno presente en el medio oxida CO a CO₂ según la Ecuación AIII.20. En el medio de gasificación ingresan 91,20 kg/h de oxígeno en el aire y

228,00 kg/h en oxígeno al 95%, esto es en total 319,20 kg/h, de esto se consumen 1,75 kg/h en la combustión de biomasa y 295,14 kg/h en la combustión de metano por lo que se tiene 22,31 kg/h de oxígeno por consumir:

$$22,31 \frac{\text{kg O}_2}{\text{h}} * \frac{1 \text{ kmol O}_2}{32 \text{ kg O}_2} * \frac{1 \text{ kmol CO}_2}{0,5 \text{ kmol O}_2} * \frac{44 \text{ kg CO}_2}{1 \text{ kmol CO}_2} = 61,35 \frac{\text{kg CO}_2}{\text{h}}$$

$$22,31 \frac{\text{kg O}_2}{\text{h}} * \frac{1 \text{ kmol O}_2}{32 \text{ kg O}_2} * \frac{1 \text{ kmol CO}}{0,5 \text{ kmol O}_2} * \frac{28 \text{ kg CO}}{1 \text{ kmol CO}} = 39,04 \frac{\text{kg CO}}{\text{h}}$$

$$61,35 \frac{\text{kg CO}_2}{\text{h}} * \frac{-6431,82 \text{ kJ}}{\text{kg CO}_2} = -394 592,16 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

Por tanto los flujos finales son:

$$F_C = 175,09 \frac{\text{kg}}{\text{h}}; F_{\text{CO}_2} = 291,07 \frac{\text{kg}}{\text{h}}; F_{\text{H}_2\text{O}} = 577,28 \frac{\text{kg}}{\text{h}}; F_{\text{CO}} = 135,98 \frac{\text{kg}}{\text{h}};$$

$$F_{\text{N}_2} = 310,70 \frac{\text{kg}}{\text{h}}; F_I = 159,78 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Nota: Los sufijos se utilizaron para los diferentes componentes: char, dióxido de carbono, agua, monóxido de carbono, nitrógeno y cenizas (I).

El balance de energía se realizó considerando la primera ley de la termodinámica, donde se anula el término de trabajo, el esquema de energías se muestra en la Figura AIII.5.

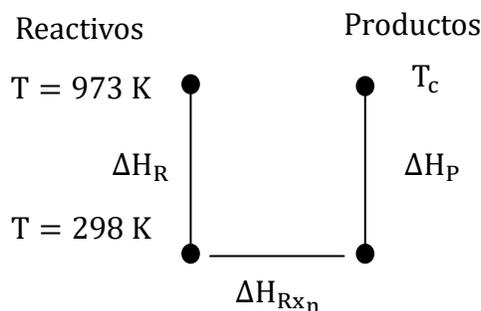


Figura AIII.5. Esquema termodinámico de la reacción de combustión

La entalpia de reactivos de combustión se calculó mediante la Ecuación AIII.22 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$\Delta H_P = \sum F_i C_{p_i}^*(973-298) \quad [\text{AIII.22}]$$

Donde:

Los sufijos i se utilizaron para los diferentes componentes: Biomasa, char, metano, dióxido de carbono, agua, nitrógeno y cenizas.

i : B, C, CH₄, CO₂, H₂O, N₂, I

F_i: Flujo másico del componente i (kg/h)

C_{p_i}: Capacidad calorífica media del componente i (kJ/kg.K)

La entalpia del medio de gasificación se calculó mediante la Ecuación AIII.23 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$\Delta H_M = F_{H_2O} * C_{p_{H_2O}}^*(140-25) \quad [\text{AIII.23}]$$

La entalpia de productos de combustión se calculó por balance de energía:

$$\Delta H_P = \Delta H_R + \Delta H_M + \Delta H_{R_x} - Q_{P+S}$$

$$\Delta H_P = 1\ 873\ 328 \text{ kJ/h}$$

La temperatura de la zona de combustión se determinó mediante la Ecuación AIII.24 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$\Delta H_p = \sum F_i C_{p_i}^*(T_f-298) \quad [\text{AIII.24}]$$

Donde:

Los sufijos i se utilizaron para los diferentes componentes: Biomasa, char, metano, dióxido de carbono, agua, nitrógeno y cenizas.

i: B, C, CH₄, CO₂, H₂O, N₂, I

F_i : Flujo másico del componente i (kg/h)

C_{p_i} : Capacidad calorífica media del componente i (kJ/kg.K)

$$\Delta H_p = \left[(F_c + F_i) \cdot C_{p_c} + F_{CO_2} \cdot C_{p_{CO_2}} + F_{H_2O} \cdot C_{p_{H_2O}} + F_{CH_4} \cdot C_{p_{CH_4}} + F_{CO} \cdot C_{p_{CO}} + F_{N_2} \cdot C_{p_{N_2}} \right] \cdot (T_f - 298) \text{ K}$$

$$T_f = 1784,1 \text{ K} = 1511,1 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Lazo de cálculo

Mediante iteración con la simulación en MATLAB y la zona de gasificación se obtuvo las proporciones del medio de gasificación adecuado para obtener una relación $CO+H_2:N_2$ de 3:1 requerida para la síntesis de amoníaco.

De esta manera, mediante las ecuaciones discutidas anteriormente se generó una programación en el software Matlab 2014a que se muestra a continuación.

Código de Matlab

```

                                %GASIFICADOR
                                %Combustión

clear all
%Análisis aproximado cascarilla
H=9.28;Ash=18.26;Mc=100-H-Ash;
%Datos Energia
R=8.31e-3;cpb=0.9;cpc=1;
%Diametro gasificador
D=1.1;Af=pi*D^2/4;
%Entrada a combustión
Fb=3.11;Fch4=98.38;Fc=175.09;Fco2(1)=229.72;Fh2o(1)=209.55;Fi(1)=159.15;
Qps=727250.64;
%Balance de masa biomasa
Fo(1)=Fb*0.5357*32*( (Mc/100)/(24.33*(1-H/100)) );
Fco(1)=Fb*28*( (Mc/100)/(24.33*(1-H/100)) );
Fh2o(2)=Fb*0.7485*18*( (Mc/100)/(24.33*(1-H/100)) );
Fi(2)=Fb*Ash/(100-H);
Q1=Fb*-5875.88*(Mc/(100-H));
%Balance de masa metano
Fo(2)=Fch4*1.5*32/16;
Fco(2)=Fch4*28/16;
Fh2o(3)=Fch4*2*18/16;
Q2=Fch4*-32456.3;
%Medio de gasificación
Foa=91.2;Fop=228;Fv=145;Fn=Foa*(79*28/(21*32))+Fop*(5*28/(95*32));
%Balance de masa Co2
Fo(3)=Foa+Fop-Fo(1)-Fo(2);
Fco2(2)=Fo(3)*44/(32*0.5);
Fco(3)=Fo(3)*28/(32*0.5);

```

```

Q3=-6431.82*Fco2(2);
%Flujos finales
Fco2(3)=Fco2(2)+Fco2(1);
Fh2o(4)=Fh2o(3)+Fh2o(1)+Fh2o(2)+Fv;
Fco(4)=Fco(1)+Fco(2)-Fco(3);
Fi(3)=Fi(1)+Fi(2);
%Entalpia de reacción
Qrx=Q1+Q2+Q3;
%Entalpia de reactivos
Tm=(973+298)/2;
cph2o=((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(cosh(1169/Tm)))^2)/18000;
cpco2=((29370)+34540*((1428/Tm)/(sinh(1428/Tm)))^2+26400*((588/Tm)/(cosh(588/Tm)))^2)/44000;
cpch4=((33298)+79933*((2086.9/Tm)/(sinh(2086.9/Tm)))^2+41602*((991.96/Tm)/(cosh(991.96/Tm)))^2)/16000;
Hr=(Fb*cpb+(Fc+Fi(1))*cpc+Fco2(1)*cpco2+Fh2o(1)*cph2o+Fch4*cpch4)*(700-25);
%Entalpia medio gasificación
Tm=(140+273+298)/2;
cpw=((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(cosh(1169/Tm)))^2)/18000;
Hm=Fv*cpw*(140-25);%NOTA CAMBIAR 140
%Entalpia de productos
Hp=Hm+Hr-Qrx-Qps;
%Cálculo de la temperatura de combustión
Tm=(1700+298)/2;
cph2o=((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(cosh(1169/Tm)))^2)/18000;
cpco2=((29370)+34540*((1428/Tm)/(sinh(1428/Tm)))^2+26400*((588/Tm)/(cosh(588/Tm)))^2)/44000;
cpco=((29108)+8773*((3085.1/Tm)/(sinh(3085.1/Tm)))^2+8455.3*((1538.2/Tm)/(cosh(1538.2/Tm)))^2)/28000;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)/(cosh(909.79/Tm)))^2)/28000;
Tcomb=298+Hp/((Fc+Fi(3))*cpc+Fco2(3)*cpco2+Fh2o(4)*cph2o+Fco(4)*cpco+Fn*cpn);
Tm=(Tcomb+298)/2;
cph2o=((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(cosh(1169/Tm)))^2)/18000;
cpco2=((29370)+34540*((1428/Tm)/(sinh(1428/Tm)))^2+26400*((588/Tm)/(cosh(588/Tm)))^2)/44000;
cpco=((29108)+8773*((3085.1/Tm)/(sinh(3085.1/Tm)))^2+8455.3*((1538.2/Tm)/(cosh(1538.2/Tm)))^2)/28000;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)/(cosh(909.79/Tm)))^2)/28000;
Tcomb=298+Hp/((Fc+Fi(3))*cpc+Fco2(3)*cpco2+Fh2o(4)*cph2o+Fco(4)*cpco+Fn*cpn);
%Resultados de la simulación
fprintf('La zona de Combustión posee los siguientes parametros \n')
fprintf('Diámetro: %.2f m \n',D)
%fprintf('Longitud: %.2f m \n\n',Z)
fprintf('Se obtienen %.2f kg/h de char\n',Fc)
fprintf('Se obtienen %.2f kg/h de CO2\n',Fco2(3))
fprintf('Se obtienen %.2f kg/h de Agua\n',Fh2o(4))
fprintf('Se obtienen %.2f kg/h de CO\n',Fco(4))
fprintf('Se obtienen %.2f kg/h de N2\n',Fn)
fprintf('Se obtienen %.2f kg/h de cenizas\n',Fi(3))
fprintf('La temperatura de combustion es: %.2f K \n',Tcomb)

```

Resultados:

En la Tabla AIII.4 se muestran las condiciones de operación y dimensiones de la zona de combustión del gasificador obtenidas mediante el código de Matlab.

Tabla AIII.4. Condiciones de operación en la zona de combustión

	Parámetro	Valor
Entrada	Temperatura inicial	700,00 °C
	Flujo biomasa seca	3,11 kg/h
	Flujo char	175,09 kg/h
	Flujo CO ₂	229,72 kg/h
	Flujo H ₂ O	209,55 kg/h
	Flujo CH ₄	98,38 kg/h
	Flujo cenizas	159,15 kg/h
	Flujo de O ₂ (aire)	91,20 kg/h
	Flujo de N ₂ (aire+impureza)	310,70 kg/h
	Flujo de O ₂ (95%)	228,00 kg/h
	Flujo de H ₂ O	145,00 kg/h
Salida	Temperatura Inicial	1 511,10 °C
	Flujo char	175,09 kg/h
	Flujo CO ₂	291,07 kg/h
	Flujo H ₂ O	577,28 kg/h
	Flujo CO	135,98 kg/h
	Flujo N ₂	310,70 kg/h
	Flujo de cenizas	159,78 kg/h
Dimensionamiento	Altura	0,48 m
	Diámetro	1,10 m
	Volumen	0,46 m ³

Zona de gasificación

El volumen y por consiguiente la altura de la zona de gasificación se determinó mediante balances de materia y energía en un volumen diferencial como se muestra en la Figura AIII.6:

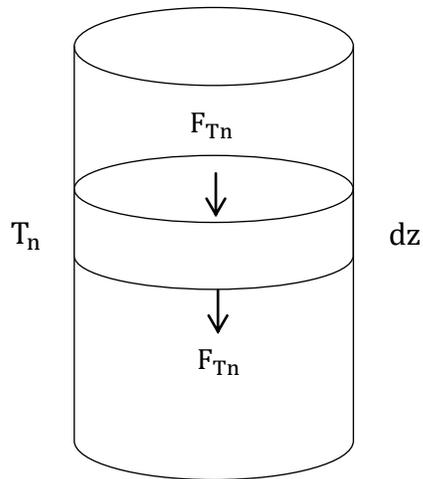


Figura AIII.6. Esquema de un volumen de control en la zona de gasificación

Las condiciones de borde utilizadas junto con los flujos obtenidos de combustión fueron:

$$T_o = 1\,784,10 \text{ } ^\circ\text{C}; Z_o = 0; t_o = 0;$$

Donde:

T_o : Temperatura inicial ($^\circ\text{C}$)

Z_n : Altura (m)

t_n : Tiempo (h)

Considerando un diferencial de tiempo (dt) de 10^{-6} h se calculó el diferencial de volumen mediante la Ecuación AIII.24 y la altura mediante la Ecuación AIII.3 (Luyben, 2007, pp. 29-32):

$$dV_n = \frac{(F_l + F_{C_n})}{\delta_c} * dt \quad \text{[AIII.25]}$$

Donde:

dV_n : Diferencial de volumen (m^3)

δ_c : Densidad aparente del char y cenizas (kg/m^3)

dt : Diferencial de tiempo (h)

F_{C_n} : Flujo másico de char (kg/h)

F_1 : Flujo másico de cenizas (kg/h)

Balance de masa:

Las constantes de velocidad utilizadas en las diferentes reacciones de gasificación se encuentran a continuación desde la Ecuación AIII.26 a la Ecuación AIII.31; las reacciones se presentan en la sección criterios de diseño desde la Ecuación 3.15 a la 3.18 (Basu, 2010, pp. 140-143):

$$k_{b1} = 1,3 \cdot 10^5 \exp\left(\frac{-165}{R \cdot T_n}\right) \quad [\text{AIII.26}]$$

$$k_{b2} = 0,36 \cdot \exp\left(\frac{-20,8}{R \cdot T_n}\right) \quad [\text{AIII.27}]$$

$$k_{b3} = 3,23 \cdot 10^7 \exp\left(\frac{-236}{R \cdot T_n}\right) \quad [\text{AIII.28}]$$

$$k_{w1} = 2,0 \cdot 10^7 \exp\left(\frac{-199}{R \cdot T_n}\right) \quad [\text{AIII.29}]$$

$$k_{w2} = 1,8 \cdot 10^6 \exp\left(\frac{-146}{R \cdot T_n}\right) \quad [\text{AIII.30}]$$

$$k_{w3} = 8,4 \cdot 10^7 \exp\left(\frac{-225}{R \cdot T_n}\right) \quad [\text{AIII.31}]$$

Donde:

k_{bj} : Constante del modelo de la reacción de Boudouard

k_{wj} : Constante del modelo de la reacción de hidrogasificación

R: Constante general de los gases ideales (kJ/mol.K)

T_n : Temperatura en el volumen n (K)

La conversión (X) hasta el volumen n se calculó mediante las Ecuación 3.1 y los flujos de cada componente se calcularon mediante la Ecuación AIII.15 (Sharma y Rao, 1999, p. 54)

Balance de energía

El balance de energía se realizó considerando la primera ley de la termodinámica, según el esquema de energías se muestra en la Figura AIII.7.

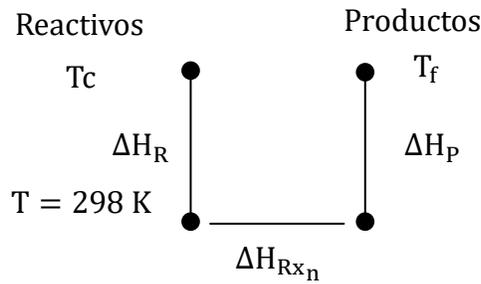


Figura AIII.7. Esquema termodinámico de la reacción de gasificación

La entalpia de reacción es función de la conversión como se muestra en la Ecuación AIII. (Fogler, 2008, p. 473):

$$\Delta H_{1n} = 14\,375,0 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg char}} \right] * X_{1n} * F_{C_{n-1}} \quad [\text{AIII.32}]$$

$$\Delta H_{2n} = 10\,941,7 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg char}} \right] * X_{2n} * F_{C_{n-1}} \quad [\text{AIII.33}]$$

$$\Delta H_{3n} = -41,2 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \right] * dM_{\text{CO}_{n-1}} \quad [\text{AIII.34}]$$

Donde:

X_{1n} : Conversión de la reacción uno hasta el volumen n

$F_{C_{n-1}}$: Flujo másico de char del volumen n-1 (kg/h)

dM_{CO_n} : Diferencial de la concentración molar de CO (mol/h)

Las entalpias de reactivos y productos se calcularon mediante la Ecuación AIII.17 y se despejó la temperatura (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$T_n = \frac{\Delta H_p}{\left[(F_{C_n} + F_{I_n}) * C_{p_C} + F_{\text{CO}_{2n}} * C_{p_{\text{CO}_2}} + F_{\text{CO}_n} * C_{p_{\text{CO}}} + F_{\text{H}_2\text{O}_n} * C_{p_{\text{H}_2\text{O}}} + F_{\text{H}_2n} * C_{p_{\text{H}_2}} + F_{\text{N}_2n} * C_{p_{\text{N}_2}} \right]} + 298$$

Donde:

T_n : Temperatura (K)

F_{i_n} : Flujo másico del componente i (kg/h)

C_{p_i} : Capacidad calorífica media del componente i (kJ/kg.K)

Nota: los sufijos n denotan que la propiedad se calculó para el volumen de control

n. Los sufijos i se utilizaron para los diferentes componentes: Biomasa, char, metano, dióxido de carbono, agua, nitrógeno y cenizas.

i: B, C, CH₄, CO₂, H₂O, N₂, I

A la altura obtenida mediante los cálculos se le aplicó un sobredimensionamiento del 20% (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37).

Lazo de cálculo

El cálculo de la altura de la zona de gasificación se determinó a través del análisis de elementos diferenciales de biomasa con la finalidad de determinar el perfil de temperatura y la conversión respecto a la altura del gasificador. El lazo de cálculo propuesto se condiciona a una conversión total del char generado en pirólisis.

El lazo de cálculo establecido determina la conversión en un diferencial de volumen del reactor en función de su temperatura, presión y concentraciones de reactivos y productos; después con la conversión obtenida se calculan los nuevos flujos y propiedades de las corrientes para el siguiente diferencial hasta completar el proceso.

De esta manera, mediante las ecuaciones discutidas anteriormente se generó una programación en el software Matlab 2014a que se muestra a continuación.

Código Matlab

```

                                %GASIFICADOR
                                %Gasificación
P=1*1.01325;
%Condiciones de borde;
i=1; T(i)=Tcomb; V(i)=0; Z(i)=0; t(i)=0; X1(i)=0; X2(i)=0; Mco(i)=0;
Fi(i)=Fi(3); Fc(i)=Fc; Fh2(i)=0; Fco2(i)=Fco2(2)+Fco2(1);
Fh2o(i)=Fh2o(3)+Fh2o(1)+Fh2o(2)+Fv; Fco(i)=Fco(1)+Fco(2)-Fco(3);
%Entalpías de reactivos
Tm=(T(i)+298)/2;
cph2o=((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(cosh(1169/Tm)))^2)/18000;
cpco2=((29370)+34540*((1428/Tm)/(sinh(1428/Tm)))^2+26400*((588/Tm)/(cosh(588/Tm)))^2)/44000;
cpco=((29108)+8773*((3085.1/Tm)/(sinh(3085.1/Tm)))^2+8455.3*((1538.2/Tm)/(cosh(1538.2/Tm)))^2)/28000;

```

```

cpn= ((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)
/(cosh(909.79/Tm)))^2)/28000;
Hr= ((Fc(i)+Fi(i))*cpc+Fco2(i)*cpcO2+Fh2o(i)*cph2o+Fco(i)*cpcO+Ffn*cpn)*(T(
i)-298);
%Diferencial de tiempo
dt=1e-6;
%Lazo
while (X1(i)+X2(i))<0.99995
%Determinación de altura
H=0;den=319.6268-3.2683*H;
V(i+1)=V(i)+(Fi(1)+Fc(i))*dt/den;
Z(i+1)=Z(i)+(Fi(1)+Fc(i))*dt*4/(den*pi*D^2);
t(i+1)=t(i)+dt;
%Balance de materia
%Datos cinetica de gasificación
kb1=1.3e5*exp(-165/(R*T(i)));kb2=0.36*exp(-
20.8/(R*T(i)));kb3=3.23e7*exp(-236/(R*T(i)));
kw1=2e7*exp(-199/(R*T(i)));kw2=1.8e6*exp(-146/(R*T(i)));kw3=8.4e7*exp(-
225/(R*T(i)));
A=0.2778;Ea=12.56;
%Cálculos
%Flujos molares
Fmco2(i)=Fco2(i)/44;%mol/h
Fmh2o(i)=Fh2o(i)/18;
Fmco(i)=Fco(i)/28;
Fmn=Fn/28;
Fmh2(i)=Fh2(i)/2;
FmT(i)=Fmco2(i)+Fmh2o(i)+Fmco(i)+Fmn+Fmh2(i);
%Reaccion 1
Pco2(i)=Fmco2(i)*P/FmT(i);Pco(i)=Fmco(i)*P/FmT(i);
r1=kb1*Pco2/(1+(kb2/kb3)*Pco+(kb1/kb3)*Pco2);
X1(i+1)=X1(i)+r1*dt*3600;
%Reaccion 2
Ph2o(i)=Fmh2o(i)*P/FmT(i);Ph2(i)=Fmh2(i)*P/FmT(i);
r2=kw1*Ph2o(i)/(1+(kw1/kw3)*Ph2o(i)+(kw2/kw3)*Ph2(i));
X2(i+1)=X2(i)+r2*dt*3600;
%Reaccion 3
Cco=P*1000/(0.08206*T(i)*1.101325)*Pco(i);Ch2o=P*1000/(0.08206*T(i)*1.101
325)*Ph2o(i);%mol/m3
r3=A*exp(-Ea/(R*T(i)))*Cco*Ch2o;
Mco(i+1)=Mco(i)+r3*dt*3600*(Fi(1)+Fc(i))/den;%mol
%Flujos siguiente paso
Fc(i+1)=Fc(1)*(1-X1(i+1)-X2(i+1));
Fco2(i+1)=Fco2(1)-X1(i+1)*Fc(1)*44/12+Mco(i+1)*44/1000;
Fh2o(i+1)=Fh2o(1)-X2(i+1)*Fc(1)*18/12-Mco(i+1)*18/1000;
Fco(i+1)=Fco(1)+X1(i+1)*Fc(1)*2*28/12+X2(i+1)*Fc(1)*28/12-
Mco(i+1)*28/1000;
Fh2(i+1)=Fh2(1)+X2(i+1)*Fc(1)*2/12+Mco(i+1)*2/1000;
%Balance de energía
%Entalpias de reaccion
H1=14375*X1(i+1)*Fc(1);
H2=10941.67*X2(i+1)*Fc(1);
H3=-41.2*Mco(i+1);
Hrx=H1+H2+H3;
%Entalpias de productos
Hp=Hr-Hrx;
%Temperatura
Tm=(T(i)+298)/2;
cph2o= ((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(c
osh(1169/Tm)))^2)/18000;

```

```

cpc2=( (29370)+34540* ((1428/Tm) / (sinh (1428/Tm))) ^2+26400* ((588/Tm) / (cosh (
588/Tm))) ^2)/44000;
cpc=( (29108)+8773* ((3085.1/Tm) / (sinh (3085.1/Tm))) ^2+8455.3* ((1538.2/Tm) /
(cosh (1538.2/Tm))) ^2)/28000;
cpn=( (29105)+8614.9* ((1701.6/Tm) / (sinh (1701.6/Tm))) ^2+103.47* ((909.79/Tm)
/ (cosh (909.79/Tm))) ^2)/28000;
cph2=( (26617)+9560* ((2466/Tm) / (sinh (2466/Tm))) ^2+3760* ((567.6/Tm) / (cosh (5
67.6/Tm))) ^2)/2000;
T(i+1)=298+Hp/ ((Fc(i+1)+Fi(1))*cpc+Fco2(i+1)*cpc2+Fh2o(i+1)*cph2+Fco(i+
1)*cpc+Fn*cpn+Fh2(i+1)*cph2);
%Aumento contador
i=i+1;
end
%Sobredimensionamiento
H=Z(i)*1.2;
Vol=pi*H*D^2/4;
%Resultados de la simulación
fprintf('La zona de Gasificación posee los siguientes parametros \n')
fprintf('Volumen: %.2f m3 \n',Vol)
fprintf('Diámetro: %.2f m \n',D)
fprintf('Altura: %.2f m \n\n',H)
fprintf('Se obtienen %.2f kg/h de char\n',Fc(i))
fprintf('Se obtienen %.2f kg/h de CO2\n',Fco2(i))
fprintf('Se obtienen %.2f kg/h de Agua\n',Fh2o(i))
fprintf('Se obtienen %.2f kg/h de CO\n',Fco(i))
fprintf('Se obtienen %.2f kg/h de H2\n',Fh2(i))
fprintf('Se obtienen %.2f kg/h de N2\n',Fn)
fprintf('Se obtienen %.2f kg/h de cenizas\n',Fi(1))
fprintf('La temperatura de salida es: %.2f K \n',T(i))
R=(Fmh2(i-1)+Fmco(i-1))/Fmn;
fprintf('La relacion molar H2+CO/N2 es: %.2f \n',R)
%Equipos secundarios

%mol/s; Flujos iniciales(Fbo 50%)
Fcoo=548.98/(28*3.6);Fh2oo=(317.53/(18*3.6));Fco2o=284.05/(44*3.6);Fho=28
.86/(2*3.6);Fn(1)=310.7/(28*3.6);
%Cálculos Previos
%Vapor a añadir, Flujo y Temperatura mezcla
Tv=143.7+273;Fv=9.43;Tco=623;
Tm=(T(i)+Tco)/2;
cph2o=( (33363)+26790* ((2610.5/Tm) / (sinh (2610.5/Tm))) ^2+8896* ((1169/Tm) / (c
osh (1169/Tm))) ^2)/1000;
cpc2=( (29370)+34540* ((1428/Tm) / (sinh (1428/Tm))) ^2+26400* ((588/Tm) / (cosh (
588/Tm))) ^2)/1000;
cpc=( (29108)+8773* ((3085.1/Tm) / (sinh (3085.1/Tm))) ^2+8455.3* ((1538.2/Tm) /
(cosh (1538.2/Tm))) ^2)/1000;
cpn=( (29105)+8614.9* ((1701.6/Tm) / (sinh (1701.6/Tm))) ^2+103.47* ((909.79/Tm)
/ (cosh (909.79/Tm))) ^2)/1000;
cph2=( (26617)+9560* ((2466/Tm) / (sinh (2466/Tm))) ^2+3760* ((567.6/Tm) / (cosh (5
67.6/Tm))) ^2)/1000;
Tm=(Tv+Tco)/2;
cpw=( (33363)+26790* ((2610.5/Tm) / (sinh (2610.5/Tm))) ^2+8896* ((1169/Tm) / (cos
h (1169/Tm))) ^2)/1000;
Tco=623+Fv*cpw*(Tco-
Tv)/(Fcoo*cpc+Fh2oo*cph2o+Fco2o*cpc2+Fho*cph2+Fn(1)*cpn);
%Intercambiador de calor

%Calor recuperado; kJ/h
Tm=(1133.11+Tco)/2;

```

```

cph2o= ((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(cosh(1169/Tm)))^2)/18000;
cpco2= ((29370)+34540*((1428/Tm)/(sinh(1428/Tm)))^2+26400*((588/Tm)/(cosh(588/Tm)))^2)/44000;
cpco= ((29108)+8773*((3085.1/Tm)/(sinh(3085.1/Tm)))^2+8455.3*((1538.2/Tm)/(cosh(1538.2/Tm)))^2)/28000;
cpn= ((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)/(cosh(909.79/Tm)))^2)/28000;
cph2= ((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(567.6/Tm)))^2)/2000;
CR=(Fco2(i)*cpco2+Fh2o(i)*cph2o+Fco(i)*cpco+Fn*cpn+Fh2(i)*cph2)*(1136.11-Tco);
%Vapor generado; kg/h
Tm=(373+273+143.7)/2;
cph2o= ((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(cosh(1169/Tm)))^2)/18000;
VG=CR/(2257+4.18*50+cph2o*(143.7-100));

```

Resultados:

En la Tabla AIII.5 se muestran las condiciones de operación y dimensiones de la zona de gasificación del gasificador obtenidas mediante el código de Matlab.

Tabla AIII.5. Condiciones de operación en la zona de gasificación

	Parámetro	Valor
Entrada	Temperatura Inicial	1 511,10 °C
	Flujo char	175,09 kg/h
	Flujo CO ₂	291,07 kg/h
	Flujo H ₂ O	577,28 kg/h
	Flujo CO	135,98 kg/h
	Flujo N ₂	310,70 kg/h
	Flujo de cenizas	159,78 kg/h
Salida	Temperatura final	783,77 °C
	Flujo CO ₂	284,05 kg/h
	Flujo H ₂ O	317,53 kg/h
	Flujo CO	548,98 kg/h
	Flujo	28,86 kg/h
	Flujo N ₂	310,70 kg/h
	Flujo de cenizas	159,78 kg/h
Dimensionamiento	Altura	0,44 m
	Diámetro	1,10 m
	Volumen	0,42 m ³
	Tiempo de residencia	0,66 h

Equipos secundarios requeridos:

Ciclón (S-1101)

Las cenizas arrastradas por la corriente gaseosa se separaran de la corriente mediante un ciclón, los criterios de diseño se encuentran en la sección 3.8.1.

Se diseña para una velocidad de 25 m/s según la Ecuación AIII.35 (Perry y Green, 2008, p. 17–29):

$$V = \frac{Q}{A} \quad \text{[AIII.35]}$$

$$25 \frac{\text{m}}{\text{s}} = \frac{19,38 \frac{\text{mol}}{\text{s}} * \frac{22,4 \text{ L}}{\text{mol}} * \frac{973 \text{ K}}{273 \text{ K}} * \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}}}{A}$$

$$A = 0,0619 \text{ m}^2$$

Dado que la boquilla de entrada es rectangular se calculó sus dimensiones características según la Ecuación AIII.36 (Perry y Green, 2008, p. 17–29):

$$A = B_c * H_c \quad \text{[AIII.36]}$$

$$0,0619 \text{ m}^2 = \frac{H_c * H_c}{2}$$

$$H_c = 0,35 \text{ m} = 35,0 \text{ cm}$$

Mediante las proporciones presentadas en la Figura 3.1 se calculó:

$$B_c = 17,5 \text{ cm}$$

$$D_c = 70,0 \text{ cm}$$

$$D_e = 35 \text{ cm}$$

$$L_c = 140 \text{ cm}$$

$$S_c = 8,75 \text{ cm}$$

$$Z_c = 140 \text{ cm}$$

$$J_c = 17,5 \text{ cm}$$

El diámetro de corte se calculó según la ecuación 3.32 (Perry y Green, 2008, p. 17-30):

$$dp_{50} = \sqrt{\frac{9 \cdot 3,43 \cdot 10^{-5} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}} \cdot 0,175 \text{ m}}{\pi \cdot 4,5 \cdot 25 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot \left(2000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 0,36 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)}}$$

$$dp_{50} = 8,74 \cdot 10^{-6} \text{ m} = 8,74 \text{ } \mu\text{m}$$

Se cumple con el requisito de diámetro de corte menor a 10 μm .

La caída de presión del equipo se calculó mediante la Ecuación 3.33 (Perry y Green, 2008, p. 17-31):

$$\Delta P = \frac{0,65 \cdot 0,36 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot \left(25 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2 \cdot 0,175 \text{ m} \cdot 0,35 \text{ m}}{0,35^2}$$

$$\Delta P = 73,13 \text{ mmH}_2\text{O} = 717,16 \text{ Pa}$$

Blower de syngas (B-1102)

El soplador o blower se requiere para impulsar el gas por las siguientes operaciones unitarias. Dadas las caídas de presión por cada equipo se requiere al menos 130 kPa, los criterios de diseño se encuentran en la sección 3.8.4 y los cálculos respectivos en la programación de MATLAB del reactor HTS.

La temperatura de salida del blower se calculó mediante la Ecuación 3.41 (Luyben, 2007, p. 268):

$$T_D = 1056,77 \text{ K} \left(\frac{130,00 \text{ kPa}}{101,13 \text{ kPa}} \right)^{0,288}$$

$$T_D = 1136,11 \text{ K} = 863,11 \text{ } ^\circ\text{C}$$

A partir del flujo de operación se seleccionó un *blower* de catálogo como se muestra en la sección 4.7 de hojas de especificación de equipos.

Evaporador (E-1101)

El gas debe ser acondicionado para entrar al siguiente equipo principal disminuyendo su temperatura de 863,11 a 350,00 °C, por lo que se recupera la energía de la corriente mediante un evaporador de tubos y coraza, los criterios de diseño se encuentran en la sección 3.8.2 y los cálculos en la sección de equipos secundarios en la programación de MATLAB.

Dadas las condiciones de operación del Reactor HTS se requiere añadir vapor a la corriente según la Ecuación AIII.37 de manera que alcance una concentración de 0,5 (Matrostech, 2016, p.14).

$$X = \frac{F_{bo}}{F_{ao} + F_{bo} + F_{co} + F_{do} + F_n} \quad [\text{AIII.37}]$$

Donde:

X: Concentración molar del componente

F_{io}: Flujo molar del componente i a la entrada del reactor (mol/s)

F_b: Flujo molar de vapor de agua previo la adición de vapor (mol/s)

$$0,5 = \frac{F_{bo}}{5,40 + F_{bo} + 1,84 + 4,08 + 3,16}$$

$$F_{bo} = 14,33 \frac{\text{mol}}{\text{s}}$$

Por tanto el flujo de vapor añadir es:

$$F_{v_1} = F_{bo} - F_b$$

$$F_{v_1} = 9,43 \frac{\text{mol}}{\text{s}}$$

Dado que la temperatura del vapor es de 143,7 °C, y esta se mezclará con la corriente de gases a mayor temperatura, se pretende que la mezcla llegue a 350,0 °C.

La temperatura del *syngas* previo a la mezcla se obtuvo mediante la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$\Delta H_G = \Delta H_V \quad \text{[AIII.38]}$$

$$\left(\sum F_i \cdot C_{p_i} \right) \cdot (350 - T) = -F_V \cdot C_{p_V} (350 - 143,7)$$

$$T = 725,44 \text{ K} = 452,44 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Donde:

ΔH_G : Variación de entalpía del *syngas* (kJ/mol)

ΔH_V : Variación de entalpía del vapor (kJ/mol)

El gas debe enfriarse desde 863,11 hasta 452,44 °C en el evaporador, por tanto el calor transferido se calculó según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$Q = \left(\sum F_i \cdot C_{p_i} \right) \cdot (863,11 - 452,44)$$

$$Q = 1,02 \cdot 10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 2,82 \cdot 10^5 \text{ W}$$

La ubicación de los fluidos será: gases por los tubos y agua por la coraza (Sinnott y Towler, 2013, p. 1074)

La cantidad de vapor generado se calculó mediante la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$F_V = \frac{1,02 \cdot 10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}}{4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} (100 - 50) + 2257 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + 1,90 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} (143,7 - 100)}$$

$$F_V = 398,65 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

ANEXO IV

DISEÑO DE LOS REACTORES WGSR

La siguiente guía de cálculos está en relación a la sección criterios de diseño 3.4 y al código de MATLAB presente al final del presente Anexo IV.

Se generó una sola hoja de programación para los dos reactores dado que trabajan en serie con la misma reacción y compuestos.

Reactor HTS (R-1101)

Las condiciones de entrada al reactor se observan en la Tabla AIV.1, la temperatura y presión de operación se fijaron tomando en cuenta el rango de operación del catalizador y la influencia de los costos asociados al tamaño del reactor así como los costos de compresión del gas.

Tabla AIV.1. Condiciones y flujo de alimentación de entrada al reactor HTS

Parámetro	Valor
Temperatura (K)	623,0
Presión (kPa)	130,0
Flujo (CO) (mol/s)	5,45
Flujo (H ₂ O) (mol/s)	14,33
Flujo (CO ₂) (mol/s)	1,79
Flujo (H ₂) (mol/s)	4,00
Flujo (N ₂) (mol/s)	3,08
Flujo total (mol/s)	28,66

Se realizó un lazo de cálculo con un paso diferencial de peso de catalizador igual a dw de 100 g ya que con este valor se tiene exactitud en el cálculo.

Debido a que el catalizador no debe operar a temperatura mayor a 500 °C el primer lazo de cálculo se condiciona a 450°C (723 K) de manera que exista una brecha de seguridad.

Las ecuaciones de la constante de equilibrio y velocidad de reacción se encuentran en la sección 3.4.

El cálculo de los flujos de cada especie después del paso dw se calculó según la Ecuación AIII.14 (Sharma y Rao, 1999, p. 54):

$$F_{a(i+1)} = F_{a0} * (1 - x_{(i+1)})$$

$$F_{b(i+1)} = F_{b0} - F_{a0} * x_{(i+1)}$$

$$F_{c(i+1)} = F_{c0} + F_{a0} * x_{(i+1)}$$

$$F_{d(i+1)} = F_{d0} + F_{a0} * x_{(i+1)}$$

$$F_{(i+1)} = F_{a(i+1)} + F_{b(i+1)} + F_{c(i+1)} + F_{d(i+1)} + F_n$$

Balance de energía

El balance de energía se realizó considerando la primera ley de la termodinámica, según el esquema de energías se muestra en la Figura AIV.1. La entalpia de reacción es función de la conversión como se muestra en la Ecuación AIII.15 (Fogler, 2008, p. 473).

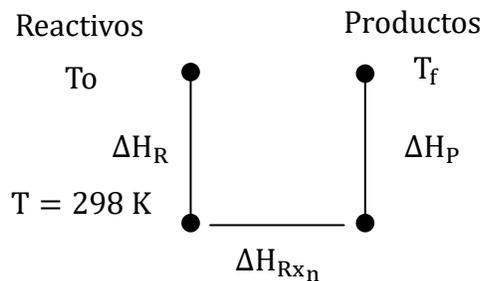


Figura AIV.1. Esquema termodinámico de la reacción WGS

Las entalpias de reactivos y productos se calcularon mediante la Ecuación AIII.17 y se despejó la temperatura (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$\Delta H_R = \left(\sum F_{n0} * C_{p_n} \right) (298 - T_o)$$

$$\Delta H_P = \left(\sum F_{ni} * C_{p_n} \right) (T_{(i+1)} - 298)$$

Despejando la temperatura del balance de energía se obtiene:

$$T_{(i+1)} = 298 + \frac{\Delta H_{R_{XO}} * F_{ao} * x_{(i+1)} + (\sum F_{no} * C_{p_n}) * (T_o - 298)}{(\sum F_{n_i} * C_{p_n})}$$

Donde:

- C_{p_n} : Capacidad calorífica media
 $\Delta H_{R_{X}}$: Calor de reacción
 F_{ao} : Flujo inicial de CO
 F_{no} : Flujo inicial del componente n
 F_{n_i} : Flujo inicial del componente n en el paso i
 $T_{(i+1)}$: Temperatura del paso i+1
 T_o : Temperatura inicial

La caída de presión en el reactor se calculó mediante la Ecuación 3.2 aplicando el método de Euler según la Ecuación AIII.9 (Fogler, 2008, p. 178).

$$P_{(i+1)} = P_{(i)} - \frac{G}{\rho g_c D_p} \left(\frac{1-\phi}{\phi^3} \right) \left[\frac{150(1-\phi)\mu}{D_p} + 1,75G \right] * dz * \frac{1 \text{ kPa}}{1000 \text{ Pa}}$$

Para enfriar la mezcla se utilizó enfriamiento directo (*quench-cooling*), que consiste en la adición de un gas a menor temperatura, en este caso se añadirá vapor ya que es un reactivo que se ha consumido en el primer lecho. La cantidad de vapor a añadir se calculó con base recuperar el vapor de agua consumido en el primer lecho (Huazhang, 2013, p. 659).

Cálculo de la temperatura de la mezcla gaseosa después del enfriamiento según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$\left(\sum F_n * C_{p_n} \right) (T_o - T_f) = -m_v C_{p_v} (T_f - T_v)$$

$$T_f = \frac{(\sum F_n * C_{p_n}) * T_o + m_v C_{p_v} T_v}{(\sum F_n * C_{p_n}) + m_v C_{p_v}}$$

El segundo lecho catalítico se condiciona a obtener una concentración molar de CO del 3% (Ertl et al., 2008, pp. 2905–2906).

Al volumen y longitud del reactor se le agregó un sobredimensionamiento del 20% (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37):

El diámetro de los reactores se obtuvo mediante iteración con el código de MATLAB mediante la minimización de la función de costo según las Ecuaciones 3.3 a la 3.4.

El reactor LTS se diseñó de manera análoga al reactor HTS, esta información se refleja en el código de MATLAB presente al final de la sección.

En la Tabla AIV.2 se muestra el costo total anual estimado para cada diámetro así como la longitud de los reactores y su presión de salida. Se tomó el valor de 0,5 m debido a que presenta el menor costo con una presión de salida suficiente para la siguiente operación unitaria sin requerimiento de otro *blower*.

Tabla AIV.2. Costo total anual estimado de los reactores WGSR en función del diámetro

Diámetro (m)	Longitud (m) HTS - LTS	Costo anual (USD)	Presión de salida (atm)
0,40	2,30 – 2,00	68 029	0,85
0,50	1,38 – 1,34	70 124	1,14
0,70	0,69 – 0,69	74 614	1,21
0,90	0,42 – 0,42	79 029	1,22

Lazo de cálculo

El lazo de cálculo establecido determina la conversión en un diferencial de volumen del reactor en función de su temperatura, presión y concentraciones de reactivos y productos; después con la conversión obtenida se calculan los nuevos flujos y propiedades de las corrientes para el siguiente diferencial considerando una operación adiabática.

Las ecuaciones diferenciales se solucionaron según el método de Euler que se muestra en la Ecuación AIII.9 (Luyben, 2007, p. 270).

De esta manera, mediante las ecuaciones discutidas anteriormente se generó la programación en el software Matlab 2014a que se muestra a continuación.

Código de MATLAB:

```

                                %REACTORES WGSR
                                %REACTOR HTS
clear all
%Contador, w(g) y Condiciones iniciales P(kPa), T(K)
i=1;dw=100;x(1)=0;w(1)=0;P(i)=130;T(i)=623;
%Parámetros cinética de reacción wgsr
A=4.557;Ea=88;R=8.3144e-3;a=0.9;b=0.31;c=-0.156;d=-0.05;
%mol/s; Flujos iniciales(Fbo 50%)
Fcoo=548.98/(28*3.6);Fh2oo=(317.53/(18*3.6))+9.43;Fco2o=284.05/(44*3.6);F
ho=28.86/(2*3.6);Fn(1)=310.7/(28*3.6);
%mol/s; Variables de flujo
Fco(i)=Fcoo;Fh2o(i)=Fh2oo;Fco2(i)=Fco2o;Fh2(i)=Fho;F(i)=Fco(i)+Fh2o(i)+Fc
o2(i)+Fh2(i)+Fn(1);
Comprob=Fh2o(i)/F(i);
%kPa; Presiones parciales
Pa(i)=Fco(i)*P(i)/F(i);Pb(i)=Fh2o(i)*P(i)/F(i);Pc(i)=Fco2(i)*P(i)/F(i);Pd
(i)=Fh2(i)*P(i)/F(i);Pn(i)=Fn(1)*P(i)/F(i);
%Pa.s; Viscosidad funcion de temperatura
ua(i)=1.1127e-6*(T(i)^0.5338)/(1+94.7/T(i));ub(i)=1.7096e-
8*(T(i)^1.1146);uc(i)=2.148e-6*(T(i)^0.46)/(1+290/T(i));ud(i)=1.797e-
7*(T(i)^0.685)/(1-0.59/T(i)+140/(T(i)^2));un(i)=6.5592e-
7*(T(i)^0.6081)/(1-
54.714/T(i));u(i)=ua(i)*Pa(i)/P(i)+ub(i)*Pb(i)/P(i)+uc(i)*Pc(i)/P(i)+ud(i
)*Pd(i)/P(i)+un(i)*Pn(i)/P(i);
%kg/m3; Densidad de gases
den(i)=P(i)*(Pa(i)*28/P(i)+Pb(i)*18/P(i)+Pc(i)*44/P(i)+Pd(i)*2/P(i)+Fn(1)
*28/F(i))/(8.3144*T(i));
%mm; Diámetro del reactor y area transversal
D=0.5;As=(pi*D^2)/4;
%Kg/m2s; Flujo másico
Gco(i)=Fco(i)*28/(1000*As);Gh2o(i)=Fh2o(i)*18/(1000*As);Gco2(i)=Fco2(i)*4
4/(1000*As);Gh2(i)=Fh2(i)*2/(1000*As);Gn(1)=Fn(1)*28/(1000*As);G(i)=Gco(i)
+Gh2o(i)+Gco2(i)+Gh2(i)+Gn(1);
%Datos Catalizador, diametro, fraccion vacio y densidad bulk
Dp=0.005;denc=1300;denreal=0.92*5242+0.08*5220;fv=1-(denc/denreal);
%Cálculo de la entalpia de reactivos
Tm=(T(1)+298)/2;
cph2o=((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(c
osh(1169/Tm)))^2)/1000;
cpc2o=((29370)+34540*((1428/Tm)/(sinh(1428/Tm)))^2+26400*((588/Tm)/(cosh(
588/Tm)))^2)/1000;
cpc2o=((29108)+8773*((3085.1/Tm)/(sinh(3085.1/Tm)))^2+8455.3*((1538.2/Tm)/
(cosh(1538.2/Tm)))^2)/1000;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)
/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;

```

```

cph2=( (26617)+9560*( (2466/Tm) / (sinh (2466/Tm)) ) ^2+3760*( (567.6/Tm) / (cosh (5
67.6/Tm)) ) ^2)/1000;
Hr=( Fco(1)*cpc0+Fh2o(1)*cph2o+Fco2(1)*cpc02+Fh2(1)*cph2+Fn(1)*cpn)*(T(1)-
298);
%Lazo del primer lecho catalítico hasta alcanzar temperatura máxima de
%operación
while T(i)<723
%Balance de masa
%Constante de equilibrio de la reacción
Keq=10^(-2.4198+0.0003855*T(i)+2180.6/T(i));
%Cinética de reacción
r=A*exp(-Ea/(R*T(i)))*(Pa(i)^a)*(Pb(i)^b)*(Pc(i)^c)*(Pd(i)^d)*(1-
(Pc(i)*Pd(i))/(Keq*Pa(i)*Pb(i)));
%Conversion en el paso (i) y flujos para el siguiente paso
x(i+1)=x(i)+(r/Fcoo)*dw; %#ok<*SAGROW>
Fco(i+1)=Fcoo*(1-x(i+1));Fh2o(i+1)=Fh2oo-
Fcoo*(x(i+1));Fco2(i+1)=Fco2o+Fcoo*(x(i+1));Fh2(i+1)=Fho+Fcoo*(x(i+1));F(
i+1)=Fco(i+1)+Fh2o(i+1)+Fco2(i+1)+Fh2(i+1)+Fn(1);
%Balance de energía considerando reactor adiabático
Tm=(T(i)+298)/2;
cph2o=( (33363)+26790*( (2610.5/Tm) / (sinh (2610.5/Tm)) ) ^2+8896*( (1169/Tm) / (c
osh (1169/Tm)) ) ^2)/1000;
cpc02=( (29370)+34540*( (1428/Tm) / (sinh (1428/Tm)) ) ^2+26400*( (588/Tm) / (cosh (
588/Tm)) ) ^2)/1000;
cpc0=( (29108)+8773*( (3085.1/Tm) / (sinh (3085.1/Tm)) ) ^2+8455.3*( (1538.2/Tm) /
(cosh (1538.2/Tm)) ) ^2)/1000;
cpn=( (29105)+8614.9*( (1701.6/Tm) / (sinh (1701.6/Tm)) ) ^2+103.47*( (909.79/Tm)
/(cosh (909.79/Tm)) ) ^2)/1000;
cph2=( (26617)+9560*( (2466/Tm) / (sinh (2466/Tm)) ) ^2+3760*( (567.6/Tm) / (cosh (5
67.6/Tm)) ) ^2)/1000;
T(i+1)=298+(41100*Fcoo*x(i+1)+Hr)/((Fco(i+1)*cpc0+Fh2o(i+1)*cph2o+Fco2(i+
1)*cpc02+Fh2(i+1)*cph2+Fn(1)*cpn));
%Caída de presión en el reactor
P(i+1)=P(i)-((G(i)*(1-fv))/(den(i)*Dp*fv^3))*(150*(1-
fv)*u(i)/Dp)+1.75*G(i))*(dw^4)/(1000000*pi*denc*D^2);
%Aumento contador y peso acumulado catalizador
w(i+1)=w(i)+dw;i=i+1;
%Cálculo de presiones parciales, viscosidad, densidad y flujo masico
(i+1)
Pa(i)=Fco(i)*P(i)/F(i);Pb(i)=Fh2o(i)*P(i)/F(i);Pc(i)=Fco2(i)*P(i)/F(i);Pd
(i)=Fh2(i)*P(i)/F(i);Pn(i)=Fn(1)*P(i)/F(i);
ua(i)=1.1127e-6*(T(i)^0.5338)/(1+94.7/T(i));ub(i)=1.7096e-
8*(T(i)^1.1146);uc(i)=2.148e-6*(T(i)^0.46)/(1+290/T(i));ud(i)=1.797e-
7*(T(i)^0.685)/(1-0.59/T(i)+140/(T(i)^2));un(i)=6.5592e-
7*(T(i)^0.6081)/(1-
54.714/T(i));u(i)=ua(i)*Pa(i)/P(i)+ub(i)*Pb(i)/P(i)+uc(i)*Pc(i)/P(i)+ud(i)
)*Pd(i)/P(i)+un(i)*Pn(i)/P(i);
den(i)=P(i)*(Pa(i)*28/P(i)+Pb(i)*18/P(i)+Pc(i)*44/P(i)+Pd(i)*2/P(i)+Fn(1)
*28/F(i))/(8.3144*T(i));%Kg/m3
Gco(i)=Fco(i)*28/(1000*As);Gh2o(i)=Fh2o(i)*18/(1000*As);Gco2(i)=Fco2(i)*4
4/(1000*As);Gh2(i)=Fh2(i)*2/(1000*As);Gn(1)=Fn(1)*28/(1000*As);G(i)=Gco(i)
)+Gh2o(i)+Gco2(i)+Gh2(i)+Gn(1);
F(i)=Fco(i)+Fh2o(i)+Fco2(i)+Fh2(i)+Fn(1);
end
%Cálculos Quenching
%Variables previo al Quench
j=i;Tj=T(i);
%Vapor a añadir, Flujo y Temperatura despues Quench
Fv=Fh2oo-Fh2o(j);Tv=143.7+273;

```

```

T(i)=(Fco(i)*29.95+Fh2o(i)*35.51+Fco2(i)*45.41+Fh2(i)*28.31+Fn(1)*29.70)
*Tj+Fv*35.51*Tv)/((Fco(i)*29.95+Fh2o(i)*35.51+Fco2(i)*45.41+Fh2(i)*28.31+
Fn(1)*29.70)+Fv*35.47);
%Flujos y presiones parciales despues del Quench
Fh2oo=Fh2o(j)+Fv;Fh2o(i)=Fh2oo;
F(i)=Fco(i)+Fh2o(i)+Fco2(i)+Fh2(i)+Fn(1);
Pa(i)=Fco(i)*P(i)/F(i);Pb(i)=Fh2o(i)*P(i)/F(i);Pc(i)=Fco2(i)*P(i)/F(i);Pd
(i)=Fh2(i)*P(i)/F(i);
Comprob2=Fh2oo/F(i);
%Cálculo de la entalpia de reactivos
Tm=(T(j)+298)/2;
cph2o=((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(c
osh(1169/Tm)))^2)/1000;
cpc2o=((29370)+34540*((1428/Tm)/(sinh(1428/Tm)))^2+26400*((588/Tm)/(cosh(
588/Tm)))^2)/1000;
cpc2o=((29108)+8773*((3085.1/Tm)/(sinh(3085.1/Tm)))^2+8455.3*((1538.2/Tm)/
(cosh(1538.2/Tm)))^2)/1000;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)
/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2=((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(5
67.6/Tm)))^2)/1000;
Hr=(Fco(j)*cpc2o+Fh2o(j)*cph2o+Fco2(j)*cpc2o+Fh2(j)*cph2+Fn(1)*cpn)*(T(j)-
298);
%Lazo del segundo lecho catalítico
CO=Fco(i)/F(i);
while CO>0.03
%Balance de masa
%Constante de equilibrio de la reacción
Keq=10^(-2.4198+0.0003855*T(i)+2180.6/T(i));
%Cinética de reacción
r=A*exp(-Ea/(R*T(i)))*(Pa(i)^a)*(Pb(i)^b)*(Pc(i)^c)*(Pd(i)^d)*(1-
(Pc(i)*Pd(i))/(Keq*Pa(i)*Pb(i)));
%Conversion en el paso (i) y flujos para el siguiente paso
x(i+1)=x(i)+(r/Fcoo)*dw; %ok<*SAGROW>
Fco(i+1)=Fcoo*(1-x(i+1));Fh2o(i+1)=Fh2oo-
Fcoo*(x(i+1))+Fv;Fco2(i+1)=Fco2o+Fcoo*(x(i+1));Fh2(i+1)=Fho+Fcoo*(x(i+1))
;F(i+1)=Fco(i+1)+Fh2o(i+1)+Fco2(i+1)+Fh2(i+1)+Fn(1);%Recordar en Fb se
añade Fv por quench
%Balance de energía
Tm=(T(i)+298)/2;
cph2o=((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(c
osh(1169/Tm)))^2)/1000;
cpc2o=((29370)+34540*((1428/Tm)/(sinh(1428/Tm)))^2+26400*((588/Tm)/(cosh(
588/Tm)))^2)/1000;
cpc2o=((29108)+8773*((3085.1/Tm)/(sinh(3085.1/Tm)))^2+8455.3*((1538.2/Tm)/
(cosh(1538.2/Tm)))^2)/1000;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)
/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2=((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(5
67.6/Tm)))^2)/1000;
T(i+1)=298+(41100*Fcoo*(x(i+1)-
x(j))+Hr)/((Fco(i+1)*cpc2o+Fh2o(i+1)*cph2o+Fco2(i+1)*cpc2o+Fh2(i+1)*cph2+F
n(1)*cpn));
%Caida de presión en el reactor
P(i+1)=P(i)-((G(i)*(1-fv))/(den(i)*Dp*fv^3))*((150*(1-
fv)*u(i)/Dp)+1.75*G(i))*(dw*4)/(1000000*pi*denc*D^2);
%Aumento contador, peso acumulado catalizador
w(i+1)=w(i)+dw;i=i+1;
%Cálculo de presiones parciales, viscosidad, densidad y flujo masico
(i+1)

```

```

Pa(i)=Fco(i)*P(i)/F(i);Pb(i)=Fh2o(i)*P(i)/F(i);Pc(i)=Fco2(i)*P(i)/F(i);Pd
(i)=Fh2(i)*P(i)/F(i);
ua(i)=1.1127e-6*(T(i)^0.5338)/(1+94.7/T(i));ub(i)=1.7096e-
8*(T(i)^1.1146);uc(i)=2.148e-6*(T(i)^0.46)/(1+290/T(i));ud(i)=1.797e-
7*(T(i)^0.685)/(1-0.59/T(i)+140/(T(i)^2));un(i)=6.5592e-
7*(T(i)^0.6081)/(1-
54.714/T(i));u(i)=ua(i)*Pa(i)/P(i)+ub(i)*Pb(i)/P(i)+uc(i)*Pc(i)/P(i)+ud(i
)*Pd(i)/P(i);
den(i)=P(i)*(Pa(i)*28/P(i)+Pb(i)*18/P(i)+Pc(i)*44/P(i)+Pd(i)*2/P(i)+Fn(1)
*28/F(i))/(8.3144*T(i));%Kg/m3
Gco(i)=Fco(i)*28/(1000*As);Gh2o(i)=Fh2o(i)*18/(1000*As);Gco2(i)=Fco2(i)*4
4/(1000*As);Gh2(i)=Fh2(i)*2/(1000*As);Gn(1)=Fn(1)*28/(1000*As);G(i)=Gco(i)
+Gh2o(i)+Gco2(i)+Gh2(i)+Gn(1);%Kg/m2s
F(i)=Fco(i)+Fh2o(i)+Fco2(i)+Fh2(i)+Fn(1);
%Porcentaje de CO restante
CO=Fco(i)/F(i);
end
%Volumen (+20%) y longitud del reactor
V=w(i)*1.2/denc;L=V/(As*1000);
%Resultados de la simulación
fprintf('El reactor HTS en estado estacionario posee los siguientes
parametros \n')
fprintf('Volumen del reactor: %.2f L \n',V)
fprintf('Diámetro: %.2f m \n',D)
fprintf('Longitud: %.2f m \n',L)
subplot(2,2,1);
plot(w,Fco,w,Fh2o,w,Fco2,w,Fh2);
title('Flujos vs peso de catalizador')
legend('Fa','Fb','Fc','Fd');
ylabel('Flujo (mol/s)');xlabel('Peso catalizador (g)')
subplot(2,2,2);
plot(w,T);
title('Temperatura vs peso de catalizador')
legend('T');
ylabel('Temperatura (K)');xlabel('Peso catalizador (g)')

%Equipos secundarios

%Evaporador
%Calor recuperado; kJ/h
Tco=483;
Tm=(T(i)+Tco)/2;
cph2o=((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(c
osh(1169/Tm)))^2)/1000;
cpco2=((29370)+34540*((1428/Tm)/(sinh(1428/Tm)))^2+26400*((588/Tm)/(cosh(
588/Tm)))^2)/1000;
cpco=((29108)+8773*((3085.1/Tm)/(sinh(3085.1/Tm)))^2+8455.3*((1538.2/Tm)/
(cosh(1538.2/Tm)))^2)/1000;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)
/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2=((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(5
67.6/Tm)))^2)/1000;
CR=(Fco(i)*cpco+Fh2o(i)*cph2o+Fco2(i)*cpco2+Fh2(i)*cph2+Fn(1)*cpn)*(T(i)-
Tco)*3.6;
%Vapor generado; kg/h
Tm=(373+273+143.8)/2;
cph2o=((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(c
osh(1169/Tm)))^2)/18000;
VG=CR/(2257+4.18*50+cph2o*(143.8-100));

```

```

                                %REACTOR LTS
%Contador, w(g)y Condiciones iniciales P(atm), T(K)
k=1;dw=100;xl(1)=0;wl(1)=0;Pl(k)=P(i)/101.1325;Tl(k)=483;
%Parámetros cinética de reacción
Al=5087.5;Eal=79;al=0.8;bl=0.8;cl=-0.9;dl=-0.9;
%mol/s; Flujos iniciales (Fbo 50%)
Fcool=Fco(i);Fh2ool=Fh2o(i);Fco2ol=Fco2(i);Fhol=Fh2(i);Fl(k)=Fcool+Fh2ool
+Fco2ol+Fhol+Fn(1);%mol/s
%mol/s; Variables de flujo
Fcol(k)=Fco(i);Fh2ol(k)=Fh2ool;Fco2l(k)=Fco2(i);Fh2l(k)=Fh2(i);
%kPa; Presiones parciales
Pal(k)=Fcol(k)*Pl(k)/Fl(k);Pbl(k)=Fh2ol(k)*Pl(k)/Fl(k);Pcl(k)=Fco2l(k)*Pl
(k)/Fl(k);Pdl(k)=Fh2l(k)*Pl(k)/Fl(k);Pn(k)=Fn(k)*Pl(k)/Fl(k);
%Pa.s; Viscosidad funcion de temperatura
ual(k)=1.1127e-6*(Tl(k)^0.5338)/(1+94.7/Tl(k));ubl(k)=1.7096e-
8*(Tl(k)^1.1146);ucl(k)=2.148e-
6*(Tl(k)^0.46)/(1+290/Tl(k));udl(k)=1.797e-7*(Tl(k)^0.685)/(1-
0.59/Tl(k)+140/(Tl(k)^2));un(k)=6.5592e-7*(Tl(k)^0.6081)/(1-
54.714/Tl(k));ul(k)=ual(k)*Pal(k)/Pl(k)+ubl(k)*Pbl(k)/Pl(k)+ucl(k)*Pcl(k)
/Pl(k)+udl(k)*Pdl(k)/Pl(k)+un(k)*Pn(k)/Pl(k);
%mm; Diámetro del reactor y area transversal
Asl=(pi*D^2)/4;
%kg/m3; Densidad de gases
denl(k)=Pl(k)*(Pal(k)*28/Pl(k)+Pbl(k)*18/Pl(k)+Pcl(k)*44/Pl(k)+Pdl(k)*2/P
l(k)+Fn(1)*28/Pl(k))/(0.08206*Tl(k));%Kg/m3
%Kg/m2s; Flujo másico
Gal(k)=Fcol(k)*28/(1000*Asl);Gbl(k)=Fh2ol(k)*18/(1000*Asl);Gcl(k)=Fco2l(k)
*44/(1000*Asl);Gdl(k)=Fh2l(k)*2/(1000*Asl);Gl(k)=Gal(k)+Gbl(k)+Gcl(k)+Gd
l(k)+Gn(1);%Kg/m2s
%Datos Catalizador, diametro, fraccion vacio y densidad bulk
Dpl=0.005;dencl=1300;denreall=0.43*6310+0.43*5610+0.11*3950+0.03*3350;fv1
=1-(dencl/denreall);
%Cálculo de la entalpia de reactivos
Tm=(Tl(1)+298)/2;
cph2o=((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(c
osh(1169/Tm)))^2)/1000;
cpco2=((29370)+34540*((1428/Tm)/(sinh(1428/Tm)))^2+26400*((588/Tm)/(cosh(
588/Tm)))^2)/1000;
cpco=((29108)+8773*((3085.1/Tm)/(sinh(3085.1/Tm)))^2+8455.3*((1538.2/Tm)/
(cosh(1538.2/Tm)))^2)/1000;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)
/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2=((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(5
67.6/Tm)))^2)/1000;
Hr=(Fcol(1)*cpco+Fh2ol(1)*cph2o+Fco2l(1)*cpco2+Fh2l(1)*cph2+Fn(1)*cpn)*(T
l(1)-298);
%Lazo del lecho catalítico
COL=Fcol(k)/Fl(k);
while COL>0.002
%Balance de masa
%Constante de equilibrio de la reacción
Keq=10^(-2.4198+0.0003855*Tl(k)+2180.6/Tl(k));
%Cinética de reacción
rl=Al*exp(-
Eal/(R*Tl(k)))*(Pal(k)^al)*(Pbl(k)^bl)*(Pcl(k)^cl)*(Pdl(k)^dl)*(1-
(Pcl(k)*Pdl(k))/(Keq*Pal(k)*Pbl(k)));
%Conversion en el paso (i) y flujos para el siguiente paso
xl(k+1)=xl(k)+(rl/Fcool)*dw; %#ok<*SAGROW>

```

```

Fcol(k+1)=Fcool*(1-xl(k+1));Fh2ol(k+1)=Fh2ool-
Fcool*(xl(k+1));Fco2l(k+1)=Fco2ol+Fcool*(xl(k+1));Fh2l(k+1)=Fhol+Fcool*(x
l(k+1));Fl(k+1)=Fcol(k+1)+Fh2ol(k+1)+Fco2l(k+1)+Fh2l(k+1)+Fn(1);
%Balance de energia
Tm=(Tl(k)+298)/2;
cph2o=((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(c
osh(1169/Tm)))^2)/1000;
cpc2o=((29370)+34540*((1428/Tm)/(sinh(1428/Tm)))^2+26400*((588/Tm)/(cosh(
588/Tm)))^2)/1000;
cpco=((29108)+8773*((3085.1/Tm)/(sinh(3085.1/Tm)))^2+8455.3*((1538.2/Tm)/
(cosh(1538.2/Tm)))^2)/1000;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)
/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2=((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(5
67.6/Tm)))^2)/1000;
Tl(k+1)=298+(41100*Fcool*xl(k+1)+Hr)/((Fcol(k+1)*cpco+Fh2ol(k+1)*cph2o+Fc
o2l(k+1)*cpc2o+Fh2l(k+1)*cph2+Fn(1)*cpn));
%Caída de presión en el reactor
Pl(k+1)=Pl(k)-((Gl(k)*(1-fv1))/(denl(k)*Dpl*fv1^3))*((150*(1-
fv1)*ul(k)/Dpl)+1.75*Gl(k))*(dw*4)/(1000000*101.1325*pi*denc1*D^2);
%Aumento contador, peso acumulado catalizador y Equilibrio
wl(k+1)=wl(k)+dw;k=k+1;
%Cálculo de presiones parciales, viscosidad, densidad y flujo masico
(k+1)
Pal(k)=Fcol(k)*Pl(k)/Fl(k);Pbl(k)=Fh2ol(k)*Pl(k)/Fl(k);Pcl(k)=Fco2l(k)*Pl
(k)/Fl(k);Pdl(k)=Fh2l(k)*Pl(k)/Fl(k);Pn(k)=Fn(1)*Pl(k)/Fl(k);
ual(k)=1.1127e-6*(Tl(k)^0.5338)/(1+94.7/Tl(k));ubl(k)=1.7096e-
8*(Tl(k)^1.1146);ucl(k)=2.148e-
6*(Tl(k)^0.46)/(1+290/Tl(k));udl(k)=1.797e-7*(Tl(k)^0.685)/(1-
0.59/Tl(k)+140/(Tl(k)^2));un(k)=6.5592e-7*(Tl(k)^0.6081)/(1-
54.714/Tl(k));ul(k)=ual(k)*Pal(k)/Pl(k)+ubl(k)*Pbl(k)/Pl(k)+ucl(k)*Pcl(k)
/Pl(k)+udl(k)*Pdl(k)/Pl(k)+un(k)*Pn(k)/Pl(k);
Fl(k)=Fcol(k)+Fh2ol(k)+Fco2l(k)+Fh2l(k)+Fn(1);
Gal(k)=Fcol(k)*28/(1000*Asl);Gbl(k)=Fh2ol(k)*18/(1000*Asl);Gcl(k)=Fco2l(k)
*44/(1000*Asl);Gdl(k)=Fh2l(k)*2/(1000*Asl);Gl(k)=Gal(k)+Gbl(k)+Gcl(k)+Gd
l(k)+Gn(1);%Kg/m2s
denl(k)=Pl(k)*(Pal(k)*28/Pl(k)+Pbl(k)*18/Pl(k)+Pcl(k)*44/Pl(k)+Pdl(k)*2/P
l(k)+Fn(1)*28/Fl(k))/(0.08206*Tl(k));%Kg/m3
%Porcentaje de CO restante
COL=Fcol(k)/Fl(k);
end
%Volumen (+20%) y longitud del reactor
Vl=wl(k)*1.2/denc1;
%Resultados de la simulación
fprintf('El reactor LTS en estado estacionario posee los siguientes
parametros \n')
fprintf('Volumen del reactor: %.2f L \n',Vl)
Ll=Vl/(Asl*1000);
fprintf('Diámetro: %.2f m \n',D)
fprintf('Longitud: %.2f m \n',Ll)
subplot(2,2,3);
plot(wl,Fcol,wl,Fh2ol,wl,Fco2l,wl,Fh2l);
title('Flujos vs peso de catalizador')
legend('Fa','Fb','Fc','Fd');
ylabel('Flujo (mol/s)');xlabel('Peso catalizador (kg)')
subplot(2,2,4);
plot(wl,Tl);
title('Temperatura vs peso de catalizador')
legend('T');
ylabel('Temperatura(K)');xlabel('Peso catalizador (kg)')

```

```

%Costos
%kW; Potencia del Blower
Tm=783.77+273;
cph2o= ((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(cosh(1169/Tm)))^2)/1000;
cpco2= ((29370)+34540*((1428/Tm)/(sinh(1428/Tm)))^2+26400*((588/Tm)/(cosh(588/Tm)))^2)/1000;
cpco= ((29108)+8773*((3085.1/Tm)/(sinh(3085.1/Tm)))^2+8455.3*((1538.2/Tm)/(cosh(1538.2/Tm)))^2)/1000;
cpn= ((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2= ((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(567.6/Tm)))^2)/1000;
cp=(Fco(1)*cpco+Fh2o(1)*cph2o+Fco2(1)*cpco2+Fh2(1)*cph2+Fn(1)*cpn)/F(1);
kcp=cp/(cp-8.3144);m=(kcp-1)/(kcp*0.75);n=1/(1-m);%Sinnott1225
Work=(8.314*(783.77+273)*n/(n-1))*(F(1)-9.43)*(P(1)/101.1325)^((n-1)/n)-1)/750;
%USD; Capital
Cr=0.035*D^1.066*L^0.082*10^6*(1+0.25)+0.035*D^1.066*L^0.082*10^6;
Cc=100*w(i)/1000+100*w1(k)/1000;
Ccom=0.00433*Work^0.082*10^6;
%USD; Energy
Cw=0.000613*Work*10^6;
%Costo total anual
TAC=Cw+(Cr+Cc+Ccom)/3;
fprintf('Costo total anual: USD %.2f \n',TAC)

```

%Equipos secundarios

```

%Ciclón
T2=(783.77+273)*(P(1)/101.1325)^m;
%Condensador-enfriador
%Calor recuperado; kJ/h
Tco=373;
Tm=(T1(k)+Tco)/2;
cph2o= ((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(cosh(1169/Tm)))^2)/1000;
cpco2= ((29370)+34540*((1428/Tm)/(sinh(1428/Tm)))^2+26400*((588/Tm)/(cosh(588/Tm)))^2)/1000;
cpco= ((29108)+8773*((3085.1/Tm)/(sinh(3085.1/Tm)))^2+8455.3*((1538.2/Tm)/(cosh(1538.2/Tm)))^2)/1000;
cpn= ((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2= ((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(567.6/Tm)))^2)/1000;
Q1=(Fcol(k)*cpco+Fh2o1(k)*cph2o+Fco21(k)*cpco2+Fh21(k)*cph2+Fn(1)*cpn)*(T1(k)-Tco)*3.6;
Q2=2257*Fh2o1(k)*18*3.6;
Tco=313;
Tm=(373+Tco)/2;
cpco2= ((29370)+34540*((1428/Tm)/(sinh(1428/Tm)))^2+26400*((588/Tm)/(cosh(588/Tm)))^2)/1000;
cpco= ((29108)+8773*((3085.1/Tm)/(sinh(3085.1/Tm)))^2+8455.3*((1538.2/Tm)/(cosh(1538.2/Tm)))^2)/1000;
cpn= ((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2= ((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(567.6/Tm)))^2)/1000;
Q3=(Fcol(k)*cpco+Fco21(k)*cpco2+Fh21(k)*cph2+Fn(1)*cpn)*(373-Tco)*3.6;
QRLTS=Q1+Q2+Q3;
Qagua=(QRLTS)/(20*4.18);

```

Resultados de la simulación:

En la Tabla AIV.3 se muestran las condiciones de operación del reactor HTS obtenidas a partir de la programación de Matlab.

Tabla AIV.3. Condiciones de operación en el reactor HTS

	Parámetro	Valor
Entrada	Temperatura (K)	623,0
	Presión (kPa)	127,0
	Flujo (CO) (mol/s)	5,45
	Flujo (H ₂ O) (mol/s)	14,33
	Flujo (CO ₂) (mol/s)	1,79
	Flujo (H ₂) (mol/s)	4,00
	Flujo (N ₂) (mol/s)	3,08
	Flujo total (mol/s)	28,66
Quench	Temperatura (K)	723,00 – 696,45
	Presión (kPa)	124,46
	Flujo (CO) (mol/s)	2,80
	Flujo (H ₂ O) (mol/s)	11,69 - 14,33
	Flujo (CO ₂) (mol/s)	4,44
	Flujo (H ₂) (mol/s)	6,65
	Flujo (N ₂) (mol/s)	3,08
	Flujo total (mol/s)	28,83 – 31,30
Salida	Temperatura (K)	757,7
	Presión (kPa)	121,7
	Flujo (CO) (mol/s)	0,94
	Flujo (H ₂ O) (mol/s)	12,46
	Flujo (CO ₂) (mol/s)	6,30
	Flujo (H ₂) (mol/s)	8,52
	Flujo (N ₂) (mol/s)	3,08
	Flujo total (mol/s)	31,30
Dimensionamiento	Longitud (m)	1,38
	Diámetro (m)	0,5
	Volumen (L)	271,48
	Caída de presión (kPa)	5,2

En la Tabla AIV.4 se muestran las condiciones de operación del reactor LTS obtenidas a partir de la programación de Matlab.

Tabla AIV.4. Condiciones de operación en el reactor LTS

	Parámetro	Valor
Entrada	Temperatura (K)	483,0
	Presión (kPa)	118,7
	Flujo (CO) (mol/s)	0,94
	Flujo (H ₂ O) (mol/s)	12,46
	Flujo (CO ₂) (mol/s)	6,30
	Flujo (H ₂) (mol/s)	8,52
	Flujo (N ₂) (mol/s)	3,08
	Flujo total (mol/s)	31,30
Salida	Temperatura (K)	515,1
	Presión (kPa)	115,5
	Flujo (CO) (mol/s)	0,06
	Flujo (H ₂ O) (mol/s)	11,59
	Flujo (CO ₂) (mol/s)	7,18
	Flujo (H ₂) (mol/s)	9,39
	Flujo (N ₂) (mol/s)	3,08
	Flujo total (mol/s)	31,30
Dimensionamiento	Longitud (m)	1,34
	Diámetro (m)	0,50
	Volumen (L)	262,62
	Caída de presión (kPa)	3,2

Equipos secundarios

Evaporador (E-1102)

El gas de salida del reactor HTS debe enfriarse desde 484,71 hasta 210,00 °C para entrar al reactor LTS, para esto se utilizará un evaporador de tubos y coraza de manera que se recupere parte de la energía liberada por la reacción. Los criterios de diseño se encuentran en la sección 3.8.2 y los cálculos en la sección de equipos secundarios en la programación de MATLAB.

El calor transferido se calculó según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$Q = \left(\sum F_i \cdot C_{p_i} \right) \cdot (484,71 - 210,00)$$

$$Q = 1,107 \cdot 10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 3,074 \cdot 10^5 \text{ W}$$

La cantidad de vapor generado se calculó mediante la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$F_v = \frac{1,107 \cdot 10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}}{4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} (100 - 50) + 2257 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + 1,90 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} (143,7 - 100)}$$

$$F_v = 434,12 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

La ubicación de los fluidos será: gases por los tubos y agua por la coraza (Sinnott y Towler, 2013, p. 1074)

Condensador-enfriador de contacto directo (E-1103)

El gas de salida del reactor LTS debe ser acondicionado para entrar a la columna de absorción disminuyendo su temperatura de 242,12 a 40,00 °C condensando el agua presente en esta corriente por lo que se utiliza un intercambiador de contacto directo cuyo diseño corresponde a una columna de relleno.

El calor transferido, se divide en enfriamiento hasta 100 °C, luego la condensación del agua y finalmente enfriamiento hasta 40 °C; los calores se calcularon según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$Q_1 = \left(\sum F_i \cdot C_{p_i} \right) \cdot (242,12 - 100,00)$$

$$Q_1 = 5,468 \cdot 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 1,519 \cdot 10^5 \text{ W}$$

$$Q_2 = F_{H_2O} * Lp$$

$$Q_2 = 1,694 * 10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 4,705 * 10^5 \text{ W}$$

$$Q_3 = \left(\sum F_i * Cp_i \right) * (100 - 40,00)$$

$$Q_3 = 1,377 * 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 3,825 * 10^4 \text{ W}$$

$$Q_T = Q_1 + Q_2 + Q_3$$

$$Q_T = 2,379 * 10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 6,608 * 10^5 \text{ W}$$

Este calor será extraído por agua de enfriamiento en circuito cerrado a una torre de enfriamiento.

El flujo de agua de enfriamiento se calculó según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$2,379 * 10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = F_i * 4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg.K}} * (20) \text{K}$$

$$F_i = 28\,462 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 7,91 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Diámetro del intercambiador:

El procedimiento para obtener el diámetro de la columna consiste en obtener el valor de FLV mediante la Ecuación AIV.1, luego a partir de la Figura AIII.9 se obtienen dos valores de K4, uno a la caída de presión seleccionada y otro en la línea de inundación. Con estos valores se obtiene el porcentaje de la velocidad del gas respecto a la velocidad de inundación (% de inundamiento) mediante la Ecuación AIV.2, si este valor es inferior a 80% se acepta el diseño con la caída de presión seleccionada, caso contrario se escoge una caída de presión menor (Sinnott y Towler, 2013, p. 901).

$$F_{LV} = \frac{L_W^*}{V_W^*} \sqrt{\frac{\delta_V}{\delta_L}}$$

[AIV.1]

Donde:

F_{LV} : Relación de flujos

V_W^* : Flujo másico del gas por unidad de área, ($\text{kg}/\text{m}^2\text{s}$)

L_W^* : Flujo másico del líquido por unidad de área, ($\text{kg}/\text{m}^2\text{s}$)

δ_L : Densidad del líquido, (kg/m^3)

δ_V : Densidad del vapor, (kg/m^3)

$$\% \text{ de inundamiento} = 100 * \left(\frac{K_4 \text{ en caída de presión de diseño}}{K_4 \text{ en inundación}} \right)^{1/2} \quad [\text{AIV.2}]$$

Luego mediante la Ecuación AIV.3 se obtiene el flujo másico por unidad de área de la columna con la que finalmente se calcula el diámetro (Sinnott y Towler, 2013, p. 904).

$$K_4 = \frac{13,1 (V_W^*)^2 F_p \left(\frac{u_L}{\delta_L} \right)^{0,1}}{\delta_V (\delta_L - \delta_V)} \quad [\text{AIV.3}]$$

Donde:

V_W^* : Flujo másico del gas por unidad de área, ($\text{kg}/\text{m}^2\text{s}$)

F_p : Factor del relleno, (m^{-1})

u_L : Viscosidad del líquido, ($\text{Pa}\cdot\text{s}$)

δ_L : Densidad del líquido, (kg/m^3)

δ_V : Densidad del vapor, (kg/m^3)

Se determinó el valor de la relación de flujos según la Ecuación AIV.1 (Sinnott y Towler, 2013, p. 901):

$$V_W^* = \frac{0,06*28+7,18*44+9,39*2+3,08*28+11,59*18 \text{ kg}}{1\ 000*A} \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$V_W^* = \frac{0,631 \text{ kg}}{A} \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$\delta_V = \frac{0,631 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{31,30 \frac{\text{mol}}{\text{s}}} * \frac{\text{mol}}{22,4 \text{ L}} * \frac{1\ 000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} * \frac{273 \text{ K}}{515 \text{ K}} = 0,477 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$F_{LV} = \frac{\frac{7,91 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{A}}{\frac{0,631 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{A}} \sqrt{\frac{0,477}{1\,000}}$$

$$F_{LV} = 0,274$$

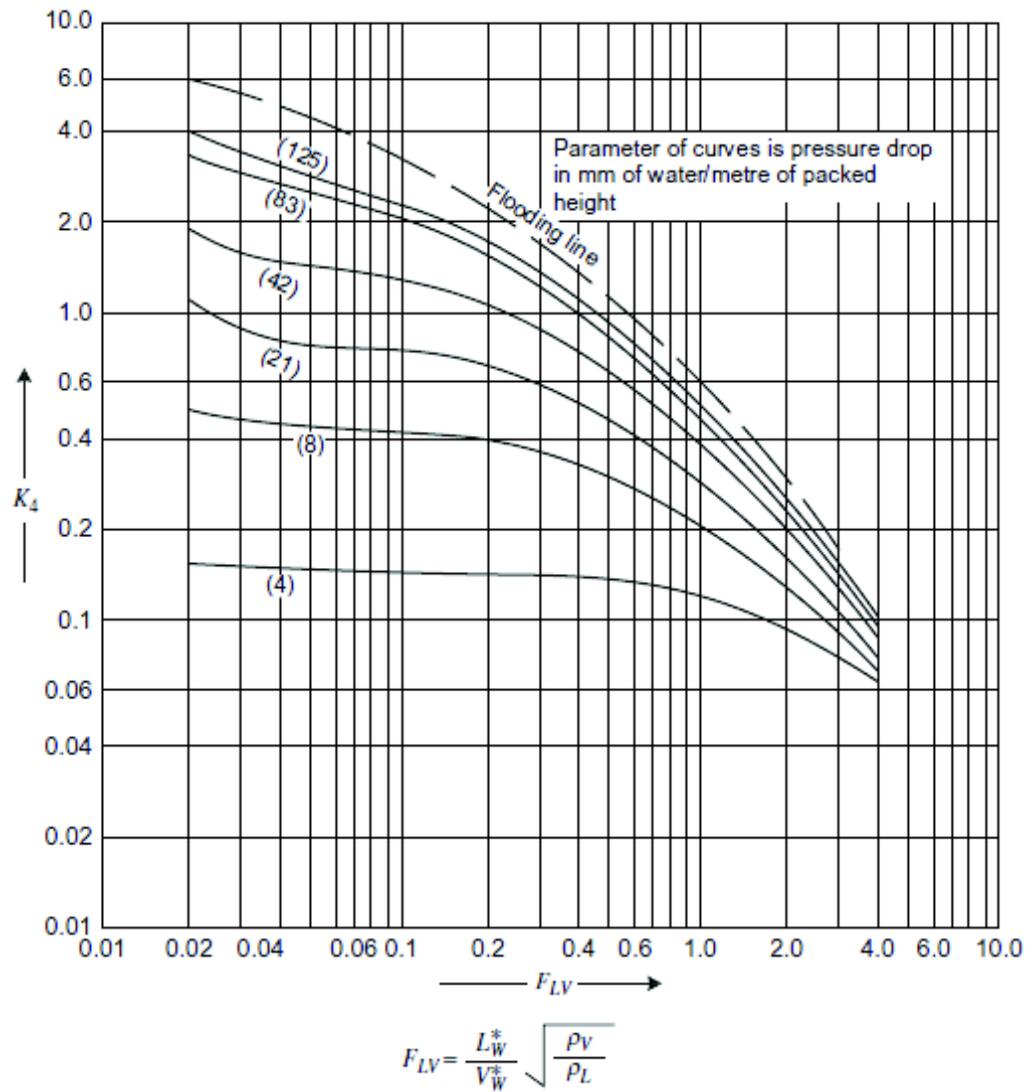


Figura AIV.2. Correlación generalizada de caída de presión en columnas de relleno
(Sinnott y Towler, 2013, p. 902)

A partir de la Figura AIII.9 con una caída de presión de 20mm H₂O se obtuvo:

$$K_4 = 0,60$$

En inundación $K_4 = 1,90$

Se calculó el porcentaje de inundación con la Ecuación AIV.2 (Sinnott y Towler, 2013, p. 901):

$$\% \text{ de inundamiento} = 100 * \left(\frac{0,60}{1,90} \right)^{1/2}$$

$$\% \text{ de inundamiento} = 56,20 \%$$

Se acepta el diseño con una caída de presión de 20 mmH₂O/m, por tanto se calcula el área mediante la Ecuación AIV.3 (Sinnott y Towler, 2013, p. 901):

$$V_W^* = \frac{0,631}{A} \frac{\text{kg}}{\text{s}} = \sqrt{\frac{K_4 \delta_V (\delta_L - \delta_V)}{13,1 F_p \left(\frac{u_L}{\delta_L} \right)^{0,1}}}$$

$$\frac{0,631}{A} \frac{\text{kg}}{\text{s}} = \sqrt{\frac{0,60 * 0,477 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} (1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 0,477 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3})}{13,1 (160 \text{ m}^{-1}) \left(\frac{0,001 \text{ Pa.s}}{1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right)^{0,1}}}$$

$$\frac{0,631}{A} \frac{\text{kg}}{\text{s}} = \sqrt{\frac{286,06}{526,49}}$$

$$A = 0,856 \text{ m}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4}{\pi} * 0,856 \text{ m}^2}$$

$$D = 1,04 \text{ m}$$

Se determinó el coeficiente de transferencia de calor del gas mediante la Ecuación 3.35 (Boehm, 2016, pp. 1391, 1392):

$$h_{Ga} = c_1 * G_G^{C_2} * G_L^{C_3}$$

$$h_{Ga} = 5\,065 * 0,737^{1,12} * 9,24^{0,33}$$

$$h_{Ga} = 7\,495,74 \frac{\text{W}}{\text{m}^3 \cdot \text{K}}$$

Se determinó el coeficiente de transferencia de calor del líquido mediante la Ecuación 3.35 (Boehm, 2016, pp. 1391, 1392):

$$h_{La} = C_1 * G_G^{C_2} * G_L^{C_3}$$

$$h_{La} = 33\,460 * 0,737^{0,45} * 9,24^{0,87}$$

$$h_{La} = 201\,846,36 \frac{W}{m^3.K}$$

Se determinó el coeficiente global de transferencia de calor volumétrico mediante la Ecuación 3.34 (Boehm, 2016, pp. 1391, 1392):

$$U_v = \frac{1}{\frac{1}{201\,846,36 \frac{W}{m^3.K}} + \frac{1}{7\,495,74 \frac{W}{m^3.K}}}$$

$$U_v = 7\,227,35 \frac{W}{m^3.K}$$

Los coeficientes de transferencia de calor por unidad de volumen en intercambiadores de contacto directo esta en el orden de 2 000 a 20 000 W/m³.K (Sinnott y Towler, 2013, p. 1 166).

Se calculó el volumen de la primera sección de la columna según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$5,468 * 10^5 \frac{kJ}{h} = 28\,462 \frac{kg}{h} * 4,18 \frac{kJ}{kg.K} * \Delta T$$

$$\Delta T = 4,60 K$$

$$Q_1 = U * V_1 * LMTD$$

$$V_1 = \frac{1,519 * 10^5 W}{7\,227,35 \frac{W}{m^3.K} * \left(\frac{(242,12 - 50,00) - (100,00 - 45,40)}{\ln \left(\frac{(242,12 - 50,00)}{(100,00 - 45,40)} \right)} \right)}$$

$$V_1 = 0,192 m^3$$

Se calculó el volumen de la segunda sección de la columna según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$1,694 \cdot 10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 28\,462 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \cdot \Delta T$$

$$\Delta T = 14,24 \text{ K}$$

$$Q_1 = U \cdot V_2 \cdot \text{LMTD}$$

$$V_2 = \frac{4,705 \cdot 10^5 \text{ W}}{7\,227,35 \frac{\text{W}}{\text{m}^3 \cdot \text{K}} \cdot \left(\frac{(100-45,40)-(100-31,16)}{\ln\left(\frac{(100-45,40)}{(100-31,16)}\right)} \right)}$$

$$V_2 = 1,060 \text{ m}^3$$

Se calculó el volumen de la tercera sección de la columna según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$1,377 \cdot 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 28\,462 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \cdot \Delta T$$

$$\Delta T = 1,16 \text{ K}$$

$$Q_1 = U \cdot V_3 \cdot \text{LMTD}$$

$$V_3 = \frac{3,825 \cdot 10^4 \text{ W}}{7\,227,35 \frac{\text{W}}{\text{m}^3 \cdot \text{K}} \cdot \left(\frac{(100-31,16)-(40-30,00)}{\ln\left(\frac{(100-31,16)}{(40-30,00)}\right)} \right)}$$

$$V_3 = 0,174 \text{ m}^3$$

$$V_T = V_1 + V_2 + V_3$$

$$V_T = 1,43 \text{ m}^3$$

Sobredimensionamiento 15%:

$$V_T = H \cdot A$$

$$H = \frac{1,64 \text{ m}^3}{0,856 \text{ m}^2}$$

$$H = 1,92 \text{ m}$$

ANEXO V

DISEÑO DEL ABSORBEDOR Y DESORBEDOR DE CO₂

Cálculo del caudal circulante de solución

En sistemas de absorción de CO₂ para producción de amoníaco generalmente se diseña el sistema para una carga de la solución limpia de 0,15 mol CO₂/mol MEA con una temperatura alrededor de 40 °C ya que se requiere absorber la mayor cantidad posible de este gas. Se utilizará una solución al 15% w/w de MEA (2,5 M) para minimizar la corrosión en la columna (Kohl y Nielsen, 1997, p. 63; Vaidya y Mahajani, 2006, p. 50).

Mediante prueba y error se asumió un valor de carga en la solución rica y se realizó un balance de energía en el absorbedor de manera que el aumento de temperatura en la solución sea menor a 20 °C y la presión de vapor en equilibrio de la solución cargada sea menor al 75% de la presión parcial de CO₂ en el gas de entrada (Kohl y Nielsen, 1997, p. 133).

En la Tabla AIII.10 se muestra el flujo y componentes del gas que se alimenta a la columna.

Tabla AV.1. Condiciones y composición de la corriente gaseosa de entrada a la torre de absorción

Parámetro	Valor
Temperatura (K)	313
Presión (kPa)	101,32
Flujo (CO) (mol/s)	0,06
Flujo (CO ₂) (mol/s)	7,18
Flujo (H ₂) (mol/s)	9,39
Flujo (N ₂) (mol/s)	3,08
Flujo total (mol/s)	19,71

A partir de esta información se realizó el balance de energía en la columna de absorción considerando que el calor de reacción producto de la absorción de CO₂

calienta solamente la fase líquida y se desprecia la transferencia de calor por convección al gas (Vaidya y Mahajani, 2006, p.49).

Se asume una carga de 0,50 mol CO₂/mol MEA en la solución rica, a partir de este valor se calculó el caudal a partir del flujo de CO₂ asumiendo 100% de absorción:

$$7,18 \frac{\text{mol CO}_2}{\text{s}} * \frac{\text{mol MEA}}{0,35 \text{ mol CO}_2} * \frac{1 \text{ L sol}}{2,5 \text{ mol MEA}} = 8,21 \frac{\text{L}}{\text{s}}$$

El balance de energía se realizó mediante la Ecuación AV.1 (Vaidya y Mahajani, 2006, p. 50):

$$\Delta H_{\text{sol}} = m_{\text{sol}} C_p \Delta T = \Delta H_{\text{rx}} = m_{\text{CO}_2} * 454,5 \frac{\text{kcal}}{\text{kg CO}_2} \quad [\text{AV.1}]$$

Donde:

- ΔH_{sol} : Calor de solución, (kcal/s)
- m_{CO_2} : Flujo de CO₂ absorbido, (kg/s)
- m_{sol} : Flujo de solución circulante, (g/s)
- C_p : Capacidad calorífica media, (kcal/g. K)
- ΔT : Diferencia de temperaturas, (K)
- ΔH_{rx} : Calor de reacción, (kcal/s)

$$\Delta H_{\text{rx}} = 7,18 \frac{\text{mol CO}_2}{\text{s}} * \frac{0,044 \text{ kg CO}_2}{1 \text{ mol CO}_2} * 454,5 \frac{\text{kcal}}{\text{kg CO}_2}$$

$$\Delta H_{\text{rx}} = 143,6 \frac{\text{kcal}}{\text{s}}$$

$$143,6 \frac{\text{kcal}}{\text{s}} = m_{\text{sol}} C_p \Delta T$$

$$143,6 \frac{\text{kcal}}{\text{s}} = 8,21 \frac{\text{L}}{\text{s}} * \frac{1 \text{ 000 g}}{1 \text{ L}} * \frac{0,001 \text{ kcal}}{\text{g.K}} (T_f - 313) \text{K}$$

$$T_f = 330,5 \text{ K}$$

El diferencial de temperatura de la solución es menor a 20 °C.

Se cálculo la presión de equilibrio a 40 °C según la Ecuación AV.2 (Aronu et al., 2011, p. 6 397):

$$P_{eq}^{40\text{ }^{\circ}\text{C}}=2,8868*10^{-4}*e^{17,185*C} \quad [\text{AV.2}]$$

Donde:

$P_{eq}^{40\text{ }^{\circ}\text{C}}$: Presión de equilibrio a 40 °C, (kPa)

C: Carga de la solución, (mol CO₂/mol MEA)

Se cálculo la presión de equilibrio a 60 °C según la Ecuación AV.3 (Aronu et al., 2011, p. 6397):

$$P_{eq}^{60\text{ }^{\circ}\text{C}}=2,0733*10^{-3}*e^{16,436*C} \quad [\text{AV.3}]$$

Donde:

$P_{eq}^{60\text{ }^{\circ}\text{C}}$: Presión de equilibrio a 60°C, (kPa)

C: Carga de la solución, (mol CO₂/mol MEA)

Para obtener la presión de equilibrio a temperaturas intermedias se realizó una interpolación, para una carga de 0,5 mol CO₂/mol MEA:

$$P_{eq}^{40\text{ }^{\circ}\text{C}}=2,0733*10^{-3}*e^{16,436*0,5}$$

$$P_{eq}^{40\text{ }^{\circ}\text{C}}=1,56\text{ kPa}$$

$$P_{eq}^{60\text{ }^{\circ}\text{C}}=2,0733*10^{-3}*e^{16,436*0,5}$$

$$P_{eq}^{60\text{ }^{\circ}\text{C}}=7,69\text{ kPa}$$

$$P_{eq}^{57,5\text{ }^{\circ}\text{C}}:\left(\frac{17,5}{20}\right)(7,69-1,56)+1,56\text{ kPa}$$

$$P_{eq}^{57,5\text{ }^{\circ}\text{C}}:6,92\text{ kPa}$$

Cálculo de la presión parcial del CO₂ en la corriente de entrada:

$$P_{\text{CO}_2} = y_{\text{CO}_2} * P$$

$$P_{\text{CO}_2} = \frac{7,18}{19,74} * (101,13 \text{ kPa})$$

$$P_{\text{CO}_2} = 35,78 \text{ kPa}$$

Cálculo del diámetro del absorbedor:

Se asume la densidad y viscosidad de la solución igual a la del agua (Kohl y Nielsen, 1997, p. 100).

Se calculó la relación de flujos F_{LV} según la Ecuación AIV.1 (Sinnott y Towler, 2013, p. 901):

$$V_W^* = \frac{0,06*28 + 7,18*44 + 9,39*2 + 3,08*28 \text{ kg}}{1\,000*A} \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$V_W^* = \frac{0,423 \text{ kg}}{A} \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$\delta_V = \frac{0,423 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{19,71 \frac{\text{mol}}{\text{s}}} * \frac{\text{mol}}{22,4 \text{ L}} * \frac{1\,000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} * \frac{273 \text{ K}}{313 \text{ K}} = 0,836 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$F_{LV} = \frac{\frac{8,21 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{A}}{\frac{0,423 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{A}} \sqrt{\frac{0,836}{1\,000}}$$

$$F_{LV} = 0,56$$

A partir de la Figura AIII.9 con una caída de presión de 20mm H₂O se obtuvo:

$$K_4 = 0,45$$

$$\text{En inundación } K_4 = 1,00$$

Se calculó el porcentaje de inundación con la Ecuación AIV.2 (Sinnott y Towler, 2013, p. 901).

$$\% \text{ de inundamiento} = 100 * \left(\frac{0,45}{1,00} \right)^{1/2}$$

$$\% \text{ de inundamiento} = 67 \%$$

Se acepta el diseño con una caída de presión de 20 mmH₂O/m, por tanto se calcula el área mediante la Ecuación AIV.3 (Sinnott y Towler, 2013, p. 901):

$$K_4 = \frac{13,1 (V_W^*)^2 F_p \left(\frac{u_L}{\delta_L} \right)^{0,1}}{\delta_V (\delta_L - \delta_V)}$$

$$V_W^* = \frac{0,423}{A} \frac{\text{kg}}{\text{s}} = \sqrt{\frac{K_4 \delta_V (\delta_L - \delta_V)}{13,1 F_p \left(\frac{u_L}{\delta_L} \right)^{0,1}}}$$

$$\frac{0,423}{A} \frac{\text{kg}}{\text{s}} = \sqrt{\frac{0,45 * 0,836 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} (1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 0,836 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3})}{13,1 (160 \text{ m}^{-1}) \left(\frac{0,001 \text{ Pa.s}}{1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right)^{0,1}}}$$

$$\frac{0,423}{A} \frac{\text{kg}}{\text{s}} = \sqrt{\frac{375,89}{526,49}}$$

$$A = 0,50 \text{ m}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4}{\pi} * 0,50 \text{ m}^2}$$

$$D = 0,80 \text{ m}$$

Para columnas de un diámetro entre 0,3 a 0,9 m se recomienda rellenos de entre 25 a 38 mm por tanto se acepta el diseño con un relleno de anillos Pall de 25 mm.

Altura del absorbedor

Las propiedades requeridas para determinar la altura de la columna se obtuvieron como se indica en el Anexo I. Los coeficientes de transferencia de masa y la constante de reacción se obtuvo mediante las Ecuaciones AV.4 a la AV.6 (Sinnott y Towler, 2013, pp. 901, 902):

$$\frac{a_w}{a} = 1 - \exp \left[-1,45 \left(\frac{\sigma_c}{\sigma_L} \right)^{0,75} \left(\frac{L_w^*}{a\mu_L} \right)^{0,1} \left(\frac{L_w^{*2} a}{\rho_L^2 g} \right)^{-0,05} \left(\frac{L_w^{*2}}{\rho_L \sigma_L a} \right)^{0,2} \right] \quad [\text{AV.4}]$$

$$k_L \left(\frac{\rho_L}{\mu_L g} \right)^{1/3} = 0,0051 \left(\frac{L_w^*}{a\mu_L} \right)^{2/3} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{-1/2} (ad_p)^{0,4} \quad [\text{AV.5}]$$

$$\frac{k_G RT}{a D_v} = K_5 \left(\frac{V_w^*}{a\mu_v} \right)^{0,7} \left(\frac{\mu_v}{\rho_v D_v} \right)^{1/3} (ad_p)^{-2} \quad [\text{AV.6}]$$

Donde:

- a: Área del relleno por unidad de volumen, (m²/m³)
- a_w: Área efectiva del relleno por unidad de volumen, (m²/m³)
- d_p: Tamaño de del relleno, (m)
- D_L: Coeficiente de difusión de CO₂ en el líquido, (m²/s)
- D_v: Coeficiente de difusión de CO₂ en el gas, (m²/s)
- g: Gravedad, (m/s²)
- k_G: Coeficiente de transferencia de masa en la película gaseosa, (kmol/m².s.bar)
- k_L: Coeficiente de transferencia de masa en la película líquida, (m/s)
- K₅: 5,23 para tamaño de relleno mayor a 15 (mm);
2 para tamaño de relleno menor a 15 (mm)
- L_w^{*}: Flujo másico de líquido por unidad de área, (kg/m².s)
- σ_c: Tensión superficial crítica del material de empaque, (N/m)
- σ_L: Tensión superficial del líquido, (N/m)
- R: Constante universal de los gases ideales; 0,08314 (bar.m³/kmol.K)
- T: Temperatura absoluta, (K)
- V_w^{*}: Flujo másico del gas por unidad de área, (kg/m².s)

Lazo de cálculo

El lazo de cálculo establecido determina la absorción de CO₂ en un diferencial de altura de la columna en función de su temperatura, presión y concentraciones de gas y solución; después se calculan los nuevos flujos y propiedades de las corrientes para el siguiente diferencial considerando una operación adiabática.

Las ecuaciones diferenciales se solucionaron según el método de Euler que se muestra en la Ecuación AIII.9 (Luyben, 2007, p. 270).

Mediante las ecuaciones descritas se realizó una programación en MATLAB para resolver el sistema con la condición de obtener una corriente con 0,1% de CO₂ esto dado el requerimiento del catalizador de metanación (Matrostech, 2016, p. 17).

Código de MATLAB:

```

                                %Columna de Absorción
clear all
%Contador, Temperatura del gas y líquido al fondo de la columna (K)
i=1;Tl(i)=330.5;Tg=313;P=1;
%Diámetro y area de flujo en la columna; m y m2
D=0.8;S=(pi*D^2)/4;
%Carga de la solución molco2/molmea
rich=0.5;lean=0.15;
C(i)=rich;
%Concentración de MEA; w/w
cmea=0.15;Mmea=2.5;
xw=(1-cmea)/18/((1-cmea)/18)+(cmea/60));xm=1-xw;
Cco2=cmea*1000*C(i)/60;%concentración CO2 kmolCO2/m3
%Flujos iniciales; mol/s
Fco=0.0626;Fco2(1)=7.1769;Fn=3.0823;Fh2=9.392;F(i)=Fco+Fco2(1)+Fn+Fh2;
Fsol(i)=8.21+Fco2(1)*44/1000;%kg/s
%Flujo masico por unidad de area de liquido y gas;kg/m2s
Vw(i)=0.423/S;
Lw(i)=Fsol(i)/S;
%Propiedades requeridas para coeficiente de transferencia de masa
a=209; oc=75e-3; oL=70e-3; R=0.08314;%m2/m3mN/mN/m%bar.m3/kmol.K
g=9.81;dp=25e-3;uL=1e-3;dL=1000;%m/s2m%kg/ms%kg/m3
%Coeficiente de difusión gas
D12=5.5e-5*(Tg/273)^(3/2);%CO2 en H2
D13=1.63e-5*(Tg/293)^(3/2);%CO2 en N2
y2=Fh2/(Fh2+Fn);y3=Fn/(Fh2+Fn);Dco2v=1/((y2/D12)+(y3/D13));%m2/s
%Viscosidades de gases puros
uco=1.1127e-6*(Tg^0.5338)/(1+94.7/Tg);uco2=2.148e-
6*(Tg^0.46)/(1+290/Tg);uh2=1.797e-7*(Tg^0.685)/(1-
0.59/Tg+140/(Tg^2));un=6.5592e-7*(Tg^0.6081)/(1-54.714/Tg);
%Propiedades para el cálculo de la altura
Gs=(Fco+Fh2+Fn)/1000;
dz=0.01;%Flujo molar inertes kmol/s%m
Z(1)=0;Y(1)=Fco2(i)/F(i);
while Y(i)>0.001
%Cálculo de la constante de henry; kPa.m3/kmol
Hnw(i)=exp(158.245-9048.596/Tl(i)-20.86*log(Tl(i))-0.00252*Tl(i));
Hcw(i)=exp(145.369-8172.355/Tl(i)-19.303*log(Tl(i)));
Hnmp(i)=-91.7250+39.598*Tl(i);
Hnm(i)=Hnw(i)*xw+Hnmp(i)*xm+3524641.533*(xw*xm)^2*(1-Tl(i)/324.718)*exp(-
13.219*xm);Hcm(i)=Hnm(i)*(Hcw(i)/Hnw(i));
%Presión de equilibrio de CO2 sobre la solución; kPa

```

```

Peq40=2.8868e-4*exp(17.185*C(i));
Peq60=2.0733e-3*exp(16.436*C(i));
PeqT=((Tl(i)-313)/20)*(Peq60-Peq40)+Peq40;
%Coeficiente de difusión liquido
Dco2lo=1.4e-9;
Dco2l=Dco2lo*((647-303)/(647-Tl(i)))^6;%m2/s
%Propiedades del gas
uv=Fco*uco/F(i)+Fco2(i)*uco2/F(i)+Fn*un/F(i)+Fh2*uh2/F(i);
dv=P*(Fco*28/F(i)+Fco2(i)*44/F(i)+Fn*28/F(i)+Fh2*2/F(i))/(0.08206*Tg);%kg/m3
%Cálculo de coeficientes de transferencia de masa y area efectiva
aw=a*(1-exp(-
1.45*(oc/oL)^0.75*(Lw(i)/(a*uL))^0.1*((Lw(i)^2*a)/(dL^2*g))^(-
0.05*(Lw(i)^2/(dL*oL*a))^0.2));%m2
kL=0.0051*(Lw(i)/(aw*uL))^(2/3)*(uL/(dL*Dco2l))^(-
1/2)*(a*dp)^0.4*(dL/(uL*g))^(-1/3);%m/s
kG=5.23*(Vw(i)/(a*uv))^0.7*(uv/(dv*Dco2v))^(1/3)*(a*dp)^(-
2*(a*Dco2v/(R*Tg)));%kmol/s.m2.bar
%Cálculo del factor de correccion debido a la reacción
kr=10^(10.99-2152/Tl(i));%m3/kmols
ha=((kr*Mmea*Dco2l)^(1/2))/kL;
E=(1+ha^2)^(1/2);
%Altura de la columna
Z(i+1)=Z(i)+dz;
B=((100/kG)+(Hcm(i)/(kL*E)))^-1;%kmol/kPa.m2.s
Pco2=Fco2(i)*P*101.3/F(i);%kPa
Y(i+1)=Y(i)-((S*aw*B*(Pco2-PeqT)*(1-Y(i))^2)/Gs)*dz;
%Balance de materia
Fco2(i+1)=Gs*1000*Y(i+1)/(1-Y(i+1));
F(i+1)=Fco+Fco2(i+1)+Fn+Fh2;
Lw(i+1)=Lw(i)-(Fco2(i)-Fco2(i+1))*0.044/S;
Vw(i+1)=Vw(i)-(Fco2(i)-Fco2(i+1))*0.044/S;
C(i+1)=((10.2625-(Fco2(1)-Fco2(i+1)))*60)/((Fsol(1)-(Fco2(1)-
Fco2(i+1))*44/1000)*150);
%Balance de energía
Tl(i+1)=Tl(i)-(Fco2(i)-Fco2(i+1))*0.044*454.5/(Fsol(1)-(Fco2(1)-
Fco2(i+1))*44/1000);
i=i+1;
end
%Sobredimensionamiento
H=1.15*Z(i);
%Resultados de la simulación
fprintf('La columna de absorción en estado estacionario posee los
siguientes parametros \n')
fprintf('Diámetro: %.2f m \n',D)
fprintf('Altura: %.2f m \n',H)
subplot(2,1,1);
plot(Y,Z);
title('Altura vs Fraccion molar CO2 ');
legend('Y');
ylabel('Altura (m)');xlabel('Fracción molar CO2')
subplot(2,1,2);
plot(Tl,Z);
title('Altura vs Temperatura')
legend('T');
ylabel('Altura (m)');xlabel('Temperatura (K)')
%Equipos secundarios
%Intercambiador de calor 1
%Calor transferido; kJ/h
Tco=340.5;

```

$$Q = (L_w(i) * S) * 4.18 * (388.6 - T_{co}) * 3600;$$

%Temperatura que adquiere la solución cargada; kg/h

$$T_f = T_l(1) + Q / ((L_w(1) * S) * 4.18 * 3600);$$

Resultados de la simulación de la columna de absorción:

En la Tabla AV.2 se muestran las condiciones de operación de la columna de absorción obtenidas mediante la programación.

Tabla AV.2. Condiciones de operación en la columna de absorción

	Parámetro	Valor
Entrada	Temperatura de la solución limpia (K)	313,00
	Presión (kPa)	101,13
	Carga de la solución limpia (mol CO ₂ /mol MEA)	0,15
	Flujo de solución (kg/h)	29 556,00
	Temperatura del gas (K)	313,00
	Flujo (CO) (mol/s)	0,06
	Flujo (CO ₂) (mol/s)	7,18
	Flujo (H ₂) (mol/s)	9,39
	Flujo (N ₂) (mol/s)	3,08
Salida	Temperatura de la solución cargada (K)	330,50
	Presión (kPa)	101,13
	Carga de la solución cargada (mol CO ₂ /mol MEA)	0,50
	Flujo de solución (kg/h)	30 691,73
	Temperatura del gas (K)	313
	Flujo (CO) (mol/s)	0,06
	Flujo (CO ₂) (mol/s)	0,01
	Flujo (H ₂) (mol/s)	9,39
	Flujo (N ₂) (mol/s)	3,08
Dimensionamiento	Altura (m)	8,19
	Diámetro (m)	0,80
	Número de Lechos	2
	Altura de cada Lecho (m)	4,10

Columna de desorción:

El diseño de la columna de regeneración de la solución se realizó mediante el número de unidades de transferencia debido a que este sistema se asemeja más a una destilación y existen correlaciones para estos cálculos en bibliografía (Kohl y Nielsen, 1997, pp.109-114).

Diámetro de la columna:

Mediante las condiciones establecidas en la sección 3.5 se tiene que el gas ascendente de la columna tendrá una relación molar de alrededor de 2:1 (molH₂O: molCO₂) en el punto más alto de la columna.

Se determinó el valor de la relación de flujos según la Ecuación AIV.1 (Sinnott y Towler, 2013, p. 901):

$$V_W^* = \frac{7,18 \cdot 44 + 14,36 \cdot 18 \text{ kg}}{1\,000 \cdot A} \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$V_W^* = \frac{0,574 \text{ kg}}{A} \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$\delta_V = \frac{0,574 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{21,54 \frac{\text{mol}}{\text{s}}} * \frac{\text{mol}}{22,4 \text{ L}} * \frac{1\,000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} * \frac{273 \text{ K}}{388,6 \text{ K}} * \frac{24,7 \text{ psia}}{14,7} = 1,40 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$F_{LV} = \frac{\frac{8,21 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{A}}{\frac{0,574 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{A}} \sqrt{\frac{1,40}{1\,000}}$$

$$F_{LV} = 0,54$$

A partir de la Figura AIII.9 con una caída de presión de 20mm H₂O se obtuvo:

$$K_4 = 0,46$$

En inundación $K_4 = 1,05$

Se calculó el porcentaje de inundación mediante la Ecuación AIV.2 (Sinnott y Towler, 2013, p. 901):

$$\% \text{ de inundamiento} = 100 * \left(\frac{0,46}{1,05} \right)^{1/2}$$

$$\% \text{ de inundamiento} = 66 \%$$

Se acepta el diseño con una caída de presión de 20 mmH₂O/m, por tanto se calcula el área mediante la Ecuación AIV.3 (Sinnott y Towler, 2013, p. 901):

$$K_4 = \frac{13,1 (V_W^*)^2 F_p \left(\frac{u_L}{\delta_L} \right)^{0,1}}{\delta_V (\delta_L - \delta_V)}$$

$$V_W^* = \frac{0,574}{A} \frac{\text{kg}}{\text{s}} = \sqrt{\frac{K_4 \delta_V (\delta_L - \delta_V)}{13,1 F_p \left(\frac{u_L}{\delta_L} \right)^{0,1}}}$$

$$\frac{0,574}{A} \frac{\text{kg}}{\text{s}} = \sqrt{\frac{0,46 * 1,40 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} (1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 1,40 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3})}{13,1 (160 \text{ m}^{-1}) \left(\frac{0,001 \text{ Pa.s}}{1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right)^{0,1}}}$$

$$\frac{0,574}{A} \frac{\text{kg}}{\text{s}} = \sqrt{\frac{643,10}{526,49}}$$

$$A = 0,52 \text{ m}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4}{\pi} * 0,52 \text{ m}^2}$$

$$D = 0,81 \text{ m}$$

Se puede aproximar al diámetro de la columna de absorción dado que el porcentaje de inundamiento es bajo (66 %) por lo tanto:

$$D = 0,80 \text{ m}$$

Altura de la columna de desorción

Se calculó la altura con base en el requerimiento de 20 platos teóricos (Kohl y Nielsen, 1997, pp.109-114):

$$H=HTPE*NTU$$

$$H=0,45m*20$$

$$H=9,00 \text{ m}$$

Sobredimensionamiento del 15 % (Peters y Timmerhauss, 1991, p. 37)

$$H=10,35 \text{ m}$$

La altura máxima de cada lecho se calculó considerando que debe existir máximo una altura de relleno de 8 diámetros de la columna (Sinnott y Towler, 2013, p. 915).

$$H_L=8*D$$

$$H_L=8*0,80 \text{ m}$$

$$H_L=6,40 \text{ m}$$

Debido a que la altura total de la columna es de 10,35 m se dividirá en 2 lechos de 5,18 m cada uno.

Cálculo del flujo de vapor a alimentar:

$$8,21 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * \frac{\text{m}^3}{1000 \text{ kg}} * \frac{264 \text{ gal}}{\text{m}^3} * \frac{1 \text{ lb vapor}}{1 \text{ gal}} * \frac{1 \text{ kg}}{2,2 \text{ lb}} = 0,99 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Caída de presión en la columna

$$20 \frac{\text{mmH}_2\text{O}}{\text{m}} * 10,35 \text{ m} * \frac{\text{cm}}{10 \text{ mm}} * \frac{1 \text{ kPa}}{10,2 \text{ cm}} = 2,03 \text{ kPa}$$

Resultados para la columna de desorción:

En la Tabla AV.3 se muestran las condiciones de operación de la columna de desorción obtenidas a partir de la simulación.

Tabla AV.3. Condiciones de operación en la columna de desorción

	Parámetro	Valor
Entrada	Temperatura de la solución cargada (K)	376,82
	Presión (kPa)	169,93
	Carga de la solución cargada (mol CO ₂ /mol MEA)	0,50
	Flujo de solución (kg/h)	30 691,73
	Temperatura del vapor al <i>re-boiler</i> (K)	413,70
	Flujo de vapor (kg/s)	0,99
Salida	Temperatura de la solución limpia (K)	388,60
	Presión (kPa)	169,93
	Carga de la solución limpia (mol CO ₂ /mol MEA)	0,15
	Flujo de solución (kg/h)	29 556,00
	Temperatura del gas (K)	388,60
	Presión del gas (kPa)	167,90
	Flujo (CO ₂) (mol/s)	7,17
Dimensionamiento	Altura (m)	10,35
	Diámetro (m)	0,80
	Número de lechos	2
	Altura de cada lecho (m)	5,18

Equipos secundarios requeridos:

Intercambiador de calor (E-1110)

La solución cargada que sale de la columna de absorción debe precalentarse para entrar a la columna de desorción de manera que se realiza un intercambio de calor con la solución limpia de salida del desorbedor como se muestra en la Figura 2.3.

Como condición de diseño se limitó la diferencia de temperaturas de las soluciones a 10 °C y por consiguiente el requerimiento del fluido caliente es 67,5 °C (340,5 K), y se tomó las propiedades de la solución iguales a las del agua (Sinnott y Towler, 2013, p. 1 075). El calor se calculó según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$Q=8,21 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * 4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg.K}} *(388,6-340,5)\text{K}$$

$$Q=1,651*10^3 \text{ kW}=5,943*10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

La temperatura que alcanza la solución cargada se calculó según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$T_f = 330,5 \text{ K} + \frac{Q}{F_i * C_{p_i}}$$

$$T_f = 330,5 \text{ K} + \frac{1,651*10^3 \text{ kW}}{8,53*4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg.K}}}$$

$$T_f = 376,82 \text{ K}$$

Intercambiador de calor (E-1 111)

La solución limpia que sale del desorbedor después de precalentar la solución cargada requiere disminuir su temperatura hasta 40 °C, para esto se utilizó un intercambiador de tubos y coraza enfriado por agua.

El calor se calculó según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$Q=8,21 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * 4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg.K}} *(340,5-313,0)\text{K}$$

$$Q=9,439*10^2 \text{ kW}=3,398*10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

El agua de esta etapa se recirculara en una torre de enfriamiento por tanto el aumento de temperatura en la corriente será de 20 °C.

El flujo de agua de enfriamiento requerido se calculó según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$F_W = \frac{3,398 \cdot 10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}}{4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \cdot 20 \text{ K}}$$

$$F_W = 40\,645,93 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Condensador de la columna de desorción (E-1112)

El vapor que arrastra la corriente de CO₂ debe ser condensada para separar el gas y realizar el reflujo en la columna, para esto se utilizó un condensador enfriado por agua.

El calor transferido se calculó según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$Q = 14,34 \frac{\text{mol}}{\text{s}} \cdot \frac{0,018 \text{ kg}}{1 \text{ mol}} \cdot 2\,215,66 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$Q = 571,91 \text{ kW} = 2,059 \cdot 10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

El agua de esta etapa se recirculara en una torre de enfriamiento por tanto el aumento de temperatura en la corriente será de 20 °C (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

El flujo de agua de enfriamiento se calculó según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$F_W = \frac{2,059 \cdot 10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}}{4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \cdot 20 \text{ K}}$$

$$F_W = 24\,627,54 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Tambor de separación (V-1103)

El objetivo de este equipo es la separación del agua líquida de la corriente. En este sentido se determinó la velocidad de sedimentación del líquido mediante la Ecuación 3.36 (Sinnott y Towler, 2013, p. 769):

$$v=0,0105* \left(\frac{1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 2,29 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{2,29 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$v=0,22 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Con uso de atrapa neblina la velocidad se multiplica en 6,6 veces, por tanto se utiliza el valor de 1,45 m/s (Sinnott y Towler, 2013, p. 769)

Se determinó el diámetro del separador mediante la Ecuación 3.37 (Sinnott y Towler, 2013, p. 769):

$$D= \left(\frac{4*0,149 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{\pi*1,45 \frac{\text{m}}{\text{s}}} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$D=0,36 \text{ m}$$

La altura mínima de líquido en el tambor es de 0,3 m, por lo tanto la altura sobre la alimentación es de 0,36 m y la distancia desde la alimentación al nivel del líquido de 0,18 m.

Re-boiler de la columna de desorción:

Para un flujo de vapor de alimentación de 0,99 kg/s el calor transferido se calculó según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683).

$$Q=0,99 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * 2\,133 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 2\,111,67 \text{ kW} = 7,602 * 10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

ANEXO VI

DISEÑO DEL REACTOR DE METANACIÓN

El diseño del reactor de metanación se realizó mediante la misma metodología que los reactores WGSR en la sección AIII.2 y mediante los criterios de diseño presentes en la sección 3.6.

La temperatura de entrada al reactor se fijó en un valor de 210 °C ya que con este valor se beneficia la conversión de CO y de CO₂ en el proceso (a menores temperaturas no se logra convertir el CO₂ y mayores temperaturas implican mayor gasto en equipos de transferencia de calor y la resistencia mecánica de los metales decrece con la temperatura, implicando mayor costo del equipo) y la presión de operación se fijó en un valor de 100 bar (10 MPa) (Huazhang, 2013, p.5; Matrostech, 2016, p. 17).

Las constantes de velocidad de reacción requeridas para el cálculo se muestran desde la Ecuación AVI.1 a la AVI.6 (Er-rbib y Bouallou, 2013, pp. 542-544) :

$$k_1 = 3,34 \cdot 10^6 \cdot \exp \left[-\frac{74\,000}{RT} \right] \quad [\text{AVI.1}]$$

$$k_2 = 9,62 \cdot 10^{14} \cdot \exp \left[-\frac{161\,740}{RT} \right] \quad [\text{AVI.2}]$$

$$k_{\text{OH}} = 3,97 \cdot 10^{-7} \cdot \exp \left[\frac{72\,650}{RT} \right] \quad [\text{AVI.3}]$$

$$k_c = 8,1 \cdot 10^{-6} \cdot \exp \left[\frac{61\,200}{RT} \right] \quad [\text{AVI.4}]$$

$$k_\alpha = 9,3 \cdot 10^{-2} \cdot \exp \left[\frac{6\,500}{RT} \right] \quad [\text{AVI.5}]$$

$$K_{\text{eq}} = \exp \left[\frac{4\,400}{RT} - 4,063 \right] \quad [\text{AVI.6}]$$

Donde:

k_1 : Constante de velocidad, (mol/kg_{cat}.s)

k_2 : Constante de velocidad, (mol/bar^{-1.5}.kg_{cat}.s)

- k_{OH} : Constante de adsorción, ($\text{bar}^{-1/2}$)
- k_c : Constante de adsorción, (bar^{-1})
- K_a : Combinación de las constantes de adsorción de CO, H₂, CO₂, H₂O
- R: Constante universal de los gases; 8,3144 (J/mol.K)
- T: Temperatura absoluta, (K)
- K_{eq} : Constante de equilibrio de la reacción a la temperatura T

Se condicionó la salida de CO y CO₂ a un valor de 10 ppm ya que con este valor se logra preservar el catalizador del proceso Haber-Bosch (Huazhang, 2013, p.16, párrafo deactivation).

Código de MATLAB

```

                                %METANADOR
clear all
%Contador, w(g) y Condiciones iniciales P(bar), T(K)
i=1;dw=10;x1(1)=0;x2(1)=0;w(1)=0;P(i)=100;T(i)=483;R=8.3144;
%mol/s; Flujos iniciales
Fcoo=0.0626;Fho=9.392;Fch4o=0;Fh2oo=0;Fn(1)=3.0823;Fco2o=0.00125;
%mol/s; Variables de flujo
Fco(i)=Fcoo;Fh2(i)=Fho;Fch4(i)=Fch4o;Fh2o(i)=Fh2oo;Fco2(i)=Fco2o;F(i)=Fco
(i)+Fh2(i)+Fch4(i)+Fh2o(i)+Fco2(i)+Fn(1);
%mm; Diámetro del reactor y area transversal
D=0.40;As=(pi*D^2)/4;
%Datos Catalizador, diametro, fraccion vacio y densidad bulk
Dp=0.005;denc=1200;denreal=0.36*6670+0.64*3950;fv=1-(denc/denreal);
%Fracción molar de CO restante
CO2=Fco2(i)/F(i);
%Entalpia de reactivos
Tm=(T(1)+298)/2;
cph2o=((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(c
osh(1169/Tm)))^2)/1000;
cpco2=((29370)+34540*((1428/Tm)/(sinh(1428/Tm)))^2+26400*((588/Tm)/(cosh(
588/Tm)))^2)/1000;
cpco=((29108)+8773*((3085.1/Tm)/(sinh(3085.1/Tm)))^2+8455.3*((1538.2/Tm)/
(cosh(1538.2/Tm)))^2)/1000;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)
/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2=((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(5
67.6/Tm)))^2)/1000;
cpch4=((33298)+79933*((2086.9/Tm)/(sinh(2086.9/Tm)))^2+41602*((991.96/Tm)
/(cosh(991.96/Tm)))^2)/1000;
Hr=(Fco(1)*cpco+Fh2(1)*cph2+Fch4(1)*cpch4+Fh2o(1)*cph2o+Fn(1)*cpn+Fco2(1)
*cpco2)*(T(1)-298);
%Lazo de cálculo hasta obtener máximo 10 ppm de CO2
while CO2>0.00001%10ppm=0.00001

```

```

%Cálculo de presiones parciales bar, viscosidad Pa.s, densidad kg/m3 y
flujo masico Kg/m2s
Pco(i)=Fco(i)*P(i)/F(i);Ph2(i)=Fh2(i)*P(i)/F(i);Pch4(i)=Fch4(i)*P(i)/F(i)
;Ph2o(i)=Fh2o(i)*P(i)/F(i);Pn(i)=Fn(1)*P(i)/F(i);Pco2(i)=Fco2(i)*P(i)/F(i)
);
uco(i)=1.1127e-6*(T(i)^0.5338)/(1+94.7/T(i));uh2o(i)=1.7096e-
8*(T(i)^1.1146);uco2(i)=2.148e-6*(T(i)^0.46)/(1+290/T(i));uh2(i)=1.797e-
7*(T(i)^0.685)/(1-0.59/T(i)+140/(T(i)^2));
uch4(i)=5.2546e-7*(T(i)^0.59006)/(1+105.67/T(i));un(i)=6.5592e-
7*(T(i)^0.6081)/(1+54.714/T(i));u(i)=uco(i)*Pco(i)/P(i)+uh2o(i)*Ph2o(i)/P
(i)+uco2(i)*Pco2(i)/P(i)+uh2(i)*Ph2(i)/P(i)+uch4(i)*Pch4(i)/P(i)+un(i)*Pn
(i)/P(i);
den(i)=P(i)*(Pco(i)*28/P(i)+Ph2(i)*2/P(i)+Pch4(i)*16/P(i)+Ph2o(i)*18/P(i)
+Fn(1)*28/F(i)+Pco2(i)*44/P(i))/(0.083144*T(i));
Gco(i)=Fco(i)*28/(1000*As);Gh2(i)=Fh2(i)*2/(1000*As);Gch4(i)=Fch4(i)*16/(
1000*As);Gh2o(i)=Fh2o(i)*18/(1000*As);Gn(1)=Fn(1)*28/(1000*As);Gco2(i)=Fc
o2(i)*44/(1000*As);G(i)=Gco(i)+Gh2(i)+Gch4(i)+Gh2o(i)+Gn(1)+Gco2(i);
F(i)=Fco(i)+Fh2(i)+Fch4(i)+Fh2o(i)+Fn(1)+Fco2(i);
%Balance de masa
%Parámetros cinética de reacción metanación
k1(i)=3.34e6*exp(-74000/(R*T(i)));
koh(i)=3.97e-7*exp(72650/(R*T(i)));
kc(i)=8.1e-6*exp(61200/(R*T(i)));
k2(i)=9.62e14*exp(-161740/(R*T(i)));
ka(i)=9.3e-2*exp(6500/(R*T(i)));
keq(i)=exp((4400/(R*T(i)))-4.063);
%Cinética de reacción
r1(i)=((k1(i)*kc(i)*Pco(i)^0.5*Ph2(i)^0.5)/((1+kc(i)*Pco(i)+koh(i)*Ph2o(i)
)*Ph2(i)^0.5^2))/1000;%conversion kgcat/gcat
r2(i)=(k2(i)*(ka(i)*Pco(i)*Ph2o(i)*Ph2(i)^-0.5)-
(Pco2(i)*Ph2(i)^0.5)/keq(i))/((1+kc(i)*Pco(i)+koh(i)*Ph2o(i)*Ph2(i)^0.5)^
2))/1000;
r(i)=r1(i)+r2(i);
%Conversion en el paso (i) y flujos para el siguiente paso
x1(i+1)=x1(i)+(r1(i)/Fcoo)*dw;%#ok<*SAGROW>
x2(i+1)=x2(i)+(r2(i)/Fcoo)*dw;
Fco(i+1)=Fcoo*(1-x1(i+1)-x2(i+1));
Fh2(i+1)=Fho-
3*Fcoo*(x1(i+1))+Fcoo*(x2(i+1));Fch4(i+1)=Fch4o+Fcoo*(x1(i+1));
Fh2o(i+1)=Fh2oo+Fcoo*(x1(i+1))-
Fcoo*(x2(i+1));Fco2(i+1)=Fco2o+Fcoo*(x2(i+1));
F(i+1)=Fco(i+1)+Fh2(i+1)+Fch4(i+1)+Fh2o(i+1)+Fn(1)+Fco2(i+1);
%Balance de energía considerando reactor adiabático
Tm=(T(i)+298)/2;
cph2o=((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(c
osh(1169/Tm)))^2)/1000;
cpco2=((29370)+34540*((1428/Tm)/(sinh(1428/Tm)))^2+26400*((588/Tm)/(cosh(
588/Tm)))^2)/1000;
cpco=((29108)+8773*((3085.1/Tm)/(sinh(3085.1/Tm)))^2+8455.3*((1538.2/Tm)/
(cosh(1538.2/Tm)))^2)/1000;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)
/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2=((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(5
67.6/Tm)))^2)/1000;
cpch4=((33298)+79933*((2086.9/Tm)/(sinh(2086.9/Tm)))^2+41602*((991.96/Tm)
/(cosh(991.96/Tm)))^2)/1000;
T(i+1)=298+(206280*Fcoo*x1(i+1)+41100*Fcoo*x2(i+1)+Hr)/((Fco(i+1)*cpco+Fh
2(i+1)*cph2+Fch4(i+1)*cpch4+Fh2o(i+1)*cph2o+Fn(1)*cpn)+Fco(1)*cpco2);
%Caida de presión en el reactor

```

```

P(i+1)=P(i)-((G(i)*(1-fv))/(den(i)*Dp*fv^3))*((150*(1-
fv)*u(i)/Dp)+1.75*G(i))*(dw*4)^3/(1000000*pi*denc*D^2);
%Aumento contador y peso acumulado catalizador
w(i+1)=w(i)+dw;i=i+1;
%Fracción molar de CO2 restante
CO2=Fco2(i)/F(i);
end
%Volumen (+20%) y longitud del reactor
V=w(i)*1.2^3/denc;L=V/(As*1000);
%Resultados de la simulación
fprintf('El reactor de Metanación en estado estacionario posee los
siguientes parametros \n')
fprintf('Volumen del reactor: %.2f L \n',V)
fprintf('Diámetro: %.2f m \n',D)
fprintf('Longitud: %.2f m \n',L)
subplot(2,1,1);
plot(w,Fco,w,Fch4,w,Fh2o,w,Fco2);
title('Flujos vs peso de catalizador')
legend('Fa','Fc','Fd','Fe');
ylabel('Flujo (mol/s)');xlabel('Peso catalizador (kg)')
subplot(2,1,2);
plot(w,T);
title('Temperatura vs peso de catalizador')
legend('T');
ylabel('Temperatura (K)');xlabel('Peso catalizador (kg)')
%Costos
%kW; Potencia del compresor
Tm=313;
cph2o=((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(c
osh(1169/Tm)))^2)/1000;
cpc2=((29370)+34540*((1428/Tm)/(sinh(1428/Tm)))^2+26400*((588/Tm)/(cosh(
588/Tm)))^2)/1000;
cpco=((29108)+8773*((3085.1/Tm)/(sinh(3085.1/Tm)))^2+8455.3*((1538.2/Tm)/
(cosh(1538.2/Tm)))^2)/1000;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)
/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2=((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(5
67.6/Tm)))^2)/1000;
cpch4=((33298)+79933*((2086.9/Tm)/(sinh(2086.9/Tm)))^2+41602*((991.96/Tm)
/(cosh(991.96/Tm)))^2)/1000;
cp=(Fco(1)*cpco+Fh2(1)*cph2+Fch4(1)*cpch4+Fh2o(1)*cph2o+Fn(1)*cpn+Fco2(1)
*cpc2)/F(1);
kcp=cp/(cp-8.3144);m=(kcp-1)/(kcp*0.8);n=1/(1-m);%Sinnott1225
Work1=4*(8.314*313*n/((n-1)))*((3.17/1)^((n-1)/n)-1)*F(1)/800;
Twl=313*(3.17)^m;
%USD; Capital Costs
Cr=0.035*D^1.066*L^0.082*10^6;
Cc=100*w(i)/1000;
Ccom=0.00433*Work1^0.082*10^6;
%USD; Energy
Cw=0.000613*Work1*10^6;
%Costo total anual
TAC=Cw+(Cr+Cc+Ccom)/3;
fprintf('Costo total anual: USD %.2f \n',TAC)

%Equipos secundarios

%Intercambiador de calor
%Calor transferido; kJ/h
Tco=323;

```

```

Tm=(T(1)+Tco)/2;
cph2o=((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(cosh(1169/Tm)))^2)/1000;
cpco2=((29370)+34540*((1428/Tm)/(sinh(1428/Tm)))^2+26400*((588/Tm)/(cosh(588/Tm)))^2)/1000;
cpco=((29108)+8773*((3085.1/Tm)/(sinh(3085.1/Tm)))^2+8455.3*((1538.2/Tm)/(cosh(1538.2/Tm)))^2)/1000;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2=((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(567.6/Tm)))^2)/1000;
Q1=(Fco(1)*cpco+Fh2o(1)*cph2o+Fco2(1)*cpco2+Fh2(1)*cph2+Fn(1)*cpn)*(T(1)-Tco)*3.6;
%Temperatura de la corriente de salida
Tco=358.99;
Tm=(T(i)+Tco)/2;
cph2o=((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(cosh(1169/Tm)))^2)/1000;
cpco2=((29370)+34540*((1428/Tm)/(sinh(1428/Tm)))^2+26400*((588/Tm)/(cosh(588/Tm)))^2)/1000;
cpco=((29108)+8773*((3085.1/Tm)/(sinh(3085.1/Tm)))^2+8455.3*((1538.2/Tm)/(cosh(1538.2/Tm)))^2)/1000;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2=((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(567.6/Tm)))^2)/1000;
Tcs=T(i)-
Q1/((Fco(i)*cpco+Fh2o(i)*cph2o+Fco2(i)*cpco2+Fh2(i)*cph2+Fn(1)*cpn)*3.6);
%Condensador-Enfriador
Tco=313;
Tm=(Tcs+Tco)/2;
cph2o=((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(cosh(1169/Tm)))^2)/1000;
cpco2=((29370)+34540*((1428/Tm)/(sinh(1428/Tm)))^2+26400*((588/Tm)/(cosh(588/Tm)))^2)/1000;
cpco=((29108)+8773*((3085.1/Tm)/(sinh(3085.1/Tm)))^2+8455.3*((1538.2/Tm)/(cosh(1538.2/Tm)))^2)/1000;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2=((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(567.6/Tm)))^2)/1000;
Q2=(Fco(i)*cpco+Fh2o(i)*cph2o+Fco2(i)*cpco2+Fh2(i)*cph2+Fn(1)*cpn)*(Tcs-Tco)*3.6+Fh2o(i)*2405.97*18*3.6;
Qagua=(Q2)/(20*4.18);
%Compresor alimentacion fresca a convertidor de amoniaco
%kW; Potencia del compresor
Tm=313;
cph2o=((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(cosh(1169/Tm)))^2)/1000;
cpco2=((29370)+34540*((1428/Tm)/(sinh(1428/Tm)))^2+26400*((588/Tm)/(cosh(588/Tm)))^2)/1000;
cpco=((29108)+8773*((3085.1/Tm)/(sinh(3085.1/Tm)))^2+8455.3*((1538.2/Tm)/(cosh(1538.2/Tm)))^2)/1000;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2=((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(567.6/Tm)))^2)/1000;
cpch4=((33298)+79933*((2086.9/Tm)/(sinh(2086.9/Tm)))^2+41602*((991.96/Tm)/(cosh(991.96/Tm)))^2)/1000;
cp=(Fh2(i)*cph2+Fch4(i)*cpch4+Fn(1)*cpn)/(Fh2(i)+Fch4(i)+Fn(1));

```

$$k_{cp} = c_p / (c_p - 8.3144) ; m = (k_{cp} - 1) / (k_{cp} * 0.85) ; n = 1 / (1 - m) ; \%Sinnott1225$$

$$Work2 = (8.314 * 313 * n / ((n - 1))) * ((292.6 / 99.9)^{(n - 1) / n} - 1) * (F_{h2(i)} + F_{ch4(i)} + F_n(1)) / 850 ;$$

$$T_{w2} = 313 * (292.6 / 99.9)^m ;$$

Resultados de la simulación del reactor de metanación

Tabla AVI.1. Condiciones de operación en el reactor de metanación

	Parámetro	Valor
Entrada	Temperatura (K)	483,00
	Presión (MPa)	10,00
	Flujo (CO) (mol/s)	0,06
	Flujo (CO ₂) (mol/s)	0,01
	Flujo (H ₂) (mol/s)	9,39
	Flujo (N ₂) (mol/s)	3,08
	Flujo total (mol/s)	12,54
Salida	Temperatura (K)	520,90
	Presión (MPa)	9,99
	Flujo (CO) (ppm)	<10
	Flujo (H ₂ O) (mol/s)	0,065
	Flujo (CO ₂) (ppm)	<10
	Flujo (H ₂) (mol/s)	9,20
	Flujo (N ₂) (mol/s)	3,08
	Flujo (CH ₄) (mol/s)	0,064
	Flujo total (mol/s)	12,41
Dimensionamiento	Longitud (m)	1,05
	Diámetro (m)	0,40
	Volumen (L)	132,18
	Caída de presión (MPa)	0,01

Equipos secundarios requeridos:

Compresor (K-1102)

El gas proveniente del absorbedor debe comprimirse hasta 10 Mpa para ingresar al reactor de metanación. Para esto se utilizará un compresor de múltiple etapa con enfriamiento de manera que la corriente de salida tenga una temperatura de

50°C. Los cálculos respectivos a este equipo se encuentran en el código de MATLAB en la sección equipos secundarios.

Intercambiador de calor (E-1104)

El gas comprimido debe alcanzar la temperatura de entrada del reactor que corresponde a 483 K (210 °C), esto se realiza mediante un intercambio con la corriente de salida del reactor.

Calor transferido se calculó según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$Q = \left(\sum F_i \cdot C_{p_i} \right) (483 - 323)$$

$$Q = 2,057 \cdot 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 5,714 \cdot 10^4 \text{ W}$$

La temperatura que alcanza la corriente de salida del reactor se calculó según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$T_{cs} = 520,90 \text{ K} - \frac{Q}{\left(\sum F_i \cdot C_{p_i} \right)}$$

$$T_{cs} = 358,99 \text{ K} = 85,99 \text{ °C}$$

Condensador –Enfriador (E-1105)

El agua en la corriente de salida del reactor se debe remover para evitar el envenenamiento del catalizador Haber-Bosch, para esto se utilizará un condensador enfriado por agua.

Cuando la cantidad de no condensables en la corriente es mayor al 70% el condensador se diseña considerándolo como un intercambiador sin cambio de fase, el presente caso se alinea en este criterio dado que la cantidad de agua a condensar corresponde al 0,52 % w/w (Sinnott y Towler, 2013, p. 1124).

El calor transferido se calculó según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$Q = \left(\sum F_i \cdot C_{p_i} \right) (358,99 - 313,00) + F_{H_2O} \cdot L_p$$

$$Q = 6,798 \cdot 10^4 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 1,888 \cdot 10^4 \text{ W}$$

El flujo de agua de enfriamiento se calculó según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$6,798 \cdot 10^4 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = F_w \cdot 4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \cdot (20) \text{ K}$$

$$F_w = 813,17 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Para el caso de condensadores parciales, se recomienda que el vapor se sitúe en el lado de la coraza y el fluido de enfriamiento por los tubos (Sinnott y Towler, 2013, p. 1 124).

Tambor de separación (V-1101)

El objetivo de este equipo es la separación del agua líquida de la corriente.

Se determinó la velocidad de sedimentación del líquido mediante la Ecuación 3.36 (Sinnott y Towler, 2013, p. 769):

$$v = 0,0105 \cdot \left(\frac{1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 33,09 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{33,09 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$v = 0,057 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Se determinó el diámetro del separador mediante la Ecuación 3.37 (Sinnott y Towler, 2013, p. 769):

$$D = \left(\frac{4 \cdot 0,0032 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{\pi \cdot 0,057 \frac{\text{m}}{\text{s}}} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$D = 0,27 \text{ m}$$

La altura mínima de líquido en el tambor es de 0,3 m.

Por tanto la altura sobre la alimentación es de 0,27 m y la distancia desde la alimentación al nivel del líquido de 0,13 m.

En la Figura AvII.1 la corriente 13 es el gas de síntesis fresco a alimentar, esta pasa por el compresor C-401A para alcanzar la presión de operación del lazo y se mezcla con la corriente 12 que constituye el reciclo, la corriente 2 pasa por el separador V-401 para extraer el amoníaco de los gases incondensables (N_2 , H_2 y CH_4), en este punto se realiza la purga para controlar el contenido de inertes en el lazo, luego de esto la corriente se hace pasar por el compresor C-402 que permite llegar a la presión de operación del reactor, la corriente 4 se hace pasar por el intercambiador de calor E-403 para calentarla con la corriente de productos y luego dividirse en varias porciones según cuantos enfriamientos directos se realizarán, una de estas porciones es la corriente 6 o alimentación principal que se hace pasar por el intercambiador E-401 para que alcance la temperatura inicial requerida a la entrada del reactor (Penkuhn y Tsatsaronis, 2016, p. 5).

La reacción de producción de amoníaco es exotérmica por lo que la mezcla se calienta al pasar por cada lecho, al superar la temperatura en la que el equilibrio se desplaza hacia los reactivos se requiere un enfriamiento, en este caso es enfriamiento directo con las corrientes de reactivos que se obtuvieron a partir de la corriente 5. A la salida del reactor se obtiene la corriente 8 que se utiliza para calentar la alimentación principal, luego se hace pasar por el evaporador E-402 para aprovechar parte de la energía liberada por la reacción, después de esto se realiza el intercambio con la corriente de reciclo, y finalmente un enfriamiento con agua en el intercambiador E-404 para conseguir la condensación del amoníaco producido (Penkuhn y Tsatsaronis, 2016, p. 7).

Condiciones de operación para el sistema:

La temperatura de operación para el convertidor de amoníaco estará entre 400 y 500 °C y la presión de operación será 300 bar (30 MPa) dado que a estas condiciones se favorece tanto el equilibrio como la velocidad de reacción en el convertidor, así como la temperatura de operación del condensador para separar el producto final (Huazhang, 2013, pp. 5, 30; Matrostech, 2016, p. 19).

La temperatura de operación del condensador es de 30 °C, de esta manera la

cantidad de amoníaco en la corriente gaseosa a la salida del separador es de 8,8 % y se utiliza agua como fluido de enfriamiento (Jennings, 2002, p. 261).

Para el diseño del convertidor se tiene que la conversión por paso se encuentra entre 20-30 %, por lo tanto se considerará una conversión por paso del 25 % para el diseño del reactor, además el contenido de inertes en la purga se fijó en un 18 % (Huazhang, 2013, p. 30).

Para el catalizador utilizado se sugiere no superar los 480°C, por esta razón se condiciona el primer lecho a este valor. La relación de tamaño de los lechos según bibliografía es de 1:2,5 por lo que se ajustó la división de flujo del enfriamiento directo para alcanzar esta relación (Huazhang, 2013, pp. 176,177).

Balance de materia y energía en el lazo:

Mediante un balance de masa global se tiene como única entrada el gas de síntesis fresco cuya composición se encuentra en la Tabla AVII.1. Las corrientes que salen del sistema son la purga y el amoníaco condensado.

Tabla AVII.1. Alimentación fresca al convertidor de amoníaco

Parámetro	Valor
Flujo (H ₂) (mol/s)	9,200
Flujo (N ₂) (mol/s)	3,080
Flujo (CH ₄) (mol/s)	0,064
Flujo total (mol/s)	12,344
Flujo total (g/s)	105,66

Balance de masa de inertes:

El flujo de la purga se determinó con base en lo discutido, considerando que el contenido de metano en la purga es de 18%:

$$100 \% * \frac{0,0637 \frac{\text{mol}}{\text{s}}}{18 \%} = 0,354 \frac{\text{mol}}{\text{s}}$$

Composición de la purga:

$$F_{CH_4} = 0,0637 \frac{\text{mol } CH_4}{s}$$

$$F_{NH_3} = 8,8 \% NH_3 * \frac{0,0637 \frac{\text{mol}}{s}}{18 \%} = 0,031 \frac{\text{mol } NH_3}{s}$$

Considerando el exceso de nitrógeno en la alimentación y una relación de reactivos de 3:1 se tiene en la purga:

Exceso de nitrógeno en la alimentación:

$$f_N = \left(3,08 - \frac{9,20}{3} \right) \frac{\text{mol } N_2}{s}$$

$$f_N = 0,0133 \frac{\text{mol } N_2}{s}$$

Contenido de nitrógeno e hidrógeno en la purga con relación 3:1:

$$F(H_2 + N_2) = 0,246$$

$$F_{H_2} = 0,1843 \frac{\text{mol } H_2}{s}$$

$$F_{N_2} = 0,0748 \frac{\text{mol } N_2}{s}$$

$$F = 4,011 \frac{g}{s}$$

Flujo de amoníaco:

$$F = 101,65 \frac{g}{s} * \frac{1 \text{ mol } NH_3}{17 g} = 5,98 \frac{\text{mol } NH_3}{s}$$

Se condicionó el flujo de salida de NH_3 del reactor a un valor de 6,01 mol/s ya que con este valor se mantiene balance de materia y energía realizado para la cantidad de reactivo fresco alimentado.

Para una conversión por paso del 25% los flujos totales de entrada al reactor son:

$$FH_2 = 100 \% * \frac{6,01 \frac{\text{mol NH}_3}{\text{s}}}{25 \%} * \frac{1,5 \text{ mol H}_2}{1 \text{ mol NH}_3} = 36,060 \frac{\text{mol H}_2}{\text{s}}$$

En el caso del nitrógeno se considera el exceso existente en la corriente:

$$FN_2 = 14,056 \frac{\text{mol N}_2}{\text{s}}$$

A la salida del reactor:

$$FH_2 = 27,045 \frac{\text{mol H}_2}{\text{s}}$$

$$FN_2 = 11,051 \frac{\text{mol N}_2}{\text{s}}$$

Estos flujos se conservan hasta el separador donde se pierde lo calculado en la purga, por tanto los flujos después de la purga son:

$$FH_2 = 26,860 \frac{\text{mol H}_2}{\text{s}}$$

$$FN_2 = 10,976 \frac{\text{mol N}_2}{\text{s}}$$

Estos dos componentes constituyen el 73,2 % de la corriente por tanto el flujo total es de 51,689 mol/s. De esta manera los flujos y composiciones del reciclo son:

$$FH_2 = 26,860 \frac{\text{mol H}_2}{\text{s}}$$

$$FN_2 = 10,976 \frac{\text{mol N}_2}{\text{s}}$$

$$FNH_3 = 4,549 \frac{\text{mol NH}_3}{\text{s}}$$

$$F_{CH_4} = 9,304 \frac{\text{mol CH}_4}{\text{s}}$$

Lazo de cálculo

El lazo de cálculo establecido determina la conversión en un diferencial de volumen del reactor en función de su temperatura, presión y concentraciones de reactivos y productos; después con la conversión obtenida se calculan los nuevos flujos y propiedades de las corrientes para el siguiente diferencial considerando una operación adiabática.

Las ecuaciones diferenciales se solucionaron según el método de Euler que se muestra en la Ecuación AIII.9 (Luyben, 2007, p. 270).

De esta manera, mediante las ecuaciones discutidas anteriormente se generó la programación en el software Matlab 2014a que se muestra a continuación.

Código de MATLAB

```

                                %Convertidor de Amoniaco
clear all
%Contador, w(g) y Condiciones iniciales P(bar), T(K)
i=1; dw=200; x(1)=0; w(1)=0; P(i)=300; T(i)=633; R=1.987;
%mol/s; Flujos iniciales
FH=36.060; FN=14.056; FNH3=4.549; FI=9.304;
FT=FH+FN+FNH3+FI;
f=1.6927; %Factor de division de flujo en quench y alimentacion principal
Fho=FH/f; Fno=FN/f; Fnh3o=FNH3/f; Fio=FI/f;
%mol/s; Variables de flujo
Fh2(i)=Fho; Fn(i)=Fno; Fnh3(i)=Fnh3o; Fi(i)=Fio; F(i)=Fh2(i)+Fn(i)+Fnh3(i)+Fi(i);
% m; m2; Diámetro del reactor y area transversal
D=0.9; As=(pi*D^2)/4;
%Datos Catalizador, diametro, fraccion vacio y densidad bulk
Dp=0.002; denc=2200; denreal=0.92*5242+0.08*5220; fv=1-(denc/denreal);
%Entalpia de reactivos
Tm=(T(i)+298)/2;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2=((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(567.6/Tm)))^2)/1000;
cpch4=((33298)+79933*((2086.9/Tm)/(sinh(2086.9/Tm)))^2+41602*((991.96/Tm)/(cosh(991.96/Tm)))^2)/1000;
cpnh3=((33427)+48980*((2036/Tm)/(sinh(2036/Tm)))^2+22560*((882/Tm)/(cosh(882/Tm)))^2)/1000;

```

```

Hr=(Fho(1)*cph2+Fno*cpn+Fnh3o*cpnh3+Fio*cpch4)*(T(i)-298);
%Lazo del primer lecho catalítico hasta alcanzar temperatura máxima de
%operación
xh2(i)=Fh2(i)/F(i);xn(i)=Fn(i)/F(i);xnh3(i)=Fnh3(i)/F(i);xch4(i)=Fi(i)/F(
i);
while T(i)<753
%kPa; Presiones parciales
Ph2(i)=Fh2(i)*P(i)/F(i);Pn(i)=Fn(i)*P(i)/F(i);Pnh3(i)=Fnh3(i)*P(i)/F(i);P
i(i)=Fi(i)*P(i)/F(i);
%Pa.s; Viscosidad funcion de temperatura
ua(i)=(856.94+1.8906*(T(i)-273)-3.6221e-4*(T(i)-273)^2-3.7343e-4*(T(i)-
273)*P(i)/10+5.3485e-4*(P(i)/10)^2)*10^-8;
ub(i)=(1846+3.3715*(T(i)-273)+3.416e-3*(T(i)-273)*P(i)/10+6.044e-
3*(P(i)/10)^2)*10^-8;
uc(i)=(43569-8460.5*log(T(i)-273)-25907*(T(i)-273)^-1+1.0883*(T(i)-
273)^2-1.1781e-4*(T(i)-273)^3-0.01807*(T(i)-
273)*P(i)/10+0.02574*(P(i)/10)^2)*10^-8;
ud(i)=(1343.9+0.84653e-2*(T(i)-273)^2-0.77685e-5*(T(i)-273)^3-0.60536e-
2*(T(i)-273)*P(i)/10+0.01014*(P(i)/10)^2)*10^-8;
u(i)=ua(i)*Ph2(i)/P(i)+ub(i)*Pn(i)/P(i)+uc(i)*Pnh3(i)/P(i)+ud(i)*Pi(i)/P(
i);
%kg/m3; Densidad de gases
z=(Ph2(i)*1.15/P(i)+Pn(i)*1.14/P(i)+Pnh3(i)*0.89/P(i)+Pi(i)*1.11/P(i));%F
actor compresibilidad
den(i)=P(i)*(Ph2(i)*2/P(i)+Pn(i)*28/P(i)+Pnh3(i)*17/P(i)+Pi(i)*16/P(i))/(
z*0.083144*T(i));
%Kg/m2s; Flujo másico
Gh2(i)=Fh2(i)*2/(1000*As);Gn(i)=Fn(i)*28/(1000*As);Gnh3(i)=Fnh3(i)*17/(10
00*As);Gi(i)=Fi(i)*16/(1000*As);G(i)=Gh2(i)+Gn(i)+Gnh3(i)+Gi(i);
F(i)=Fh2(i)+Fn(i)+Fnh3(i)+Fi(i);
xh2(i)=Fh2(i)/F(i);xn(i)=Fn(i)/F(i);xnh3(i)=Fnh3(i)/F(i);xch4(i)=Fi(i)/F(
i);
%Balance de masa
%Constante de equilibrio de la reacción
Keq=10^(-2.69112*log10(T(i))-5.51926e-5*T(i)+1.84886e-
7*T(i)^2+2001.6/T(i)+2.6899);
k2=0.85*90*exp((-40500/R)*(1/T(i)-1/723));
%Cinética de reacción
%Fugacidad
fh2=Ph2(i)*1.105;fn=Pn(i)*1.155;fnh3=Pnh3(i)*0.855;
r(i)=k2*(Keq^2*fn*(fh2^3/fnh3^2)^0.5-
(fnh3^2/fh2^3)^0.5)*(1.5/3600000);%molh2/s.gcat
%Conversion en el paso (i) y flujos para el siguiente paso
x(i+1)=x(i)+(r(i)/Fho)*dw; %#ok<*SAGROW>
Fh2(i+1)=Fho*(1-x(i+1));Fn(i+1)=Fno-
Fho*(x(i+1))/3;Fnh3(i+1)=Fnh3o+Fho*(x(i+1))/1.5;Fi(i+1)=Fi(i);F(i+1)=Fh2(
i+1)+Fn(i+1)+Fnh3(i+1)+Fi(i+1);
%Balance de energía considerando reactor adiabático
Tm=(T(1)+298)/2;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)
/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2=((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(5
67.6/Tm)))^2)/1000;
cpch4=((33298)+79933*((2086.9/Tm)/(sinh(2086.9/Tm)))^2+41602*((991.96/Tm)
/(cosh(991.96/Tm)))^2)/1000;
cpnh3=((33427)+48980*((2036/Tm)/(sinh(2036/Tm)))^2+22560*((882/Tm)/(cosh(
882/Tm)))^2)/1000;
T(i+1)=298+(46200*Fho*x(i+1)/1.5+Hr)/((Fh2(i+1)*cph2+Fn(i+1)*cpn+Fnh3(i+1)
)*cpnh3+Fi(i+1)*cpch4);
%Caída de presión en el reactor

```

```

P(i+1)=P(i)-((G(i)*(1-fv))/(den(i)*Dp*fv^3))*((150*(1-
fv)*u(i)/Dp)+1.75*G(i))*(dw*4)/(1000000*pi*denc*D^2);
%Aumento contador y peso acumulado catalizador
w(i+1)=w(i)+dw;i=i+1;
end
%Cálculos Quenching
%Variables previo al Quench
j=i;Tj=T(i);
%Flujo de reactivos a añadir, Flujo y Temperatura despues Quench
Fhq=FH-Fho;Fnq=FN-Fno;Fnh3q=FNH3-Fnh3o;Fiq=FI-Fio;Tq=473;
Tm=(T(1)+298)/2;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)
/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2=((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(5
67.6/Tm)))^2)/1000;
cpch4=((33298)+79933*((2086.9/Tm)/(sinh(2086.9/Tm)))^2+41602*((991.96/Tm)
/(cosh(991.96/Tm)))^2)/1000;
cpnh3=((33427)+48980*((2036/Tm)/(sinh(2036/Tm)))^2+22560*((882/Tm)/(cosh(
882/Tm)))^2)/1000;
T(i)=((Fnh3(i)*cpnh3+Fn(i)*cpn+Fh2(i)*cph2+Fi(1)*cpch4)*Tj+(Fnh3q*cpnh3+F
nq*cpn+Fhq*cph2+Fiq*cpch4)*Tq)/((Fnh3(i)*cpnh3+Fn(i)*cpn+Fh2(i)*cph2+Fi(1)
)*cpch4)+(Fnh3q*cpnh3+Fnq*cpn+Fhq*cph2+Fiq*cpch4);
%mol/s; Flujos iniciales
Fho=Fh2(i)+Fhq;Fno=Fn(i)+Fnq;Fnh3o=Fnh3(i)+Fnh3q;Fio=Fi(i)+Fiq;
%mol/s; Variables de flujo
Fh2(i)=Fho;Fn(i)=Fno;Fnh3(i)=Fnh3o;Fi(i)=Fio;F(i)=Fh2(i)+Fn(i)+Fnh3(i)+Fi
(i);
%Entalpia de reactivos
Tm=(T(j)+298)/2;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)
/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2=((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(5
67.6/Tm)))^2)/1000;
cpch4=((33298)+79933*((2086.9/Tm)/(sinh(2086.9/Tm)))^2+41602*((991.96/Tm)
/(cosh(991.96/Tm)))^2)/1000;
cpnh3=((33427)+48980*((2036/Tm)/(sinh(2036/Tm)))^2+22560*((882/Tm)/(cosh(
882/Tm)))^2)/1000;
Hr=(Fho(1)*cph2+Fno*cpn+Fnh3o*cpnh3+Fio*cpch4)*(T(j)-298);
%Lazo del segundo lecho catalítico hasta alcanzar la conversión deseada
x(i)=0;
NH3=Fnh3(i)-FNH3;
xh2(i)=Fh2(i)/F(i);xn(i)=Fn(i)/F(i);xnh3(i)=Fnh3(i)/F(i);xch4(i)=Fi(i)/F(
i);
while NH3<6.01
%kPa; Presiones parciales
Ph2(i)=Fh2(i)*P(i)/F(i);Pn(i)=Fn(i)*P(i)/F(i);Pnh3(i)=Fnh3(i)*P(i)/F(i);P
i(i)=Fi(i)*P(i)/F(i);
%Pa.s; Viscosidad funcion de temperatura
ua(i)=(856.94+1.8906*(T(i)-273)-3.6221e-4*(T(i)-273)^2-3.7343e-4*(T(i)-
273)*P(i)/10+5.3485e-4*(P(i)/10)^2)*10^-8;
ub(i)=(1846+3.3715*(T(i)-273)+3.416e-3*(T(i)-273)*P(i)/10+6.044e-
3*(P(i)/10)^2)*10^-8;
uc(i)=(43569-8460.5*log(T(i)-273)-25907*(T(i)-273)^-1+1.0883*(T(i)-
273)^2-1.1781e-4*(T(i)-273)^3-0.01807*(T(i)-
273)*P(i)/10+0.02574*(P(i)/10)^2)*10^-8;
ud(i)=(1343.9+0.84653e-2*(T(i)-273)^2-0.77685e-5*(T(i)-273)^3-0.60536e-
2*(T(i)-273)*P(i)/10+0.01014*(P(i)/10)^2)*10^-8;
u(i)=ua(i)*Ph2(i)/P(i)+ub(i)*Pn(i)/P(i)+uc(i)*Pnh3(i)/P(i)+ud(i)*Pi(i)/P(
i);
%kg/m3; Densidad de gases

```

```

z=(Ph2(i)*1.15/P(i)+Pn(i)*1.14/P(i)+Pnh3(i)*0.89/P(i)+Pi(i)*1.11/P(i));%F
actor compresibilidad
den(i)=P(i)*(Ph2(i)*2/P(i)+Pn(i)*28/P(i)+Pnh3(i)*17/P(i)+Pi(i)*16/P(i))/(
z*0.083144*T(i));
%Kg/m2s; Flujo másico
Gh2(i)=Fh2(i)*2/(1000*As);Gn(i)=Fn(i)*28/(1000*As);Gnh3(i)=Fnh3(i)*17/(10
00*As);Gi(i)=Fi(i)*16/(1000*As);G(i)=Gh2(i)+Gn(i)+Gnh3(i)+Gi(i);
F(i)=Fh2(i)+Fn(i)+Fnh3(i)+Fi(i);
NH3=Fnh3(i)-FNH3;
xh2(i)=Fh2(i)/F(i);xn(i)=Fn(i)/F(i);xnh3(i)=Fnh3(i)/F(i);xch4(i)=Fi(i)/F(
i);
%Balance de masa
%Constante de equilibrio de la reacción
Keq=10^(-2.69112*log10(T(i))-5.51926e-5*T(i)+1.84886e-
7*T(i)^2+2001.6/T(i)+2.6899);
k2=0.85*90*exp((-40500/R)*(1/T(i)-1/723));
%Cinética de reacción
%Fugacidad
fh2=Ph2(i)*1.105;fn=Pn(i)*1.155;fnh3=Pnh3(i)*0.855;
r(i)=k2*(Keq^2*fn*(fh2^3/fnh3^2)^0.5-
(fnh3^2/fh2^3)^0.5)*(1.5/3600000);%molh2/s.gcat
%Conversion en el paso (i) y flujos para el siguiente paso
x(i+1)=x(i)+(r(i)/Fho)*dw;%#ok<*SAGROW>
Fh2(i+1)=Fho*(1-x(i+1));Fn(i+1)=Fno-
Fho*(x(i+1))/3;Fnh3(i+1)=Fnh3o+Fho*(x(i+1))/1.5;Fi(i+1)=Fi(i);F(i+1)=Fh2(
i+1)+Fn(i+1)+Fnh3(i+1)+Fi(i+1);
%Balance de energía considerando reactor adiabático
Tm=(T(i)+298)/2;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)
/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2=((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(5
67.6/Tm)))^2)/1000;
cpch4=((33298)+79933*((2086.9/Tm)/(sinh(2086.9/Tm)))^2+41602*((991.96/Tm)
/(cosh(991.96/Tm)))^2)/1000;
cpnh3=((33427)+48980*((2036/Tm)/(sinh(2036/Tm)))^2+22560*((882/Tm)/(cosh(
882/Tm)))^2)/1000;
T(i+1)=298+(46200*Fho*x(i+1)/1.5+Hr)/((Fh2(i+1)*cph2+Fn(i+1)*cpn+Fnh3(i+1)
)*cpnh3+Fi(i+1)*cpch4);
%Caída de presión en el reactor
P(i+1)=P(i)-((G(i)*(1-fv))/(den(i)*Dp*fv^3))*((150*(1-
fv)*u(i)/Dp)+1.75*G(i))*(dw^4)/(1000000*pi*denc*D^2);
%Aumento contador y peso acumulado catalizador
w(i+1)=w(i)+dw;i=i+1;
end
F(i)=Fh2(i)+Fn(i)+Fnh3(i)+Fi(i);
xh2(i)=Fh2(i)/F(i);xn(i)=Fn(i)/F(i);xnh3(i)=Fnh3(i)/F(i);xch4(i)=Fi(i)/F(
i);
V1=w(j)/denc;
V2=(w(i)-w(j))/denc;
Rel=V2/V1;
%Volumen (+20%) y longitud del reactor
V=w(i)*1.2/denc;
L=V/(As*1000);
Z=w/(denc*As*1000);
%Resultados de la simulación
fprintf('El reactor HTS en estado estacionario posee los siguientes
parametros \n')
fprintf('Volumen del reactor: %.2f L \n',V)
fprintf('Diámetro: %.2f m \n',D)
fprintf('Longitud: %.2f m \n',L)

```

```

subplot(2,1,1);
plot(Z,xh2,Z,xn,Z,xnh3,Z,xch4);
title('Fracciones molares vs Longitud del reactor')
legend('Xh2','Xn2','Xnh3','Xch4');
ylabel('Fracción molar');xlabel('Longitud del reactor (m)')
subplot(2,1,2);
plot(Z,T);
title('Temperatura vs Longitud del reactor')
legend('T');
ylabel('Temperatura (K)');xlabel('Longitud del reactor (m)')

%Equipos secundarios

%Intercambiadores de calor;

%Intercambiador E-401
%Fluido frio (Desde Tquench)*Corriente 6-7)
Tm=(T(1)+Tq)/2;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2=((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(567.6/Tm)))^2)/1000;
cpch4=((33298)+79933*((2086.9/Tm)/(sinh(2086.9/Tm)))^2+41602*((991.96/Tm)/(cosh(991.96/Tm)))^2)/1000;
cpnh3=((33427)+48980*((2036/Tm)/(sinh(2036/Tm)))^2+22560*((882/Tm)/(cosh(882/Tm)))^2)/1000;
Q1=(Fh2(1)*cph2+Fn(1)*cpn+Fnh3(1)*cpnh3+Fi(1)*cpch4)*(T(1)-Tq)*3.6;
%Fluido caliente
Tm=(T(i)+629)/2;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2=((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(567.6/Tm)))^2)/1000;
cpch4=((33298)+79933*((2086.9/Tm)/(sinh(2086.9/Tm)))^2+41602*((991.96/Tm)/(cosh(991.96/Tm)))^2)/1000;
cpnh3=((33427)+48980*((2036/Tm)/(sinh(2036/Tm)))^2+22560*((882/Tm)/(cosh(882/Tm)))^2)/1000;
T9=T(i)-(Q1/3.6)/((Fh2(i)*cph2+Fn(i)*cpn+Fnh3(i)*cpnh3+Fi(i)*cpch4));
%Evaporador E-402
%Delta T del gas
V=117;
Tco=T9-V;
%Calor recuperado; kJ/h
Tm=(T9+Tco)/2;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2=((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(567.6/Tm)))^2)/1000;
cpch4=((33298)+79933*((2086.9/Tm)/(sinh(2086.9/Tm)))^2+41602*((991.96/Tm)/(cosh(991.96/Tm)))^2)/1000;
cpnh3=((33427)+48980*((2036/Tm)/(sinh(2036/Tm)))^2+22560*((882/Tm)/(cosh(882/Tm)))^2)/1000;
CR=(Fh2(i)*cph2+Fn(i)*cpn+Fnh3(i)*cpnh3+Fi(i)*cpch4)*(T9-Tco)*3.6;
%Vapor generado; kg/h
Tm=(373+273+143.8)/2;
cph2o=((33363)+26790*((2610.5/Tm)/(sinh(2610.5/Tm)))^2+8896*((1169/Tm)/(cosh(1169/Tm)))^2)/18000;
VG=CR/(2257+4.18*50+cph2o*(143.8-100));
%Mezcla del reciclaje con alimentación fresca

```

```

Fhf=9.2;
Fnf=3.08;
Fif=0.064;
FHC=FH-Fhf; FNC=FN-Fnf; FNH3c=FNH3; FIC=FI-Fif; FTC=FHC+FNC+FNH3c+FIC;
Tr=303; Taf=454.24;
Tm=(Tr+Taf)/2;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)
/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2=((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(5
67.6/Tm)))^2)/1000;
cpch4=((33298)+79933*((2086.9/Tm)/(sinh(2086.9/Tm)))^2+41602*((991.96/Tm)
/(cosh(991.96/Tm)))^2)/1000;
cpnh3=((33427)+48980*((2036/Tm)/(sinh(2036/Tm)))^2+22560*((882/Tm)/(cosh(
882/Tm)))^2)/1000;
Tc=((FHC*cph2+FNC*cpn+FNH3c*cpnh3+FIC*cpch4)*Tr+(Fhf*cph2+Fnf*cpn+Fif*cp
h4)*Taf)/((FHC*cph2+FNC*cpn+FNH3c*cpnh3+FIC*cpch4)+(Fhf*cph2+Fnf*cpn+Fif*
cpch4));
%Compresor
%kW; Potencia
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)
/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2=((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(5
67.6/Tm)))^2)/1000;
cpch4=((33298)+79933*((2086.9/Tm)/(sinh(2086.9/Tm)))^2+41602*((991.96/Tm)
/(cosh(991.96/Tm)))^2)/1000;
cpnh3=((33427)+48980*((2036/Tm)/(sinh(2036/Tm)))^2+22560*((882/Tm)/(cosh(
882/Tm)))^2)/1000;
cp=(Fh2(1)*cph2+Fn(1)*cpn+Fnh3(1)*cpnh3+Fi(1)*cpch4)/F(1);
kcp=cp/(cp-8.3144); m=(kcp-1)/(kcp*0.75); n=1/(1-m); %Sinnott1225
Work=(8.314*Tc*n/((n-1)))*((302/294.6)^(n-1)/n)-1)*FT/750;
Temp=Tc*(302/294.6)^m;
%Intercambiador E-403
%Fluido frio (Desde T compresor)
Tm=(Temp+Tq)/2;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)
/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2=((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(5
67.6/Tm)))^2)/1000;
cpch4=((33298)+79933*((2086.9/Tm)/(sinh(2086.9/Tm)))^2+41602*((991.96/Tm)
/(cosh(991.96/Tm)))^2)/1000;
cpnh3=((33427)+48980*((2036/Tm)/(sinh(2036/Tm)))^2+22560*((882/Tm)/(cosh(
882/Tm)))^2)/1000;
Q2=((FH*cph2+FN*cpn+FNH3*cpnh3+FI*cpch4))*(Tq-Temp)*3.6;
%Fluido caliente
Tf=368;
Tm=(T9-V+Tf)/2;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)
/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;
cph2=((26617)+9560*((2466/Tm)/(sinh(2466/Tm)))^2+3760*((567.6/Tm)/(cosh(5
67.6/Tm)))^2)/1000;
cpch4=((33298)+79933*((2086.9/Tm)/(sinh(2086.9/Tm)))^2+41602*((991.96/Tm)
/(cosh(991.96/Tm)))^2)/1000;
cpnh3=((33427)+48980*((2036/Tm)/(sinh(2036/Tm)))^2+22560*((882/Tm)/(cosh(
882/Tm)))^2)/1000;
Tf=T9-V-(Q2/3.6)/(Fh2(i)*cph2+Fn(i)*cpn+Fnh3(i)*cpnh3+Fi(i)*cpch4);
%Condensador-Enfriador
%Calor Transferido; kJ/h
Tm=(303+Tf)/2;
cpn=((29105)+8614.9*((1701.6/Tm)/(sinh(1701.6/Tm)))^2+103.47*((909.79/Tm)
/(cosh(909.79/Tm)))^2)/1000;

```

$$c_{ph2} = ((26617) + 9560 * ((2466/T_m) / (\sinh(2466/T_m)))^2 + 3760 * ((567.6/T_m) / (\cosh(567.6/T_m))))^2 / 1000;$$

$$c_{pch4} = ((33298) + 79933 * ((2086.9/T_m) / (\sinh(2086.9/T_m)))^2 + 41602 * ((991.96/T_m) / (\cosh(991.96/T_m))))^2 / 1000;$$

$$c_{pnh3} = ((33427) + 48980 * ((2036/T_m) / (\sinh(2036/T_m)))^2 + 22560 * ((882/T_m) / (\cosh(882/T_m))))^2 / 1000;$$

$$Q_s = (F_{h2}(i) * c_{ph2} + F_{n2}(i) * c_{pn} + F_{nh3}(i) * c_{pnh3} + F_{i}(i) * c_{pch4}) * (T_f - 303) * 3.6;$$

$$Q_l = 762.61 * 5.98 * 17 * 3.6;$$

$$Q_T = Q_s + Q_l;$$

$$Q_{agua} = (Q_T) / (65 * 4.18);$$

Resultados de la simulación del convertidor de amoniaco

Tabla AVII.2. Condiciones de operación en convertidor de amoniaco

	Parámetro	Valor
Entrada	Temperatura (K)	633,00
	Presión (MPa)	30,00
	Flujo (H ₂) (mol/s)	21,30
	Flujo (N ₂) (mol/s)	8,30
	Flujo (CH ₄) (mol/s)	5,50
	Flujo (NH ₃) (mol/s)	2,69
	Flujo total (mol/s)	37,79
Quench	Temperatura (K)	753,00 - 635,93
	Flujo (H ₂) (mol/s)	17,26 - 32,01
	Flujo (N ₂) (mol/s)	6,96 - 12,71
	Flujo (CH ₄) (mol/s)	5,50 - 9,30
	Flujo (NH ₃) (mol/s)	5,38 - 7,24
	Flujo total (mol/s)	35,10 - 61,27
Salida	Temperatura (K)	715,97
	Presión (MPa)	29,96
	Flujo (H ₂) (mol/s)	27,05
	Flujo (N ₂) (mol/s)	11,05
	Flujo (CH ₄) (mol/s)	9,30
	Flujo (NH ₃) (mol/s)	10,56
	Flujo total (mol/s)	57,96
Dimensionamiento	Longitud (m)	2,60
	Diámetro (m)	0,90
	Volumen (L)	1 654,04
	Caída de presión (MPa)	0,04

Equipos secundarios

Intercambiador de calor (E-1106)

Una parte del gas comprimido debe alcanzar la temperatura de entrada del reactor que corresponde a 633 K (360 °C) y el resto de la corriente mantiene una temperatura de 200 °C para el enfriamiento directo. La alimentación principal del reactor se calienta mediante un intercambio de calor con la corriente de salida del reactor.

El calor transferido se calculó según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$Q = \left(\sum F_i \cdot C_{p_i} \right) (633 - 473) K$$

$$Q = 7,155 \cdot 10^5 \frac{kJ}{h} = 1,988 \cdot 10^5 W$$

La temperatura que alcanza la corriente de salida del reactor se calculó según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$T_{cs} = 715,97 K - \frac{Q}{\left(\sum F_i \cdot C_{p_i} \right)}$$

$$T_{cs} = 622,79 K = 349,79 \text{ } ^\circ C$$

Evaporador (E-1107)

En este equipo se realiza una recuperación de la energía de la reacción mediante la generación de vapor a baja presión. Según iteraciones previas se requiere disminuir la temperatura de la corriente de salida del intercambiador E-1106 desde 622,79 K hasta 513,25 K.

Los criterios de diseño utilizados se encuentran en la sección 3.8.2 y los cálculos en la sección de equipos secundarios en la programación de MATLAB.

El calor transferido se calculó según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$Q = \left(\sum F_i \cdot C_{p_i} \right) \cdot (622,79 - 513,25)$$

$$Q = 8,026 \cdot 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 2,229 \cdot 10^5 \text{ W}$$

La cantidad de vapor generado se calculó mediante la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$F_v = \frac{8,026 \cdot 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}}{4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} (100 - 50) + 2257 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + 1,90 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} (143,7 - 100) \text{K}}$$

$$F_v = 314,83 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

La ubicación de los fluidos será: gases por los tubos y agua por la coraza (Sinnott y Towler, 2013, p. 1074)

Intercambiador de calor (E-1108)

La corriente de productos requiere disminuir su temperatura previa a condensar el amoniaco a (95 °C), para esto se realiza un intercambio de calor con la corriente de alimentación que sale del compresor.

El calor transferido, a partir del fluido frio se calculó según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$Q = \left(\sum F_i \cdot C_{p_i} \right) (473,00 - 333,00) \text{K}$$

$$Q = 1,000 \cdot 10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 2,778 \cdot 10^5 \text{ W}$$

La temperatura que alcanza la corriente caliente se calculó según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$T_{cs}=513,25 \text{ K}-\frac{Q}{(\sum F_i \cdot C_{p_i})}$$

$$T_{cs}=368,00 \text{ K}= 95,00 \text{ }^\circ\text{C}$$

Condensador-enfriador (E-1109)

El amoniaco presente en la corriente debe acondicionarse en un condensador-enfriador disminuyendo su temperatura de 95,00 a 30,00 °C para poder separarlo como líquido.

Para el cálculo del calor transferido se consideró el calor sensible de enfriamiento de los gases hasta 30 °C, y la condensación del amoniaco (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

El calor transferido se calculó según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$Q_1 = \left(\sum F_i \cdot C_{p_i} \right) \cdot (95,00 - 30,00)$$

$$Q_1 = 4,242 \cdot 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 1,178 \cdot 10^5 \text{ W}$$

$$Q_2 = F_{\text{NH}_3} \cdot L_{p_{303}}$$

$$Q_2 = 2,791 \cdot 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 7,753 \cdot 10^4 \text{ W}$$

$$Q_T = Q_1 + Q_2$$

$$Q_T = 7,033 \cdot 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 1,954 \cdot 10^5 \text{ W}$$

El flujo de agua de enfriamiento se calculó según la Ecuación AIII.38 (Himmelblau y Riggs, 2004, p. 683):

$$7,033 \cdot 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = F_i \cdot 4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \cdot (65) \text{K}$$

$$F_i = 2\,589,3 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Tambor de separación (V-1102)

El objetivo de este equipo es la separación del amoniaco líquido para su comercialización y reciclar los reactivos no reaccionados.

Se determinó la velocidad de sedimentación del líquido mediante la Ecuación 3.36 (Sinnott y Towler, 2013, p. 769):

$$v=0,0105* \left(\frac{595,20 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 129,73 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{129,73 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$v=0,02 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Se determinó el diámetro del separador mediante la Ecuación 3.37 (Sinnott y Towler, 2013, p. 769):

$$D= \left(\frac{4*0,0053 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{\pi*0,02 \frac{\text{m}}{\text{s}}} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$D=0,58 \text{ m}$$

Para un tiempo de retención del líquido de 10 min, se determinó la altura del cilindro según la Ecuación AVII.1 (Luyben, 2007, p. 29):

$$V=\pi*r^2*h \quad \text{[AVII.1]}$$

Donde:

V: Volumen, (m³)

D: Diámetro, (m)

h: Altura, (m)

$$1,708*10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{s}} * 10 \text{ min} * \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}} = 0,103 \text{ m}^3$$

$$h = \frac{0,103 \text{ m}^3}{\pi \cdot r^2}$$

$$h = \frac{0,103 \text{ m}^3}{\pi \cdot (0,29 \text{ m})^2}$$

$$h = 0,39 \text{ m}$$

Por tanto la altura sobre la alimentación es de 0,58 m y la distancia desde la alimentación al nivel del líquido de 0,29 m.

Compresor (K-1104)

El gas de síntesis de reciclo debe comprimirse nuevamente hasta 30,2 MPa para ingresar al reactor de síntesis de amoníaco y atravesar los intercambiadores de calor del lazo. Para esto se utilizará un compresor cuyos cálculos se encuentran en el código de MATLAB en la sección equipos secundarios.

ANEXO VIII

DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

En esta sección se muestra la metodología de cálculo utilizada para el diseño de los diferentes intercambiadores de calor de la planta.

Ejemplo de cálculo para el Intercambiador de calor E-1111:

En la Tabla AVIII.1 se encuentran los flujos y variaciones de temperatura de las corrientes correspondientes al intercambiador E-1111.

Tabla AVIII.1. Consideraciones de operación del Intercambiador E-1111

Parámetro	Descripción	Flujo (kg/h)	Temperatura de entrada (°C)	Temperatura de salida (°C)
Fluido caliente	Solución MEA	29 556,0	67,5	40,0
Fluido frío	Agua de enfriamiento	40 645,9	30,0	50,0

Para equipos de transferencia entre corrientes de proceso agua-agua el coeficiente global de transferencia de calor está en el orden de 1 150 W/m².K (Sinnott y Towler, 2013, p. 1 050). Mediante la Ecuación AVIII.1 se calculó el área provisional del intercambiador (Sinnott y Towler, 2013, p. 1 048):

$$Q=U \cdot A \cdot \text{LMTD} \quad [\text{AVIII.1}]$$

Donde:

Q: Calor transferido por unidad de tiempo, (W)

U: Coeficiente de transferencia de calor, (W/m².°C)

A: Área de transferencia, (m²)

LMTD: Diferencia de temperaturas media logarítmica, (°C)

$$9,439 \cdot 10^5 \text{ W} = 1\,150 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \cdot A \cdot \frac{(340,5-323)-(313-303)}{\ln\left(\frac{(340,5-323)}{(313-303)}\right)} \text{ K}$$

$$A=61,24 \text{ m}^2$$

A partir del área provisional y mediante la ayuda de un simulador de procesos se estableció como diseño óptimo un intercambiador de acero inoxidable AISI 304 con 210 tubos de 5,55 m de largo y 19,05/15,75 mm de diámetro externo e interno respectivamente en un arreglo triangular con espaciamiento entre tubos de 23,81 mm. Las variables de diseño provisionales del intercambiador se resumen en la Tabla AVIII.2.

Tabla AVIII.2. Consideraciones de diseño del Intercambiador E-1111

Parámetro	Valor
Calor transferido (kW)	943,9
Coficiente global de transferencia asumido (W/m ² K)	1 150
Área provisional (m ²)	61,2
LMTD (K)	13,4

Mediante la Ecuación AVIII.2 se calculó el área de intercambio de calor real (Sinnott y Towler, 2013, p. 1 090):

$$A=L \cdot d_o \cdot \pi \cdot N_t \quad \text{[AVIII.2]}$$

Donde:

A: Área de intercambio de calor, (m²)

L: Longitud de los tubos, (m)

d_o: Diámetro externo de los tubos, (m)

N_t: Número de tubos

$$A=5,55 \text{ m} \cdot 19,05 \text{ mm} \cdot \pi \cdot \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}} \cdot 210$$

$$A=69,75 \text{ m}^2$$

Mediante la Ecuación AVIII.3 se calculó el diámetro interno de la coraza (Sinnott y Towler, 2013, p. 1 062):

$$D_c = D_0 \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{\frac{1}{n_1}} \quad [\text{AVIII.3}]$$

Donde:

D_c : Diámetro interno de la coraza, (mm)

D_0 : Diámetro externo de la coraza, (mm)

N_t : Número de tubos

K_1 : 0,319

n_1 : 2,142

$$D_c = 19,05 \text{ mm} * (210/K_1)^{1/n_1}$$

$$D_c = 19,05 \text{ mm} * (210/0,319)^{\frac{1}{2,142}}$$

$$D_c = 394,17 \text{ mm}$$

Coefficiente de transferencia de calor por los tubos

Mediante la Ecuación AVIII.4 se calculó el área de flujo por los tubos (Sinnott y Towler, 2013, p. 1091):

$$A_f = \pi * \frac{d_i^2}{4} \quad [\text{AVIII.4}]$$

Donde:

A_f : Área de flujo (m^2)

d_i : Diámetro interno de los tubos (m)

$$A_f = \pi * \frac{(15,75 \text{ mm})^2}{4} * \frac{\text{m}^2}{10^6 \text{ mm}^2} * 210$$

$$A = 0,041 \text{ m}^2$$

Por medio de la Ecuación AVIII.5 se determinó la velocidad de flujo (Sinnott y Towler, 2013, p. 1086):

$$V = \frac{W \cdot \delta}{A} \quad [\text{AVIII.5}]$$

Donde:

V: Velocidad de flujo (m/s)

W: Flujo másico (kg/s)

A: Área de flujo (m²)

δ: Densidad, (kg/m³)

$$V = \frac{40\,645,9 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * \frac{1 \text{ m}^3}{1\,000 \text{ kg}} * \frac{\text{h}}{3600 \text{ s}}}{0,041 \text{ m}^2}$$

$$V = 0,28 \text{ m/s}$$

Por medio de la Ecuación AVIII.6 se determinó el número de Reynolds (Sinnott y Towler, 2013, p. 1089):

$$\text{Re} = \frac{\delta \cdot V \cdot D}{u} \quad [\text{AVIII.6}]$$

Donde:

Re: Número de Reynolds

δ: Densidad, (kg/m³)

V: Velocidad, (m/s)

D: Diámetro, (m)

u: Viscosidad, (Pa.s)

$$\text{Re} = \frac{1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 0,28 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 15,75 * 10^{-3} \text{ m}}{0,65 * 10^{-3} \text{ Pa.s}}$$

$$\text{Re} = 6\,784,62$$

Por medio de la Ecuación AVIII.7 se determinó el número de Prandtl (Sinnott y Towler, 2013, p. 1 077):

$$Pr = \frac{C_p \cdot u}{k} \quad [AVIII.7]$$

Donde:

Pr: Número de Prandtl

Cp: Capacidad calorífica a presión constante, (J/kg.K)

u: Viscosidad, (Pa.s)

k: Conductividad térmica, (W/m.K)

$$Pr = \frac{4\,315 \frac{\text{J}}{\text{kg.K}} \cdot 0,65 \cdot 10^{-3} \text{ Pa.s}}{0,63 \frac{\text{W}}{\text{m.K}}}$$

$$Pr = 4,45$$

Por medio de la Ecuación AVIII.8 se determinó el coeficiente de transferencia de calor por los tubos (Sinnott y Towler, 2013, p. 1 079):

$$hi = \frac{k}{di} \cdot j \cdot Re \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{u}{u_w} \right)^{0,14} \quad [AVIII.8]$$

Donde:

hi: Coeficiente de transferencia de calor, (W/(m².K))

k: Conductividad Térmica, (W/m.K)

di: Diámetro interno de los tubos, (m)

j: Factor de transferencia de calor por los tubos

Re: Número de Reynolds

Pr: Número de Prandtl

u: Viscosidad del fluido a temperatura media, (Pa.s)

u_w: Viscosidad del fluido a temperatura de pared, (Pa.s)

En la Figura AVIII.1 a partir del número de Reynolds y la relación longitud-diámetro de los tubos se obtiene el factor de transferencia de calor (j) para calcular el coeficiente de transferencia mediante la Ecuación AVIII.8.

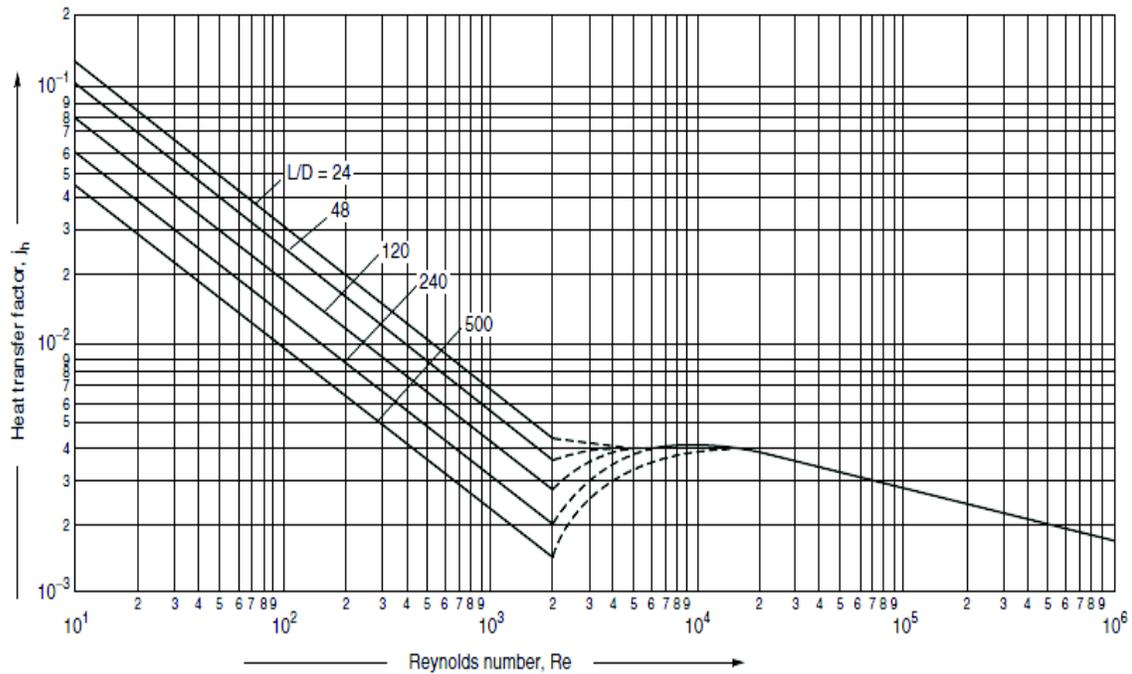


Figura AVIII.1. Factor de transferencia de calor por el lado de los tubos
(Sinnott y Towler, 2013, p. 1079)

$$h_i = \frac{0,63 \frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{K}}}{15,75 \cdot 10^{-3} \text{ m}} * 4 \cdot 10^{-3} * 6\,784,62 * 4,45^{0,33} * 1$$

$$h_i = 1\,776,7 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\cdot\text{K}}$$

Coefficiente de transferencia de calor por la coraza

Para el uso de baffles segmentados simples con un corte de 35 %, espaciamiento de centro a centro de 185 mm se calculó lo siguiente:

Mediante la Ecuación AVIII.9 se calculó el área de flujo por la coraza (Sinnott y Towler, 2013, p. 1 086):

$$A_f = \frac{(pt - d_o)}{pt} * D * B \quad \text{[AVIII.9]}$$

Donde:

A_f : Área de flujo, (m^2)

- pt: Paso del tubo, (mm)
 d_o: Diámetro externo del tubo, (mm)
 D_c: Diámetro interno de la coraza, (m)
 B: Espaciamiento de deflectores, (m)

$$A_f = \frac{(23,81-19,05)}{23,81} * 0,394 \text{ m} * 0,185 \text{ m}$$

$$A_f = 0,0146 \text{ m}^2$$

Mediante la Ecuación AVIII.10 se calculó el flujo por unidad de área (Sinnott y Towler, 2013, p. 1 086):

$$G = \frac{W}{A} \quad \text{[AVIII.10]}$$

Donde:

G: Velocidad másica, $\left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}\right)$

W: Flujo másico, $\left(\frac{\text{kg}}{\text{s}}\right)$

A: Área de flujo, (m²)

$$G = \frac{29\,556 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{0,0146 \text{ m}^2} * \frac{\text{h}}{3600 \text{ s}}$$

$$G = 562,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

Por medio de la Ecuación AVIII.12 se calculó el diámetro equivalente (Sinnott y Towler, 2013, p. 1 089):

$$d_{eq} = \frac{1,1}{d_o} * (pt^2 - 0,917 * d_o^2) \quad \text{[AVIII.11]}$$

Donde:

d_{eq}: Diámetro equivalente, (m)

d_o : Diámetro externo del tubo, (m)

pt : Paso del tubo

$$deq = \frac{1,1}{19,05 \text{ mm}} * (23,81^2 - 0,917 * 19,05^2) \text{ mm}^2$$

$$D = 13,52 \text{ mm}$$

Mediante la Ecuación AVIII.11 se calculó el Número de Reynolds (Sinnott y Towler, 2013, p. 1 089):

$$Re = \frac{G * deq}{u} \quad \text{[AVIII.12]}$$

Donde:

Re: Número de Reynolds

G: Velocidad másica, $\left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}\right)$

deq: Diámetro equivalente, (m)

u: Viscosidad, (Pa.s)

$$Re = \frac{562,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} * 13,52 * 10^{-3} \text{ m}}{0,8 * 10^{-3} \text{ Pa.s}}$$

$$Re = 9\ 503,08$$

Por medio de la Ecuación AVIII.7 se determinó el Número Prandtl (Sinnott y Towler, 2013, p. 1077):

$$Pr = \frac{4\ 184 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}} * 0,8 * 10^{-3} \text{ Pa.s}}{0,59 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}}$$

$$Pr = 5,67$$

Por medio de la Ecuación AVIII.13 se determinó el coeficiente de transferencia de calor por la coraza (Sinnott y Towler, 2013, p. 1 079):

$$h_e = \frac{k}{d_{ec}} * j * Re * Pr^{0,33} * \left(\frac{u}{u_w} \right)^{0,14}$$

[AVIII.13]

Donde:

h_e : Coeficiente de transferencia de calor

k : Conductividad Térmica (W/m.K)

d_{ec} : Diámetro externo de la coraza, (m)

j : Factor de transferencia de calor por la coraza

Re : Número de Reynolds

Pr : Número de Prandtl

u : Viscosidad del fluido a temperatura media, (Pa.s)

u_w : Viscosidad del fluido a temperatura de pared, (Pa.s)

En la Figura AVIII.2 a partir del número de Reynolds y el corte de los deflectores se obtiene el factor de transferencia de calor (j).

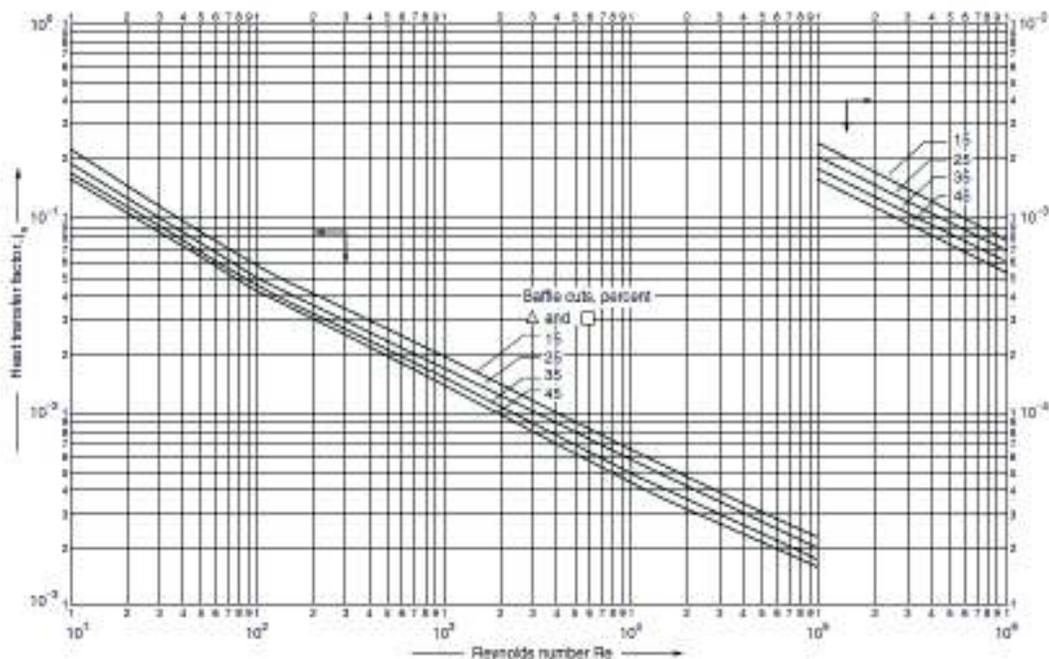


Figura AVIII.2. Factor de transferencia de calor por el lado de la coraza
(Sinnott y Towler, 2013, p. 1087)

$$h_e = \frac{0,59 \frac{W}{m \cdot K}}{13,52 \cdot 10^{-3} m} * 5 \cdot 10^{-3} * 9 503,08 * 5,67^{0,33} * 1$$

$$h_e = 3\,676,14 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Coefficiente global de transferencia de calor

Considerando el coeficiente global de transferencia de calor como la suma de las resistencias a la transferencia de calor se tiene la Ecuación AVIII.14 (Sinnott y Towler, 2013, p. 1048):

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_e} + R_e + \frac{d_e}{d_i} * \left(\frac{1}{h_i} + R_i \right) \quad [AVIII.14]$$

Donde:

- U: Coeficiente global de transferencia, (W/m².K)
- h: Coeficiente de transferencia (e=externo; i=interno), (W/m².K)
- R: Ensuciamiento (m².K/W) (e=externo; i=interno), (W/m².K)
- d: Diámetro de los tubos (e=externo; i=interno), (mm)

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{3\,676,14} + \frac{19,05}{15,75} * \left(\frac{1}{1\,776,7} \right)$$

$$U = 1\,049,54 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Caída de presión por los tubos

Por medio de la Ecuación AVIII.15 se determinó la caída de presión por los tubos (Sinnott y Towler, 2013, p. 1081):

$$\Delta P = N_p * \left(8 * f * \left(\frac{L}{d_i} \right) * \left(\frac{u}{u_w} \right)^{-0,14} + 2,5 \right) * \frac{\delta * V^2}{2} \quad [AVIII.15]$$

Donde:

- ΔP : Caída de presión
- N_p : Número de pasos por los tubos

- f: Factor de fricción
 L: Longitud de los tubos, (m)
 di: Diámetro interno de los tubos, (m)
 u: Viscosidad del fluido a temperatura media, (Ns/m²)
 u_w: Viscosidad del fluido a temperatura de pared, (Ns/m²)
 δ: Densidad, (kg/m³)
 V: Velocidad, (m/s)

En la Figura AVIII.3 a partir del número de Reynolds se obtiene el factor de fricción por el lado de los tubos (f).

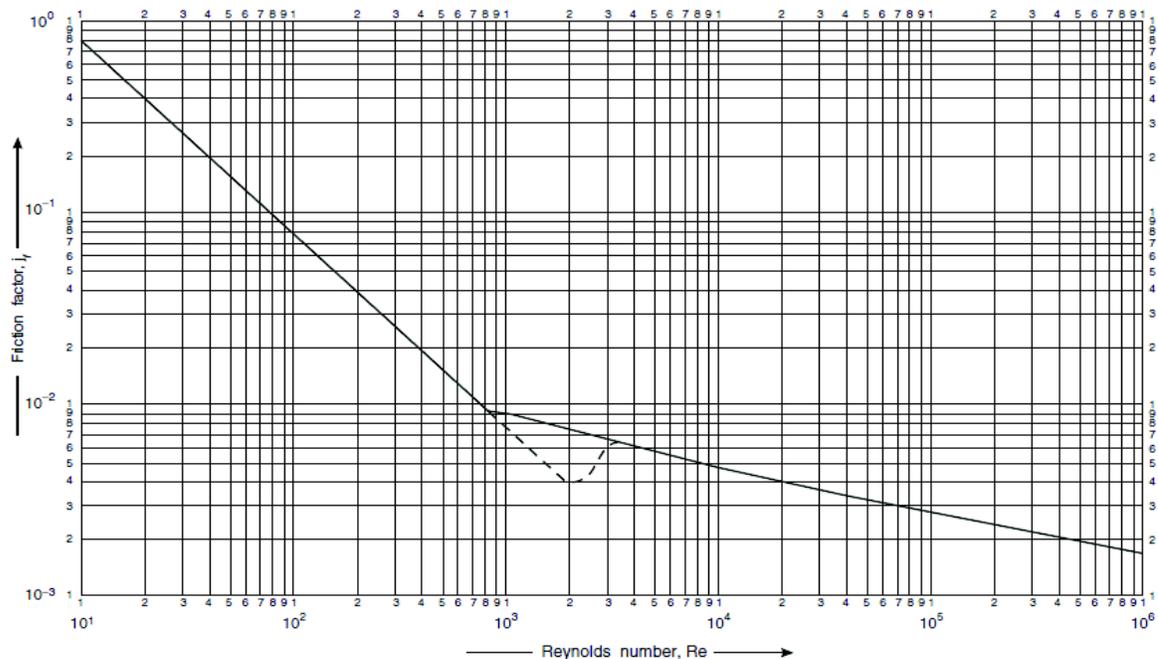


Figura AVIII.3. Factor de fricción versus Número de Reynolds por el lado de los tubos (Sinnott y Towler, 2013, p. 1082)

$$\Delta P = 1 * \left(8 * 5,3 * 10^{-3} * \left(\frac{5\,500 \text{ mm}}{15,75 \text{ mm}} \right) + 2,5 \right) * \frac{1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \left(0,28 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2}$$

$$\Delta P = 678 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} = 0,7 \text{ kPa}$$

Caída de presión por la coraza

Por medio de la Ecuación AVIII.16 se determinó la caída de presión por la coraza

(Sinnott y Towler, 2013, p. 1089):

$$\Delta P = 8 * f * \left(\frac{D}{de}\right) * (Nb + 1) * \left(\frac{u}{u_w}\right)^{-0,14} * \frac{\delta * V^2}{2} \quad [AVIII.16]$$

Donde:

ΔP : Caída de presión

Nb: Número de deflectores

f: Factor de fricción

D: Longitud de los tubos, (m)

de: Diámetro interno de los tubos, (m)

u: Viscosidad del fluido a temperatura media, (N.s/m²)

u_w: Viscosidad del fluido a temperatura de pared, (N.s/m²)

δ : Densidad, (kg/m³)

V: Velocidad, (m/s)

En la Figura AVIII.4 a partir del número de Reynolds y el corte de los deflectores se obtiene el factor de fricción (f).

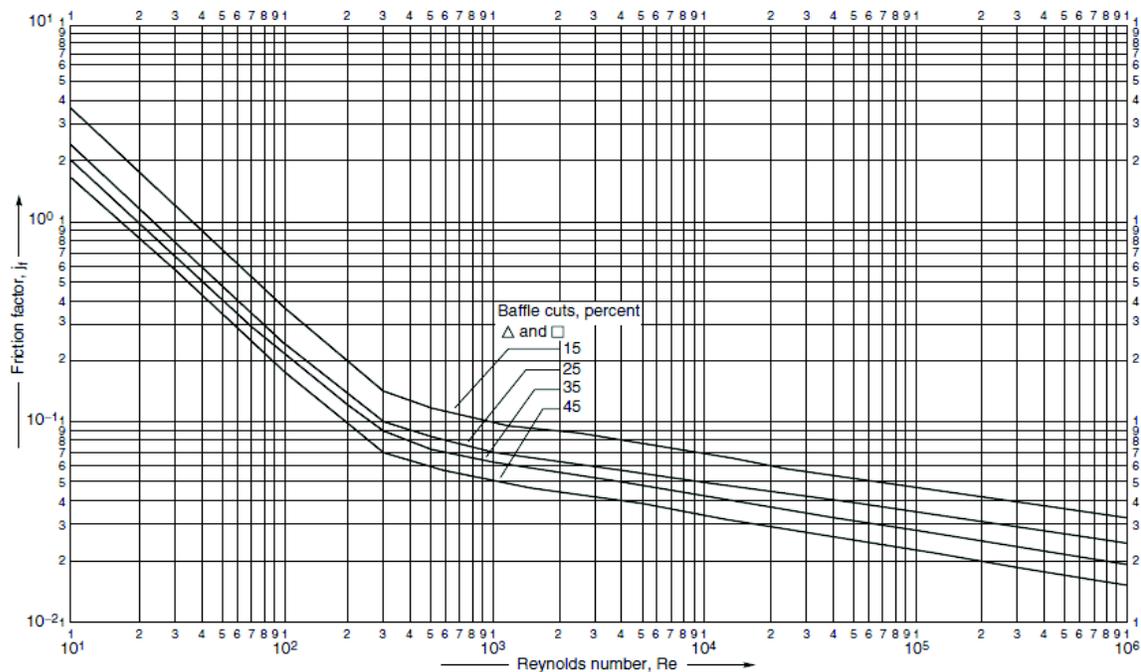


Figura AVIII.4. Factor de fricción por el lado de la coraza
(Sinnott y Towler, 2013, p. 1088)

$$\Delta P = 8 * 4,2 * 10^{-2} * \left(\frac{394,17 \text{ mm}}{13,52 \text{ mm}} \right) * (29) * \frac{1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \left(0,562 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2}$$

$$\Delta P = 44\,843 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} = 44,8 \text{ kPa}$$

Se encuentra dentro del rango para líquidos que es menor a 70 kPa (Sinnott y Towler, 2013, p. 1076).

De esta manera se diseñaron los diferentes intercambiadores de calor de la planta con la asistencia de un simulador de procesos que permitió tomar en cuenta facilidades de construcción y el uso de normas TEMA para la construcción de estos equipos.

ANEXO IX

DETERMINACIÓN DE LA PRESIÓN DE DISEÑO Y ESPESOR DE ENVOLVENTES

Para determinar la presión de diseño se consideró un margen del 10 % con respecto a la presión de operación (manométrica); para los equipos que se encuentran a presión atmosférica o que trabajan a bajas presiones la mínima presión de diseño es 16 psig (110 kPa) (Sinnott y Towler, 2013, p.570).

Se determinó la presión de diseño para el metanador según la Ecuación AIX.1 (Sinnott y Towler, 2013, p.570):

$$P_D = P_{op} * 1,10 \quad [AIX.1]$$

Donde:

P_D : Presión de Diseño, (kPa)

P_{op} : Presión de Operación, (kPa)

$$P_D = (10\ 000 - 101,325) * 1,10$$

$$P_D = 10\ 889 \text{ kPa}$$

Cálculo del espesor de envolventes

EL espesor del revestimiento se determinó mediante la ecuación AIX.2 (Sinnott y Towler, 2013, p.577):

$$t = \frac{P_D * D}{2 * S * E - 1,2 * P_D} \quad [AIX.2]$$

Donde:

t: Espesor del revestimiento, (m)

P_D : Presión de diseño del recipiente, (ksi)

D: Diámetro del recipiente, (m)

S: Esfuerzo máximo permisible, (ksi)

E: Eficiencia de la soldadura

En el caso de recipientes a alta presión se tomó el valor del esfuerzo máximo permisible de la Tabla IX.1.

Tabla AIX.1. Esfuerzo máximo permisible con la temperatura

Material	Esfuerzo máximo permisible con la temperatura (ksi)			
	Temperatura máxima (°F)	70 °F	750 °F	930 °F
Acero Inoxidable 304	1 500	178,0	85,6	79,8

(Fuente: ASME VIII Div.3, 2010, p. 91)

Se consideró además que debe haber un espesor de pared mínimo requerido para asegurar que cualquier recipiente sea suficientemente rígido para resistir su propio peso y el de cualquier accesorio.

Tabla AIX.2. Espesor mínimo de recipientes en función del diámetro

Diámetro del Recipiente (m)	Espesor mínimo (mm)
< 1	5
1 - 2	7

(Sinnott y Towler, 2013, p. 575)

Cálculo del espesor del convertidor de amoniaco mediante la Ecuacion AIX.2:

$$t = \frac{4,80 \text{ ksi} \cdot 0,9 \text{ m}}{2 \cdot 83,04 \text{ ksi} \cdot 1 - 1,2 \cdot 4,80 \text{ ksi}}$$

$$t = 0,027 \text{ m}$$

A este valor se le añadió 4 mm por corrosión, de esta manera el espesor del envolvente del convertidor de amoniaco es de 31 mm (Sinnott y Towler, 2013, p. 575).

Tabla AIX.3. Presión de diseño de los equipos de la planta de producción de amoniaco

Equipo	Código	Presión Operación (kPa)	Presión Diseño (kPa)
Gasificador	G-1101	0	110
Reactor HTS	R-1101	26	110
Reactor LTS	R-1102	17	110
Columna Absorción	C-1101	0	110
Metanador	R-1103	9 899	10 889
Tambor	V-1101	1 382	1 520
Convertidor Amoniaco	R-1104	30 099	33 109
Tambor	V-1102	30 099	33 109
Intercambiador (Coraza)	E-1101 / E-1102	300	330
Intercambiador (Tubos)	E-1101 / E-1102	29	110
Intercambiador (Coraza)	E-1104	9 999	10 999
Intercambiador (Tubos)	E-1104	9 999	10 999
Intercambiador (Coraza)	E-1105	899	989
Intercambiador (Tubos)	E-1105	9 999	10 999
Intercambiador (Coraza)	E-1106 / E-1108	30 099	33 109
Intercambiador (Tubos)	E-1106 / E-1108	30 099	33 109
Intercambiador (Coraza)	E-1107 / E-1109	899	989
Intercambiador (Tubos)	E-1107 / E-1109	30 099	33 109

ANEXO X

DIMENSIONAMIENTO DE BOMBAS Y TUBERÍAS

Los cálculos respectivos a esta sección se realizaron mediante los criterios expuestos en la sección 3.8.

Mediante un software de procesos se calculó la presión que requiere generar una bomba considerando los diferentes términos de la ecuación de Bernoulli: presión, altura, velocidad y pérdidas de carga en tuberías y accesorios.

Flujo de líquidos

Ejemplo de cálculo: Bomba P-1101

Para el cálculo del diámetro de tuberías se utilizó como criterio la velocidad de flujo. En la Tabla AX.1 se muestran las velocidades recomendadas en tuberías de succión y descarga tanto para líquidos como para gases.

Tabla AX.1. Velocidades de flujo recomendadas en tuberías de succión y descarga

Fluido	Velocidad en la succión (m/s)	Velocidad en la descarga (m/s)
Líquido	0,61 – 0,91	1,83 – 2,74
Gas	15 - 30	

(API RP 14E, 1999, p. 21)

A la bomba P-1101 llega la corriente 49 con un flujo de 30 692,39 kg/h (8,52 kg/s) como se muestra en el diagrama PFD-004. Esta corriente debe atravesar un intercambiador de calor y entrar a la torre de desorción (C-1102) con una altura de 10,35 m a una presión de 169,93 kPa, además se considera una caída de presión en el intercambiador de calor de 26,4 kPa.

La velocidad de flujo a través de la tubería se calculó mediante la Ecuación AX.1 para un diámetro de 3" (Sinnott y Towler, 2013, p. 1 117):

$$V = \frac{Q}{A} \quad [AX.1]$$

Donde:

V: Velocidad, (m/s)

Q: Caudal, (m³/s)

A: Área, (m²)

$$V = \frac{8,52 \frac{\text{L}}{\text{s}} * \frac{\text{m}^3}{1000 \text{ L}}}{\pi * \frac{(0,075 \text{ m})^2}{4}}$$

$$V = 1,93 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Para un diámetro de 75 mm (3") se tiene una velocidad de 1,93 m/s lo cual respeta los criterios mostrados en la Tabla AV.1.

La altura de la bomba se calculó mediante la Ecuación AX.2 (Sinnott y Towler, 2013, p. 1 232):

$$H_b = \frac{\Delta P}{\delta * g} + \Delta z + h_f + \frac{\Delta P_f}{\delta * g} \quad [AX.2]$$

Donde:

H_b: Altura de la bomba, (m)

ΔP: Diferencia de presión, (Pa)

ΔP_f: Caídas de presión por equipos o misceláneos, (Pa)

d: Densidad, (kg/m³)

g: Gravedad, (9,8 m²/s)

Δz: Diferencia de altura, (m)

h_f: Pérdidas por fricción en tuberías y accesorios, (m)

Para la presente propuesta se desprecia el término de pérdidas de carga por fricción en tuberías y accesorios dado que este valor está comúnmente en el

orden de 0,5 kPa/m de tubería y es necesario un diseño a detalle junto con un ruteo de tuberías para aproximarlo adecuadamente, por esta razón el sobredimensionamiento aplicado cubrirá esta pérdida de carga (Sinnott y Towler, 2013, p. 1 248).

$$H_b = \frac{169\,930 - 101\,325}{1\,000 * 9,8} + 10,35 + \frac{26\,400}{1\,000 * 9,8}$$

$$H_b = 20,04 \text{ m}$$

En cuanto a la altura de la bomba se requiere un cabezal de presión de 196,5 kPa (20,04 m). A este valor se le agregó el 10% de sobredimensionamiento en el caudal (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37) para calcular su potencia mediante la Ecuación AX.3 (Sinnott y Towler, 2013, p. 1 233):

$$P = \frac{Q * \gamma * H}{E_f} \quad [\text{AX.3}]$$

Donde:

P: Potencia de la bomba, (W)

Q: Caudal del efluente, (m³/s)

H: Altura de la bomba, (m)

γ : Peso específico del fluido, (kg/m².s²)

E_f: Eficiencia de la bomba

A partir de la curva de operación de la bomba se tiene una eficiencia del 70 % en el punto de operación (Goulds Water Technology, 2017a):

$$P = \frac{9,37 * 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}} * 9\,800 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}^2} * 20,04 \text{ m}}{0,7}$$

$$P = 2\,629,4 \text{ W} * \frac{1 \text{ HP}}{745,6 \text{ W}}$$

$$P = 3,53 \text{ HP}$$

Se aproxima la potencia al valor nominal inmediato superior de catálogo, 5 HP.

Mediante este valor se buscó una bomba de catálogo, capaz de impulsar el caudal de operación a la altura requerida, el equipo se muestra en las hojas de especificaciones, Tabla 4.39 (Goulds Water Technology, 2017a).

ANEXO XI

ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA

En este apartado, se presenta el cálculo del Valor actual neto (VAN), la Tasa interna de retorno (TIR) y el retorno de la inversión (ROI). Para obtener estos indicadores es necesario cuantificar los costos directos, los costos operativos y los ingresos asociados al proyecto (Jiménez, 2003, pp. 8–10; Sinnott y Towler, 2013, pp. 403-408).

Costos directos:

Costo por equipo:

Los costos de los equipos diseñados se calcularon mediante la Ecuación AXI.1, esta fórmula permite estimar un valor basado en un parámetro de tamaño característico de cada equipo (S) y las constantes a, b y n que se detallan en la Tabla AXI.1(Sinnott y Towler, 2013, p. 321).

Tabla AXI.1. Constantes para el cálculo del costo de los equipos e función de sus dimensiones características

Equipo	Constantes			
	S	a	b	n
Caldero	kg/h vapor	124 000	10	1,0
Soplador o Blower	m ³ /h	4 450	57	0,8
Compresor Centrifugo	kW	580 000	20 000	0,6
Evaporador	m ²	330	36 000	0,55
Intercambiador de calor de tubos y coraza	m ²	32 000	70	1,2
Relleno Anillos Pall SS 304	m ³	0	8,500	1,0
Recipiente Vertical, SS 304	peso revestimiento kg	17 400	79	0,85
Recipiente Horizontal, SS 304	peso revestimiento kg	12 800	73	0,85
Tanque techo cónico	m ³	5 800	1 600	0,70

(Sinnott y Towler, 2013, pp. 322-324)

$$C=a+b*S^n \quad [AXI.1]$$

Donde:

- C: Costo del equipo, (USD)
 a,b : Constantes del costo
 S: Parámetro de tamaño
 n: Exponente para cada tipo de equipo

Ejemplo de cálculo:

Dado que el cálculo de costo es directo para equipos sin empaquetamiento, el ejemplo se desarrollará respecto al convertidor de amoniaco.

En el caso de recipientes a presión se determinó la masa del revestimiento con la Ecuación AIX.2 (Sinnott y Towler, 2013, p. 333):

$$m=\pi*D*L*t*\rho \quad [AXI.2]$$

Donde:

- m: Masa del revestimiento, (kg)
 D: Diámetro del recipiente, (m)
 L: Longitud del recipiente, (m)
 t: Espesor del revestimiento, (m)
 ρ: Densidad del material, (kg/m³)

$$m=\pi*0,9 \text{ m}^2,6 \text{ m}^*0,031 \text{ m}^*8 \text{ 000 kg/m}^3$$

$$m=1 \text{ 823,13 kg}$$

El costo del recipiente se calculó mediante la Ecuación AXI.1 (Sinnott y Towler, 2013, p. 321):

$$C=12 \text{ 800}+73*1 \text{ 823,13}^{0,85}$$

$$C= 55 \text{ 953,66 USD}$$

Al costo del recipiente se le aplicaron factores de costo que permiten considerar otros valores referentes al levantamiento de equipo, tuberías, instrumentación y control, obra civil, revestimiento y pintura como se indica en la Tabla AXI.2:

Tabla AXI.2. Factores de costos para equipos principales

Factor	Descripción	Tipo de proceso	
		Fluidos	Fluidos-Sólidos
fer	Levantamiento equipo	0,3	0,5
fp	Tubería	0,8	0,6
fi	Instrumentación y control	0,3	0,3
fel	Eléctrico	0,2	0,2
fc	Civil	0,3	0,3
fl	Revestimiento y pintura	0,1	0,1

(Sinnott y Towler, 2013, p. 331)

Los factores de la Tabla AXI.2 se aplican según la Ecuación AIX.3 (Sinnott y Towler, 2013, p. 330):

$$CC=C[(1+fp)*fm+(fer+fel+fi+fc+fl)] \quad [AXI.3]$$

Donde:

CC: Costo del recipiente en planta, (USD)

C: Costo del recipiente, (USD)

fm: Factor de material

El costo total del convertidor se obtuvo mediante la Ecuación AXI.3:

$$CC=55\,953,66 \text{ USD}[(1+0,8)*1+(0,3+0,2+0,3+0,3+0,1)]$$

$$CC=167\,860,99 \text{ USD}$$

El precio del catalizador del convertidor de amoniaco se determinó mediante los valores expuestos en la Tabla AXI.3.

Tabla AXI.3. Costo de catalizador por kilogramo de los diferentes reactores de la planta

Equipo	Costo (USD/kg)
Convertidor de amoniaco	5,00
Reactor HTS	40,00
Reactor LTS	95,00
Metanador	26,00

(Huazhang, 2013, pp. 772, 773)

La masa de catalizador se determinó considerando el volumen de un cilindro según la Ecuación AXI.4 (Luyben, 2007, p. 29):

$$V_{\text{cat}} = \pi * \frac{D^2}{4} * H \quad [\text{AXI.4}]$$

Donde:

V_{cat} : Volumen del catalizador (m^3)

D: Diámetro del recipiente (m)

H: Altura del recipiente (m)

$$V_{\text{cat}} = \pi * \frac{0,9^2}{4} * 2,6$$

$$V_{\text{cat}} = 1,654 \text{ m}^3$$

$$m_{\text{cat}} = V_{\text{cat}} * \rho_{\text{cat}}$$

$$m_{\text{cat}} = 1,654 \text{ m}^3 * 2 \text{ 200 kg/m}^3$$

$$m_{\text{cat}} = 3 \text{ 638,91 kg}$$

Cálculo del costo del catalizador:

$$C_{\text{cat}} = 3 \text{ 638,91 kg} * 5 \text{ \$/kg} = \$18 \text{ 194,53}$$

Por lo tanto el costo total del convertidor de amoniaco es:

$$C_T = 186 \text{ 055,52 USD}$$

De esta manera los costos de los equipos se detallan en la Tabla AIX.4

Tabla AXI.4. Costo de equipos principales

Equipo	TAG	Costo (USD)
Gasificador	G-1101	86 674,35
Reactor HTS	R-1101	62 208,96
Reactor LTS	R-1102	80 228,63
Columna Absorción	C-1101	158 476,72
Metanador	R-1103	68 317,83
Tambor	V-1101	22 280,00
Convertidor Amoniaco	R-1104	186 055,52
Tambor	V-1102	27 504,72
Columna Desorción	C-1102	183 397,68
Ciclón separador	S-1101	6 864,79
Evaporador	E-1101	82 314,39
Evaporador	E-1102	84 802,05
Intercambiador C.D.	E-1103	77 487,40
Intercambiador	E-1104	77 658,77
Condensador	E-1105	71 045,26
Intercambiador	E-1106	70 918,47
Evaporador	E-1107	80 735,92
Intercambiador	E-1108	75 170,57
Condensador	E-1109	102 778,02
Intercambiador	E-1110	302 059,22
Condensador	E-1111	95 484,19
Tambor	V-1103	22 967,52
Intercambiador	E-1112	73 118,58
Soplador de aire	B-1101	12 417,29
Blower de <i>syngas</i>	B-1102	30 050,44
Compresor	K-1101	457 030,09
Compresor	K-1102	126 365,91
Compresor	K-1103	22 055,52
Tanque	TK-1101	24 302,33
Tanque	TK-1102	111 860,23
Tanque amoniaco	TK-1103	66 447,19
Caldero	SB-1101	189 600,54
TOTAL		3 138 679,07

Para el caso de bombas y la torre de enfriamiento se obtuvo el precio de catálogo según se muestra en la Tabla AIX.5:

Tabla AXI.5. Costo de bombas y torre de enfriamiento

Equipo	TAG	Costo (USD)	Fuente
Bombas centrífugas	P-1101	3 441,00	(1)
	P-1102	3 441,00	
	P-1106	3 441,00	
	P-1103	968,50	(2)
	P-1104	4 091,00	(3)
	P-1105	4 091,00	
Torre de enfriamiento	CT-1101	13 974,00	(4)

(1): (Goulds Water Technology, 2017a)

(2): (Goulds Water Technology, 2017b)

(3): (Goulds Water Technology, 2017c)

(4): (Cooling Tower Systems, 2017)

Por tanto la inversión para la construcción de la planta es de 3 191 600,07 USD

Costos operativos

Los costos de operación de la planta incluyen las materias primas, insumos, energía eléctrica, agua y salarios (Jiménez, 2003, pp. 8–10). A partir del balance de materia y energía se tiene el consumo de oxígeno, diesel y agua que se muestra en la Tabla AXI.6, el costo del diesel No 2 es de 0,90 USD/gal, el costo del agua es de 0,72 USD/m³ y el costo del oxígeno (95 %) es de 0,07 USD/kg (EP Petroecuador, 2015; EPMAPS, 2015; AdGasTech, 2017):

Tabla AXI.6. Costo anual por materias primas e insumos

Materia prima/Insumo	Flujo	Costo mensual (USD)
Agua	3,67 m ³ /h	1 902,53
Diesel	73,90 gal/h	47 887,20
Oxígeno (95%)	238,50 kg/h	12 020,40
Total mensual (USD)		61 810,13
Total anual (USD)		741 721,54

El consumo de electricidad esta dado por la potencia de los diferentes equipos de la planta, la Tabla AXI.7 detalla los costos de energía eléctrica considerando un precio de 0,053 USD/kWh, denominado tarifa G6 (Agencia de Regulación y Control de Electricidad, 2016).

Tabla AXI.7. Costos por consumo de energía eléctrica

Equipo	Código	Potencia (kW)	Costo (USD/mes)
Soplador de aire	B-1101	11,0	419,76
Blower de <i>syngas</i>	B-1102	22,0	839,52
Compresor	K-1101	300,0	11 448,00
	K-1102	55,0	2 098,80
	K-1103	22,0	839,52
Bomba Centrífuga	P-1101	3,7	141,19
	P-1102	3,7	141,19
	P-1103	1,5	57,24
	P-1104	1,5	57,24
	P-1105	11,2	427,39
	P-1106	3,7	141,19
Torre de enfriamiento	CT-1101	3,7	141,19
Caldero	SB-1101	18,0	686,88
Total mensual (USD)			17 439,12
Total anual (USD)			209 269,44

Los salarios de los trabajadores se muestran en la Tabla AXI.8, se cuenta con un jefe de planta y dos operadores por cada turno de 8 horas.

Tabla AXI.8. Salarios de empleados de la planta

Cargo	Cantidad	Salario mensual (USD)	Sumatoria (USD)
Jefe de planta	3	1 500,00	4 500,00
Operador	6	375,00	2 250,00
Conserje	1	375,00	375,00
Ventas	1	1 400,00	1 400,00
Secretaria	1	400,00	400,00
Total (USD)			8 925,00
11,15% IESS (USD)			995,14
Total Mensual (USD)			9 920,14
Total Anual (USD)			119 041,65

Por tanto el costo de operación anual es de 1 070 032,63 USD.

Ingresos

Los ingresos anuales de la planta están dados por la venta de amoniaco anhidro, para esto se consideró un precio de venta de 914,77 USD/t (Trade map, 2017; Merck, 2017).

$$\text{Ingresos} = 366,18 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}} * \frac{360 \text{ días}}{1 \text{ año}} * \frac{1 \text{ t}}{1000 \text{ kg}} * \frac{914,77 \text{ USD}}{1 \text{ t}} = 2\ 894\ 144,94 \text{ USD}$$

Flujo de caja

El Flujo de caja se desarrolló a partir de los costos fijos, operativos e ingresos previamente calculados según se muestra en la Tabla AXI.9. Para esto se asumió una depreciación lineal de los equipos durante los 10 años de vida del proyecto, además de un valor de contingencia de la inversión por imprevistos e incertidumbre del 10% (Sinnott y Towler, 2013, p. 310)

Tabla AXI.9. Flujo de caja del proyecto e indicadores financieros VAN, TIR y ROI

Cuentas (USD)	Período	
	0	1 – 10
Ingresos		2 894 144,94
Costos y gastos		-1 070 032,63
Depreciación		- 319 160,01
Utilidad antes de impuestos		1 504 952,30
Utilidad trabajadores (15 %)		- 225 742,85
Impuesto a la renta (35 %)		- 526 733,31
Utilidad después de impuestos		752 476,15
Depreciación		319 160,01
Inversión fija	-3 191 600,07	
Contingencia	- 319 160,01	
Flujo de caja neto	-3 510 760,08	1 071 636,16
VAN (USD)		3 142 420,85
TIR (%)		27,92
ROI (%)		30,52

Una vez obtenidos los resultados que se muestran en la Tabla AXI.9 se determinó el valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR); para esto se emplearon las Ecuaciones AXI.5 y AXI.6 (Sapag y Sapag C, 2008, pp. 322-323).

$$VAN = F_0 + \frac{F_1}{(1+i)} + \dots + \frac{F_2}{(1+i)^2} + \frac{F_n}{(1+i)^n} \quad [AXI.5]$$

$$0 = F_0 + \frac{F_1}{(1+TIR)} + \dots + \frac{F_2}{(1+TIR)^2} + \frac{F_n}{(1+TIR)^n} \quad [AXI.6]$$

Donde:

F_0 : Flujo de caja en el año cero

F_n : Flujo de caja en el año n

i: Tasa de interés

La tasa de descuento utilizada para el cálculo del VAN fue de 9,76 %, valor referencial para el sector productivo empresarial en el Ecuador (Banco Central del Ecuador, 2017). La utilidad para los trabajadores es de 15 % y el impuesto a la renta de personas naturales en el Ecuador es de 35 % en caso de utilidad por más de 115 140 USD (SRI, 2017).

Análisis de sensibilidad

Precio de quiebre

El precio de quiebre se define como el valor en el cual la utilidad neta del proyecto se vuelve cero; este valor se calculó según la Ecuación AXI.7 (Stevens, 2006, pp. 78-80).

$$Pq = \frac{\text{Costos y gastos del flujo de caja}}{\text{Volumen de producción}} \quad [AXI.7]$$

Donde:

Pq : Precio de quiebre (USD/t)

$$Pq = \frac{1\,070\,032,63 \frac{\text{USD}}{\text{año}}}{3\,163,80 \frac{\text{t}}{\text{año}}}$$

$$Pq = 338,21 \frac{\text{USD}}{\text{t}}$$

A partir de el precio de quiebre se realizó el flujo de caja para cuatro puntos en aumentos del 25 % hasta el precio de mercado obtenido previamente. Estos valores se calcularon mediante la Ecuación AXI.8 (Stevens, 2006, p. 80).

$$P = (P_m - P_q) * \%V + P_q \quad [\text{AXI.7}]$$

Donde:

P: Precio de análisis (USD/t)

Pq: Precio de quiebre (q) y de mercado (m) (USD/t)

%V: Porcentaje de variación

Los resultados se muestran desde la Tabla AXI.10 hasta la Tabla AXI.13

Tabla AXI.10. Flujo de caja del proyecto con el precio de quiebre: VAN, TIR y ROI

Cuentas (USD)	Período	
	0	1 – 10
Ingresos		1 070 032,63
Costos y gastos		-1 070 032,63
Depreciación		- 319 160,01
Utilidad antes de impuestos		- 319 160,01
Utilidad trabajadores (15 %)		0,00
Impuesto a la renta (35 %)		0,00
Utilidad después de impuestos		- 319 160,01
Depreciación		319 160,01
Inversión fija	-3 191 600,07	
Contingencia	- 319 160,01	
Flujo de caja neto	-3 510 760,08	0,00
VAN (USD)		-3 510 760,08
TIR (%)		NA
ROI (%)		0,00

Tabla AXI.11. Flujo de caja del proyecto con el 25 % de incremento al precio de quiebre, VAN, TIR y ROI

Cuentas (USD)	Período	
	0	1 – 10
Ingresos		1 526 060,71
Costos y gastos		-1 070 032,63
Depreciación		- 319 160,01
Utilidad antes de impuestos		136 868,07
Utilidad trabajadores (15 %)		- 20 530,21
Impuesto a la renta (35 %)		- 47 903,82
Utilidad después de impuestos		68 434,04
Depreciación		319 160,01
Inversión fija	-3 191 600,07	
Contingencia	- 319 160,01	
Flujo de caja neto	-3 510 760,08	387 594,04
VAN (USD)		-1 104 408,57
TIR (%)		1,84
ROI (%)		11,04

Tabla AXI.12. Flujo de caja del proyecto con el 50 % de incremento al precio de quiebre, VAN, TIR y ROI

Cuentas (USD)	Período	
	0	1 – 10
Ingresos		1 982 088,79
Costos y gastos		-1 070 032,63
Depreciación		- 319 160,01
Utilidad antes de impuestos		592 896,15
Utilidad trabajadores (15 %)		- 88 934,42
Impuesto a la renta (35 %)		- 207 513,65
Utilidad después de impuestos		296 448,07
Depreciación		319 160,01
Inversión fija	-3 191 600,07	
Contingencia	- 319 160,01	
Flujo de caja neto	-3 510 760,08	615 608,08
VAN (USD)		311 201,24
TIR (%)		11,77
ROI (%)		17,53

Tabla AXI.13. Flujo de caja del proyecto con el 75 % de incremento al precio de quiebre, VAN, TIR y ROI

Cuentas (USD)	Período	
	0	1 – 10
Ingresos		2 438 116,86
Costos y gastos		-1 070 032,63
Depreciación		- 319 160,01
Utilidad antes de impuestos		1 048 924,23
Utilidad trabajadores (15 %)		- 157 338,63
Impuesto a la renta (35 %)		- 367 123,48
Utilidad después de impuestos		524 462,11
Depreciación		319 160,01
Inversión fija	-3 191 600,07	
Contingencia	- 319 160,01	
Flujo de caja neto	-3 510 760,08	843 622,12
VAN (USD)		1 726 811,04
TIR (%)		20,22
ROI (%)		24,03

Tabla AXI.14. Flujo de caja del proyecto considerando el uso de cascarilla de arroz para generación de vapor, VAN, TIR y ROI

Cuentas (USD)	Período	
	0	1 – 10
Ingresos		2 894 144,94
Costos y gastos		- 692 432,48
Depreciación		- 338 120,06
Utilidad antes de impuestos		1 863 592,40
Utilidad trabajadores (15 %)		- 279 538,86
Impuesto a la renta (35 %)		- 652 257,34
Utilidad después de impuestos		931 796,20
Depreciación		338 120,06
Inversión fija	-3 381 200,61	
Contingencia	- 338 120,06	
Flujo de caja neto	-3 719 320,67	1 269 916,26
VAN (USD)		4 114 649,86
TIR (%)		31,81
ROI (%)		34,14