

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

**DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE PROPILENO A
PARTIR DE LA FRACCIÓN ORGÁNICA DE LOS RESIDUOS
SÓLIDOS URBANOS**

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE
INGENIERA QUÍMICA**

CINDY GABRIELA DELGADO DELGADO

cindy.gdd@gmail.com

DIRECTOR: ING. ANDRÉS GABRIEL CHICO PROAÑO, MSc.

andres.chico@epn.edu.ec

Quito, abril 2018

© Escuela Politécnica Nacional 2018

Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo, Cindy Gabriela Delgado Delgado, 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

Cindy Gabriela Delgado Delgado

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Cindy Gabriela Delgado Delgado bajo mi supervisión.

Ing. Andrés Chico, MSc.
DIRECTOR DE PROYECTO

AGRADECIMIENTOS

A mi Dios, que siempre está conmigo, me bendice y guía mi camino. A mi papito Luchito que me cuida desde el cielo.

A mis razones de ser, mi mami y mi ñaña que me han dado todo su amor y apoyo incondicional. A mi mami que es mi gran bendición y a quien debo todo lo que soy.

A mi linda familia que siempre ha estado conmigo apoyándome, mis tíos, mis primos.

A mi querida Escuela Politécnica Nacional, en donde he aprendido tanto y he vivido los mejores años de mi vida.

A mis amigas de toda la vida Alejita y Dani, con quienes he contado en todo momento y las admiro tanto. A mis amigos May y Mini, juntos iniciamos y finalizamos este arduo y a la vez gratificante camino en la Poli. A mis amigos de mi Facultad con quienes he compartido maravillosos momentos y nos hemos apoyado mutuamente.

A mi Feli, que siempre me cuida, me ayuda, me acompaña, mi compañero que hace especial y feliz cada minuto de cada uno de mis días.

A los maestros de mi querida Escuela Politécnica Nacional que me han formado como profesional y como persona, me han brindado conocimientos, sabiduría y grandes lecciones de vida. A mi Director, Ing. Andrés Chico, de quien he aprendido mucho y me apoyó desde el primer momento, y gracias a quien este proyecto fue posible.

DEDICATORIA

Dedico este proyecto a mi madre, que me ha brindado la mejor educación y cada día me alienta a seguir adelante y superarme.

ÍNDICE DE CONTENIDOS

		PÁGINA
	RESUMEN	xxiii
1.	JUSTIFICACIÓN	1
2.	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	6
2.1.	Localización de la planta	6
2.1.1.	Macrolocalización	6
2.1.2.	Microlocalización	8
2.2.	Obtención de <i>syngas</i>	12
2.2.1.	Trituración	13
2.2.2.	Secado	14
2.2.3.	Gasificación	14
2.2.4.	Separación de partículas sólidas	15
2.3.	Síntesis de propileno	16
2.3.1.	Enfriamiento del gas de síntesis	16
2.3.2.	Absorción de CO ₂	17
2.3.3.	Compresión del gas de síntesis	17
2.3.4.	Reacción tipo Fischer-Tropsch	18
2.4.	Sistema de purificación de productos	19
2.4.1.	Separación trifásica	19
2.4.2.	Absorción de CO ₂	20
2.4.3.	Separación de hidrocarburos	20
2.4.4.	Desorción de CO ₂	22
3.	CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN	23
3.1.	Criterios generales	23
3.2.	Diseño del gasificador de RSU	26
3.3.	Diseño del ciclón	29
3.4.	Diseño de las torres de absorción y desorción de CO ₂	33
3.5.	Diseño del reactor tipo Fischer-Tropsch	38

3.6.	Diseño de los tanques separadores	44
3.7.	Dimensionamiento de los tanques de almacenamiento	46
3.8.	Dimensionamiento de los sistemas de bombeo	49
4.	DISEÑO DE LA PLANTA	53
4.1.	Diagrama de bloques (BFD) y diagrama de flujo (PFD)	53
4.1.1.	Diagrama de Bloques (BFD) de la planta	53
4.1.2.	Diagrama de Flujo (PFD) de la planta	55
4.2.	Balance de masa	60
4.3.	Planificación de la producción	64
4.4.	Balance de energía	71
4.4.1.	Gasificador	71
4.4.2.	Reactor tipo Fischer-Tropsch	73
4.4.3.	Columna de absorción de CO ₂	75
4.5.	Disposición en planta (<i>Layout</i>) y planos de elevación	78
4.5.1.	Disposición en planta (<i>Layout</i>)	78
4.5.2.	Planos de elevación	81
4.6.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control	90
4.7.	Dimensionamiento y especificaciones de los equipos propuestos	98
4.7.1.	Dimensiones de los equipos propuestos	98
4.7.2.	Hojas de especificaciones de los equipos propuestos	99
5.	ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA	120
5.1.	Inversión inicial	120
5.1.1.	Activos fijos	120
5.1.2.	Capital de trabajo	121
5.2.	Presupuesto anual	122

5.2.1.	Ingresos	122
5.2.2.	Gastos	123
5.2.3	Flujo de efectivo	125
5.3.	Indicadores financieros	127
5.4	Análisis de sensibilidad	127
6.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	132
6.1.	Conclusiones	132
6.2.	Recomendaciones	133
7.	REFERENCIAS	134
	ANEXOS	146

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 2.1.	Análisis de la localización de la planta	9
Tabla 2.2.	Etapas del proceso de producción de propileno	11
Tabla 3.1.	Criterio de selección para el tipo de tapa de un equipo	25
Tabla 3.2.	Distribución aproximada del tamaño de partícula de los sólidos presentes en el gas de síntesis obtenido a partir de biomasa	30
Tabla 3.3.	Características de los ciclones tipo <i>Stairmand</i> de alta eficiencia	30
Tabla 3.4.	Valores de los coeficientes de transferencia de masa para la difusión de CO ₂ en MEA y H ₂ O	36
Tabla 3.5.	Propiedades del catalizador para el reactor tipo Fischer-Tropsch	39
Tabla 3.6.	Valores de las constantes de las velocidades de reacción que intervienen en el reactor tipo Fischer-Tropsch	41
Tabla 3.7.	Valores de referencia de las velocidades de entrada y salida de una bomba centrífuga	49
Tabla 3.8.	Constantes de pérdidas para varios accesorios	52
Tabla 4.1.	Resultados de la caracterización física de la fracción orgánica de los RSU procedentes del cantón Rumiñahui	61
Tabla 4.2.	Resultados del análisis elemental de la fracción orgánica de los RSU procedentes del cantón Rumiñahui	62
Tabla 4.3.	Balance de masa de la planta de producción de propileno	62
Tabla 4.4.	Descripción de actividades, sus tiempos, varianza y secuencia en la planta de producción de propileno	66
Tabla 4.5.	Composición del gas de síntesis a la salida del gasificador, para una temperatura de gasificación de aproximadamente 1073 (K) y una humedad del combustible del 27%	73
Tabla 4.6.	Balance de energía de la planta de producción de propileno	77

Tabla 4.7.	Dimensiones de los equipos propuestos para la planta de producción de propileno	98
Tabla 4.8.	Hoja de especificaciones de las bandas transportadoras	100
Tabla 4.9.	Hoja de especificaciones de la trituradora	101
Tabla 4.10.	Hoja de especificaciones del secador	102
Tabla 4.11.	Hoja de especificaciones del gasificador	103
Tabla 4.12.	Hoja de especificaciones del generador de oxígeno	104
Tabla 4.13.	Hoja de especificaciones del ciclón	105
Tabla 4.14.	Hoja de especificaciones del intercambiador de calor	106
Tabla 4.15.	Hoja de especificaciones de la columna de absorción	107
Tabla 4.16.	Hoja de especificaciones de la columna de desorción	108
Tabla 4.17.	Hoja de especificaciones del tanque separador trifásico	109
Tabla 4.18.	Hoja de especificaciones del separador bifásico	110
Tabla 4.19.	Hoja de especificaciones del reactor tipo Fischer-Tropsch	111
Tabla 4.20.	Hoja de especificaciones del tamiz molecular	112
Tabla 4.21.	Hoja de especificaciones de la columna de destilación criogénica	113
Tabla 4.22.	Hoja de especificaciones del generador de vapor	114
Tabla 4.23.	Hoja de especificaciones del generador de energía con metano	115
Tabla 4.24.	Hoja de especificaciones del compresor multietapa	116
Tabla 4.25.	Hoja de especificaciones de la bomba de agua y solución de MEA	117
Tabla 4.26.	Hoja de especificaciones de la válvula reductora de presión	118
Tabla 4.27.	Hoja de especificaciones del blower	119
Tabla 5.1.	Inversión en activos fijos	120
Tabla 5.2.	Costos que constituyen el capital de trabajo	122

Tabla 5.3.	Ingresos anuales	123
Tabla 5.4.	Gastos anuales	124
Tabla 5.5.	Porcentajes que cada gasto representa en base al total de gastos	124
Tabla 5.6.	Flujo de efectivo	126
Tabla 5.7.	Indicadores financieros	127
Tabla 5.8.	Ingresos y gastos anuales de la planta para cada escenario analizado	128
Tabla 5.9.	Flujo de efectivo del proyecto para cada escenario analizado	129
Tabla 5.10.	Valores de los indicadores financieros VAN y TIR calculados para cada escenario	129
Tabla 5.11.	Influencia del costo de materia prima sobre los indicadores financieros VAN y TIR	131
Tabla AI.1.	Especificaciones de los equipos usados para los análisis de caracterización de la fracción orgánica de los RSU	148
Tabla AI.2.	Resultados de los ensayos de contenido de humedad de la fracción orgánica de los RSU	149
Tabla AI.3.	Resultados de los ensayos de contenido de cenizas de la fracción orgánica de los RSU	149
Tabla AI.4.	Resultados de los ensayos de poder calórico de la fracción orgánica de los RSU	150
Tabla AI.5.	Resultados de la determinación de la fórmula empírica de la fracción orgánica de los RSU	151
Tabla AII.1	Balance de masa y condiciones de operación del triturador Z-101	153
Tabla AII.2.	Balance de masa y condiciones de operación del secador T-101	154
Tabla AIII.1.	Constantes de los gases para el cálculo de la capacidad calorífica	168
Tabla AIII.2.	Entalpía y energía libre de Gibbs de formación estándar de diferentes gases	168

Tabla AIII.3.	Composición del gas de síntesis obtenido en el gasificador para una humedad inicial de los RSU de 25%	171
Tabla AIII.4.	Balance de masa global en el gasificador y condiciones de operación	172
Tabla AIII.5.	Balance de masa en el ciclón y condiciones de operación	172
Tabla AIV.1.	Condiciones iniciales de los fluidos en el intercambiador de calor W-101	174
Tabla AIV.2.	Balance de masa en los intercambiadores de calor de la planta	175
Tabla AV.1.	Flujos molares de entrada al absorbedor de CO ₂ CA-201	177
Tabla AV.2.	Constantes de los componentes para el cálculo de las capacidades caloríficas a temperaturas determinadas	179
Tabla AV.3.	Flujos molares y temperaturas de entrada y salida del absorbedor de CO ₂	181
Tabla AV.4.	Resultados iniciales: factores de absorción y desorción, fracciones absorbidas y no absorbidas y flujos molares de los componentes a la salida del absorbedor, para 10 etapas	185
Tabla AV.5.	Valores de entalpía a diferentes temperaturas de los componentes que ingresan al absorbedor	187
Tabla AV.6.	Valores de flujos molares totales y temperaturas de salida del absorbedor para las diferentes iteraciones realizadas	189
Tabla AV.7.	Resultados del balance de masa para el absorbedor de CO ₂ , para 10 y 15 etapas	189
Tabla AV.8.	Balance de masa por componente para el absorbedor de CO ₂ CA-201 de 10 etapas	190
Tabla AV.9.	Balance de masa global y condiciones de operación para el absorbedor de CO ₂ CA-201 de 10 etapas	191
Tabla AV.10.	Balance de masa por componente para el absorbedor de CO ₂ CA-301 de 20 etapas	191
Tabla AV.11.	Balance de masa global y condiciones de operación para el absorbedor de CO ₂ CA-301 de 20 etapas	192
Tabla AVI.1.	Flujos molares de entrada al desorbedor de CO ₂	194

Tabla AVI.2.	Flujos molares y temperaturas de entrada y salida del desorbedor de CO ₂	195
Tabla AVI.3.	Resultados iniciales: factores de absorción y desorción, fracciones absorbidas y no absorbidas y flujos molares de los componentes a la salida del desorbedor de CO ₂ , de 20 etapas	200
Tabla AVI.4.	Valores de entalpía a diferentes temperaturas de las corrientes de entrada y salida del desorbedor	202
Tabla AVI.5	Valores de flujos molares totales y temperaturas de salida del absorbedor para las diferentes iteraciones realizadas	203
Tabla AVI.6	Balance de masa por componente para el desorbedor de CO ₂ de 20 etapas	204
Tabla AVI.7	Balance de masa global y condiciones de operación para el absorbedor de CO ₂ de 10 etapas	204
Tabla AVII.1	Flujos molares de los componentes del gas de entrada y salida	205
Tabla AVII.2	Flujos molares de los componentes del gas producto del proceso tipo Fischer-Tropsch	207
Tabla AVII.3	Balance de masa y condiciones de operación en el reactor tipo Fischer-Tropsch	208
Tabla AVIII.1	Balance de masa por componente en el separador S-301	211
Tabla AVIII.2	Balance de masa y condiciones de operación en el separador S-301	211
Tabla AVIII.3	Balance de masa y condiciones de operación en el separador S-401	212
Tabla AIX.1	Balance de masa y condiciones de operación del tamiz molecular TM-401	213
Tabla AIX.2	Balance de masa y condiciones de operación del separador criogénico D-401	214
Tabla AIX.3	Balance de masa y condiciones de operación del tamiz molecular TM-402	214
Tabla AX.1	Parámetros necesarios para el dimensionamiento del gasificador	215
Tabla AX.2	Dimensiones del ciclón F-101 tipo <i>Stairmand</i> alta eficiencia	219

Tabla AXI.1	Propiedades físicas líquido y el gas en el absorbedor de CO ₂	223
Tabla AXI.2	Datos de equilibrio del CO ₂ /solución de MEA	225
Tabla AXI.3	Valores de las concentraciones de CO ₂ en el gas y en el equilibrio, para la determinación del NUT	227
Tabla AXI.4	Parámetros de diseño de la torre de absorción CA-201	230
Tabla AXI.5	Parámetros de diseño de la torre de absorción CA-301	230
Tabla AXII.1	Flujos de los componentes del gas de entrada	231
Tabla AXII.2	Propiedades del gas de entrada	231
Tabla AXII.3	Dimensiones típicas de los tubos de un reactor tipo Fischer-Tropsch	232
Tabla AXII.4	Constantes para el cálculo de las capacidades calóricas de los componentes que intervienen un reactor tipo Fischer-Tropsch	232
Tabla AXII.5	Resultados de los parámetros de diseño del reactor Fischer-Tropsch	237
Tabla AXIII.1	Propiedades físicas del líquido y el gas en el separador	238
Tabla AXIII.2	Parámetros de diseño del separador bifásico S-301	241
Tabla AXIII.3	Parámetros de diseño del separador bifásico S-401	242
Tabla AXIV.1	Propiedades físicas líquido y el gas en el desorbedor de CO ₂	243
Tabla AXIV.2	Datos de equilibrio del CO ₂ /H ₂ O	245
Tabla AXIV.3	Valores de las concentraciones de CO ₂ en el gas y en el equilibrio, para la determinación del NUT	247
Tabla AXIV.4	Parámetros de diseño de la torre de desorción CD-401	249
Tabla AXV.1	Especificaciones de los intercambiadores de calor de tubos y coraza de la planta de producción de propileno	252
Tabla AXV.2	Parámetros requeridos para el cálculo del espesor del tanque de almacenamiento de MEA	254
Tabla AXV.3	Parámetros requeridos para el dimensionamiento del tanque de propileno	255

Tabla AXV.4	Parámetros requeridos para el dimensionamiento del tanque de propileno	256
Tabla AXV.5	Parámetros calculados para la selección de bombas	258
Tabla AXVI.1	Desglose de costos por consumo de energía eléctrica	259
Tabla AXVI.2	Desglose de costos por salarios anuales, en USD	260
Tabla AXVI.3	Desglose de costos por depreciación anuales	261
Tabla AXVI.4	Desglose de costos por insumos	261

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÀGINA
Figura 1.1.	Fracciones presentes en la composición de los RSU	2
Figura 1.2.	Importaciones anuales de propileno al Ecuador	4
Figura 1.3.	Importaciones anuales de propileno al Ecuador	4
Figura 2.1.	Macrolocalización de la planta	7
Figura 2.2.	Microlocalización de la planta: Parque industrial Itulcachi. Av. Interestatal E35	10
Figura 2.3.	Gasificador de lecho fijo tipo <i>downdraft</i> o corriente descendente	13
Figura 2.4.	Separador vertical trifásico tipo “ <i>knock-out</i> ”	19
Figura 3.1.	Esquema de un gasificador tipo <i>downdraft</i>	26
Figura 3.2.	Esquema de un ciclón de alta eficiencia tipo <i>Stairmand</i>	30
Figura 3.3.	Gráfica de la caída de presión general para columnas empacadas	37
Figura 3.4.	Esquema básico de un reactor tipo Fischer-Tropsch de lecho fijo	38
Figura 3.5.	Diagrama de Moody	50
Figura 4.1.	Diagrama de bloques (BFD) de la planta de producción de propileno	53
Figura 4.2.	Diagrama de flujo PFD de la planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de los RSU	56
Figura 4.3.	Diagrama de flujo PFD de la planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de los RSU	57
Figura 4.4.	Diagrama de flujo PFD de la planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de los RSU	58
Figura 4.5.	Diagrama de flujo PFD de la planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de los RSU	59
Figura 4.6.	Nodo PERT	67

Figura 4.7.	Gráfica PERT de las actividades de la planta de producción de propileno	68
Figura 4.8.	Diagrama de Gantt de las actividades de la planta de producción de propileno	69
Figura 4.9.	Composición del gas de síntesis versus humedad del combustible a) Bibliografía. b) Simulación realizada para la gasificación de RSU	72
Figura 4.10.	Temperatura en el reactor tubular versus peso del catalizador para un diámetro interno de tubo de 0,03 (m) a) Bibliografía. b) Simulación realizada para el reactor tipo Fischer-Tropsch	74
Figura 4.11.	Concentración de CO ₂ en el gas versus altura de la columna de absorción que utiliza una solución de MEA al 30% en peso como agente de absorción a) Bibliografía. b) Simulación realizada para la columna de absorción empacada	76
Figura 4.12.	<i>Layout</i> de la planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de los RSU	79
Figura 4.13.	<i>Layout</i> de las instalaciones de la planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de los RSU	80
Figura 4.14.	Plano de elevación del gasificador (G-101)	82
Figura 4.15.	Plano de elevación del ciclón (F-102)	83
Figura 4.16.	Plano de elevación de la columna de absorción (CA-201)	84
Figura 4.17.	Plano de elevación del reactor (R-201)	85
Figura 4.18.	Plano de elevación del separador trifásico (S-301)	86
Figura 4.19.	Plano de elevación de la columna de absorción (CA-301)	87
Figura 4.20.	Plano de elevación de la columna de desorción (CA-401)	88
Figura 4.21.	Plano de elevación del separador bifásico (S-401)	89
Figura 4.22.	Diagrama P&ID de la planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de RSU	91
Figura 4.23.	Diagrama P&ID de la planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de RSU	92

Figura 4.24.	Diagrama P&ID de la planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de RSU	93
Figura 4.25.	Diagrama P&ID de la planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de RSU	94
Figura 4.26.	Diagrama P&ID de la planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de RSU	95
Figura 4.27.	Diagrama P&ID de la planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de RSU	96
Figura 4.28.	Simbología y nomenclatura usada en el diagrama P&ID	97
Figura AI.1.	Certificado de la participación en el proyecto de vinculación PVS-2016-01	152
Figura AIII.1.	Composición del gas obtenido en el gasificador e función de la humedad de entrada de los RSU, para una temperatura de gasificación de 1073 (K)	171
Figura AV.1.	Esquema básico de un absorbedor con sus corrientes de entrada y salida	177
Figura AV.2.	Flujo de calor total en el absorbedor en función de la temperatura del líquido producto	188
Figura AVI.1.	Esquema básico de un desorbedor con sus corrientes de entrada y salida	194
Figura AVI.2.	Flujo de calor total en el desorbedor en función de la temperatura del gas producto	203
Figura AVIII.1.	Esquema básico de un separador trifásico	209
Figura AX.1.	Gráfica de relación radios del ciclón en función del parámetro Ψ y el factor de diseño del ciclón	220
Figura AXI.1.	Gráfica de equilibrio del sistema CO ₂ /solución de MEA	226
Figura AXI.2.	Gráfica del número de unidades de transferencia para el sistema CO ₂ /solución de MEA	228
Figura AXII.1.	Variación de la temperatura en el reactor en función del peso del catalizador	236
Figura AXIV.1.	Gráfica de equilibrio del sistema CO ₂ /H ₂ O	246

Figura AXIV.2. Gráfica del número de unidades de transferencia para el sistema $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{O}$ 247

INDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I Caracterización de la fracción orgánica de los RSU	147
ANEXO II Balance de masa en los equipos de preparación de la materia prima (RSU)	153
ANEXO III Balance de masa y energía en el gasificador y sistema de remoción de material particulado	155
ANEXO IV Balance de masa y energía en los sistemas de intercambio de calor	173
ANEXO V Balance de masa y energía de las torres de absorción de CO ₂	176
ANEXO VI Balance de masa y energía de la torre de desorción de CO ₂	193
ANEXO VII Balance de masa y energía en el reactor tipo Fischer-Tropsch	205
ANEXO VIII Balance de masa en los separadores	209
ANEXO IX Balance de masa en los equipos de purificación de olefinas	213
ANEXO X Diseño del gasificador y del ciclón	215
ANEXO XI Diseño de las torres de absorción de CO ₂	223
ANEXO XII Diseño del reactor tipo Fischer-Tropsch	231
ANEXO XIII Diseño de los separadores	238
ANEXO XIV Diseño de la torre de desorción de CO ₂	243
ANEXO XV Dimensionamiento de los equipos secundarios de la planta	251

ANEXO XVI
Estudio de prefactibilidad económica

RESUMEN

El objetivo principal del presente trabajo fue diseñar una planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (RSU), con el fin de brindar una alternativa para reducir la creciente importación de propileno al Ecuador y a la vez, aprovechar, dar valor agregado y reducir el impacto ambiental negativo asociado a los RSU que son actualmente desechados. Para el cumplimiento del objetivo, se realizó inicialmente una caracterización física de los RSU provenientes del cantón Rumiñahui. La humedad presente en los RSU fue 78,10 %, el contenido de cenizas fue 9,71 % y el poder calórico fue 19,60 MJ kg⁻¹. Estos parámetros fueron necesarios para elaborar los balances de masa y energía del proceso, así como el diseño de los equipos principales de la planta.

Se estableció la capacidad de la planta en un valor de 1 340 kg h⁻¹ de residuos, y se establecieron las operaciones unitarias principales del proceso tales como: gasificación, absorción de CO₂, reacción tipo Fischer-Tropsch, separación de productos y desorción de CO₂.

El diseño y balances másicos y energéticos de los equipos principales de la planta tales como: gasificador, reactor tipo Fischer-Tropsch y columnas de absorción y desorción; fueron realizados mediante simulaciones en el software MATLAB y sus resultados se compararon con datos bibliográficos, con lo cual se comprobó que los cálculos se realizaron correctamente.

De los equipos principales diseñados, el reactor tipo Fischer-Tropsch multitubular fue el de mayor valor económico debido a sus requerimientos de construcción, al ser un equipo que opera a una temperatura de 573 K y una presión de 2 020 kPa.

Dentro del diseño de la planta, se elaboraron los diagramas BFD, PFD y P&ID, se dimensionaron y se seleccionaron los equipos secundarios. Adicionalmente, se realizó la planificación de la producción y el estudio de prefactibilidad económica.

Del análisis de prefactibilidad económica, para un horizonte de 10 años, se obtuvo que se requiere de una inversión inicial de 3 338 630,78 USD, valor que retorna en los dos primeros años de funcionamiento de la planta. Además, se determinó que el valor actual neto (VAN) es 12 050 996,78 USD y la tasa interna de retorno es 84,83 %. Estos valores indicaron que la planta propuesta es factible económicamente.

1 JUSTIFICACIÓN

En el Ecuador, la generación de residuos sólidos urbanos (RSU) durante el año 2016 superó las 4 millones de toneladas métricas y se estima que en el 2017 se generen alrededor de 5,4 millones de toneladas métricas de residuos. Este incremento, ligado al crecimiento de la población, representa un constante desafío para los gobiernos municipales quienes son los encargados de la disposición final de los RSU (Ministerio del Ambiente – Ecuador, 2016).

Cerca del 80 % de los residuos sólidos urbanos son recolectados y llevados a rellenos sanitarios que en algunos casos no cumplen con los suficientes criterios técnicos de operación o no tienen un control adecuado (Ministerio del Ambiente – Ecuador, 2016). Además, la implementación y manejo de un relleno sanitario implica un gasto para las empresas municipales y por ende para la ciudadanía, como en el caso del Distrito Metropolitano de Quito, en donde se estima que se destinan 80 USD por cada tonelada de residuos que se depositan en rellenos (El Comercio, 2016).

El restante 20 % de los RSU es depositado en botaderos al aire libre donde no existe control de su disposición, lo cual conlleva a un problema ambiental que incluye la obstrucción de canales de agua y sistemas de alcantarillado, el riesgo de deslaves, la contaminación de cuerpos de agua, la proliferación de vectores, etc. (Ministerio del Ambiente – Ecuador, 2016; Paes, 2014, p. 10), por lo que se requiere un manejo integral y planificado de los residuos. Además del impacto ambiental negativo asociado a una mala disposición de los RSU, se produce un desperdicio de recursos potencialmente valiosos, ya que los residuos contienen material orgánico aprovechable que puede ser usado para la obtención de productos de elevado valor agregado (Ministerio del Ambiente – Ecuador, 2016; UNED, 2011).

En el cantón Rumiñahui, provincia de Pichincha, la Empresa Pública Municipal de Residuos Sólidos diariamente recolecta aproximadamente 100 t de residuos, de los cuales, cerca del 60 % son orgánicos, tal como se observa en la Figura 1.1.

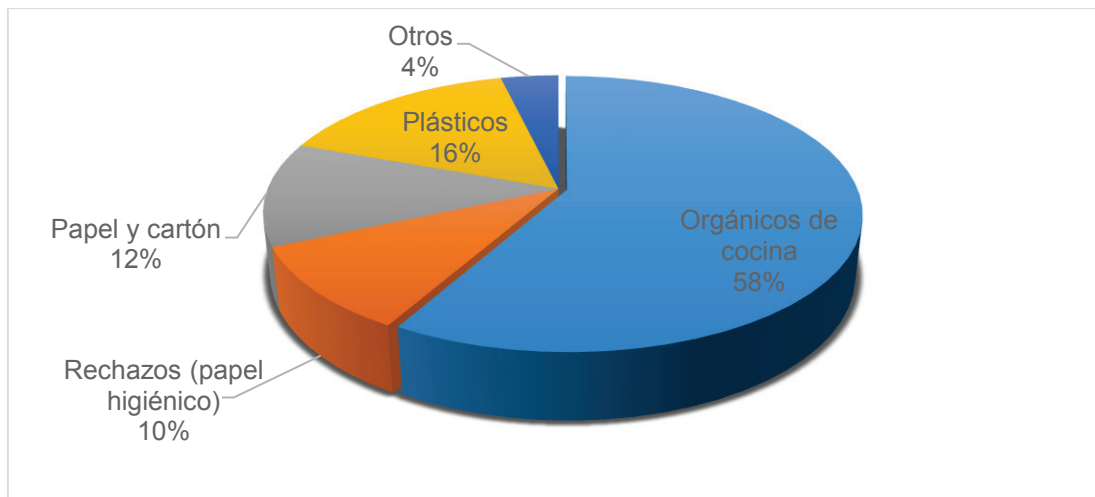


Figura 1.1. Fracciones presentes en la composición de los RSU
(Rumiñahui-Aseo, EPM, 2016)

Actualmente dicha empresa maneja proyectos de recolección diferenciada, uno de estos proyectos es el denominado “Islas Ecológicas” que beneficia a 28 urbanizaciones del cantón Rumiñahui, en donde se imparten capacitaciones a los moradores para incentivar la cultura del reciclaje y la clasificación de la basura, con el objetivo de proporcionar facilidad a un posterior tratamiento de los RSU (Rumiñahui-Aseo, EPM, 2016).

Existen varias alternativas para aprovechar la fracción orgánica contenida en los RSU, tales como la obtención de energía, combustibles o productos químicos valiosos mediante la combustión, pirólisis o gasificación de dichos residuos (Basu y Kaushal, 2009, pp. 1-2).

La gasificación es un proceso termoquímico complejo que involucra varias etapas y reacciones químicas, a la vez presenta un alto rendimiento (75 – 80 %) y produce bajas emisiones contaminantes, además permite aprovechar el poder calórico de una gran variedad de residuos para producir gas de síntesis (EQTEC, 2014, p.6).

El gas de síntesis, principalmente compuesto por H_2 y CO , además de ser una importante fuente para la generación de energía, es un excelente precursor para la obtención de varios productos químicos tales como: olefinas, parafinas, amoníaco,

alcoholes, ácidos, etc. (Arteaga-Pérez et al., 2014, pp. 138-140). Es así que una importante alternativa de aprovechamiento de los RSU es la obtención de propileno a partir del gas de síntesis producido mediante la gasificación de la fracción orgánica de los RSU (Bradin, 2009, p.2).

El propileno, olefina formada por tres carbonos, constituye la materia prima para la obtención de polipropileno, un polímero con múltiples aplicaciones industriales tales como: el embalaje, la elaboración de fibras textiles, producción de partes automotrices, tuberías, etc. (Salas, 2005, p. 53).

A nivel mundial, casi la totalidad de propileno se sintetiza a partir del petróleo mediante craqueo catalítico, este proceso, junto con la polimerización del propileno ocasiona que la huella de carbono asociada al polipropileno sea de aproximadamente 3 kg CO₂ por kg de polipropileno producido (Ramírez, 2014, p. 2). Por ello, la gasificación es una alternativa que permite reducir la dependencia de materias primas fósiles para obtener un producto muy importante en la industria, y a la vez brinda la posibilidad de emplear residuos a los que no se les da un posterior uso (Bradin, 2009, p. 3).

Como se mencionó, para la industria en general, el propileno y sus derivados son de vital importancia. Dado que en el Ecuador no se produce propileno, las importaciones de este producto representan actualmente un importante costo para el país, más de 100 000 USD al año (Banco Central del Ecuador, 2016).

Como se indica en la Figura 1.2, la importación de propileno al país se incrementó de manera considerable en el año 2016 con respecto a los 4 años anteriores, superando en casi un 100 % a la importación del año 2013; lo cual se debe al incremento de los requerimientos industriales de esta materia prima (Banco Central del Ecuador, 2016).

Por otra parte, el propileno, como material susceptible de ser obtenido a partir de gas de síntesis, es el segundo más costoso que el Ecuador importa, después del amoníaco (Banco Central del Ecuador, 2016).

Además, las importaciones de polipropileno del país en los últimos cinco años superan los 100 millones USD, esta información se observa en la Figura 1.3. El polipropileno empleado en Ecuador es importado principalmente de Estados Unidos, China, Corea del Sur, Chile, Brasil, Colombia y Perú (Banco Central del Ecuador, 2016).

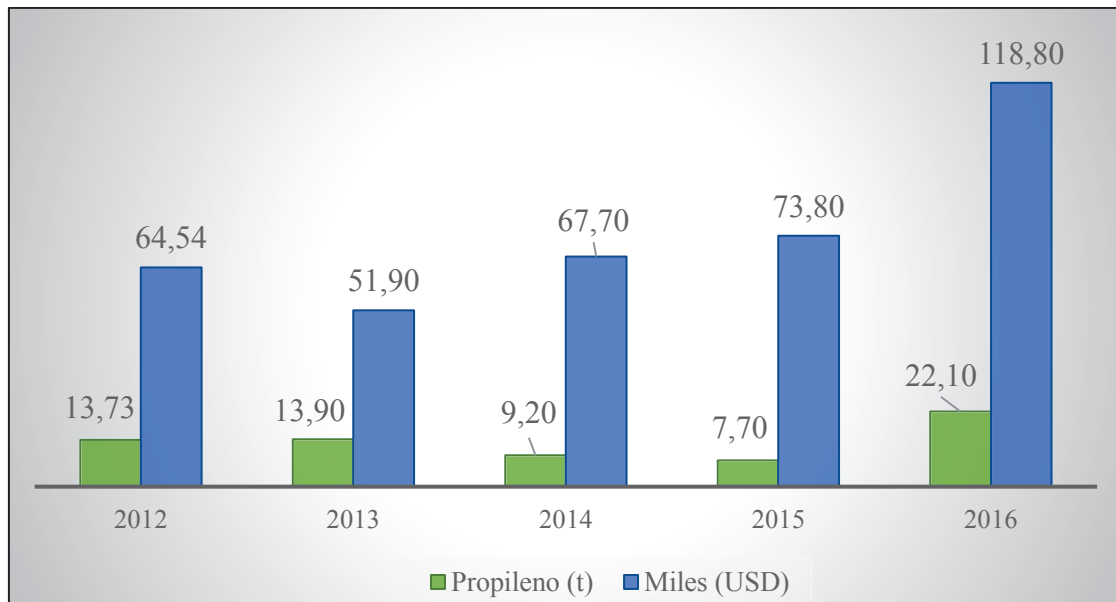


Figura 1.2. Importaciones anuales de propileno al Ecuador
(Banco Central del Ecuador, 2016)

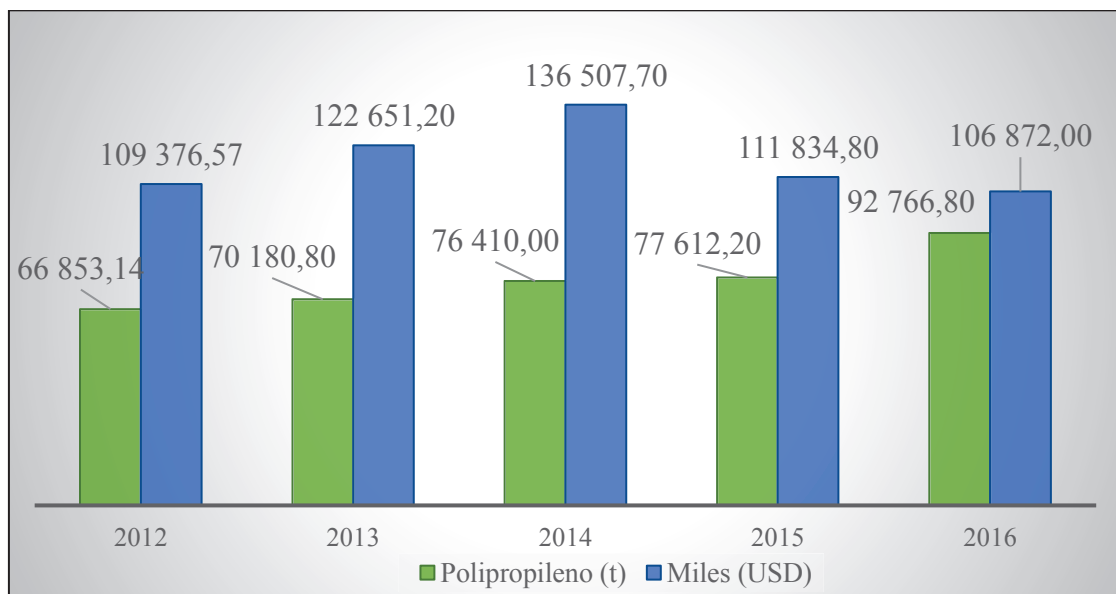


Figura 1.3. Importaciones anuales de polipropileno al Ecuador
(Banco Central del Ecuador, 2016)

Dentro de este contexto, la importancia del presente proyecto radica en proponer una alternativa para reemplazar parcialmente la creciente importación de propileno en el país y así dar paso a la posibilidad de generar una variedad de productos de gran importancia a la industria como el polipropileno y sus derivados. Además, se plantea una opción para aprovechar, dar valor agregado y reducir los problemas ambientales asociados a la disposición de los RSU que son actualmente desechados; ya que la producción de propileno usando gas de síntesis obtenido de residuos es una alternativa ecológica y eficiente para la industria, reduciendo la dependencia por los combustibles fósiles (Bradin, 2009, p. 2).

2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

En el presente proyecto se presenta el diseño de una planta de producción de propileno a partir de la gasificación de residuos sólidos urbanos, para esto es importante establecer en primera instancia la localización de la planta y describir el proceso de producción que se llevará a cabo.

2.1. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

Un importante aspecto que se debe tomar en cuenta a la hora de diseñar una planta productiva es su localización, con el fin de asegurar un proyecto seguro, fiable y rentable. Por ello, son varios factores los que inciden sobre la decisión del lugar de localización de la planta, tales como: disponibilidad de suelo, disponibilidad de mano de obra, facilidades de transporte, disponibilidad de servicios básicos, aprovisionamiento de materias primas e insumos, entre otros (Cuatrecasas, 2012, pp. 318-319).

La localización de una planta tiene dos componentes: la macrolocalización y la microlocalización (Van der Berghe, 2015, p. 31).

2.1.1. MACROLOCALIZACIÓN

La macrolocalización involucra la selección del país, ciudad y/o región en donde se va a ubicar el proyecto. Por lo general, para este primer análisis se toma en cuenta principalmente la disponibilidad de la materia prima y/o la cercanía del mercado (Van der Berghe, 2015, pp. 31-32).

En el cantón Rumiñahui, provincia Pichincha, se recolectan alrededor de 3 400 t de RSU al mes, de los cuales aproximadamente el 60 % constituyen la fracción orgánica de los residuos. En los últimos años la empresa pública encargada de la

recolección de los RSU en Rumiñahui ha implementado una recolección diferenciada de residuos, lo que representa una ventaja al momento de plantear alternativas de disposición o aprovechamiento de los residuos (Rumiñahui-Aseo, EPM, 2016).

Por lo antes mencionado, al ser la fracción orgánica de los RSU del cantón Rumiñahui la materia prima para la planta propuesta, en términos de macrolocalización, se tomará como referencia a la provincia de Pichincha, Ecuador, la cual se resalta en la Figura 2.1, considerando como factor preponderante la disponibilidad de la materia prima y su cercanía a la planta de producción de propileno.

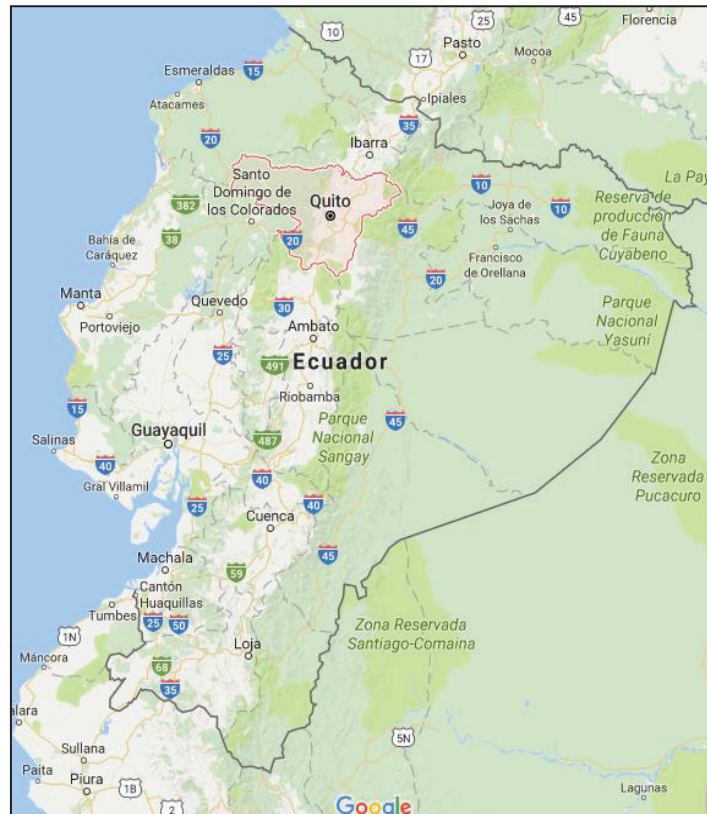


Figura 2.1. Macrolocalización de la planta
(Google Ecuador, 2017)

Una vez seleccionada la provincia en donde se ubicará el proyecto, se recurre a un análisis más minucioso de los factores que intervienen para la selección de la localización final de la planta, o microlocalización.

2.1.2. MICROLOCALIZACIÓN

La microlocalización de una planta toma en cuenta la ubicación específica en la cual se va a establecer el proyecto dentro de la ciudad o región determinada mediante el análisis de macrolocalización. Para la microlocalización se toman en cuenta factores más específicos orientados a definir una correcta ubicación, entre estos factores se tiene: disponibilidad de suelo, costos de construcción, disponibilidad de mano de obra, regulaciones medioambientales, etc. (Mungaray y Ramírez, 2004, pp. 78-80; Van der Berghe, 2015, p. 32).

Para la ubicación de la planta de producción de propileno, dentro de la provincia de Pichincha, se han tomado en cuenta dos alternativas: el parque industrial Itulcachi en la parroquia de Pifo por la cercanía al relleno sanitario El Inga, que es donde se disponen los RSU del cantón Rumiñahui; y la parroquia Sangolquí en el mismo cantón por la cercanía al centro de acopio de los RSU (Rumiñahui-Aseo, EPM, 2016).

Los factores que han sido analizados para elegir la mejor ubicación para la planta de producción de propileno son:

- Aprovechamiento de materia prima: los RSU del cantón Rumiñahui constituyen la materia prima del proceso y, por lo tanto, es conveniente que la planta se sitúe lo más cerca posible del centro de acopio de los residuos
- Disponibilidad de servicios básicos: el suministro de agua y electricidad son vitales para el funcionamiento de la planta, por lo que las alternativas de ubicación deben contar con estos servicios básicos
- Fuerza laboral: el personal necesario para operar la planta debe ser calificado y, en los casos de ubicación estudiados, al estar cerca del distrito metropolitano de Quito, no presentan problema al momento de seleccionar personal
- Legislación ambiental: a la hora de seleccionar una ubicación adecuada para la planta industrial se deben tomar en cuenta las leyes de uso de suelo, así como las disposiciones ambientales que se deben cumplir con los organismos de control pertinentes

- Disponibilidad de suelo: es importante que se cuente con un terreno con superficie adecuada para construir la planta y que presente la posibilidad de ampliación, en sectores donde sea permitida la ubicación de industrias
- Comunicación: las vías de acceso a la planta deben brindar las facilidades necesarias para el ingreso de materia prima e insumos y para la distribución del producto final
- Clima: se debe tener en cuenta las condiciones climáticas para tomar las medidas adecuadas a la hora de diseñar la planta. El clima de las opciones estudiadas es similar para los dos casos con las siguientes condiciones: temperatura promedio de 291 K y presión atmosférica de 0,72 atm (Meteonorm, 2017)
- Afectación a la comunidad: es importante tomar en cuenta que al usar como materia prima los RSU, se puede causar una molestia asociada a olores que pueden afectar a cualquier comunidad que pueda estar cerca de la ubicación de la planta, por lo que se debe buscar minimizar esta afectación

En la Tabla 2.1 se presenta el análisis de microlocalización de la planta con la ponderación de cada uno de los factores mencionados anteriormente de acuerdo con su relevancia para el proyecto y la calificación para cada una de las alternativas consideradas (Mungaray y Ramírez, 2004, p. 81).

Tabla 2.1. Análisis de la localización de la planta

Factores	Ponderación (1-100)	Opción A Parque Industrial Itulcachi (Pifo, Pichincha)		Opción B Sangolquí (Rumiñahui, Pichincha)	
		Calificación (1-10)	Calificación ponderada	Calificación (1-10)	Calificación ponderada
Disponibilidad de materias primas	20	8	160	10	200
Disponibilidad de suelo	10	10	100	8	80
Disponibilidad de servicios básicos	20	10	200	10	200
Comunicación	5	9	90	9	90

Tabla 2.1. Análisis de la localización de la planta (continuación...)

Factores	Ponderación (1-100)	Opción A Parque Industrial Itulcachi (Pifo, Pichincha)		Opción B Sangolquí (Rumiñahui, Pichincha)	
		Calificación (1-10)	Calificación ponderada	Calificación (1-10)	Calificación ponderada
Fuerza laboral	10	9	90	10	100
Legislación	20	10	200	8	160
Clima	5	9	90	8	80
Afectación a la comunidad	10	9	90	5	50
Total	100		1 020		960

Como se observa en la Tabla 2.1, la alternativa de ubicación A, Parque Industrial Itulcachi mostrado en la Figura 2.2, presenta una ventaja en la calificación ponderada total para ser elegida como la localización idónea para la planta de producción de propileno.

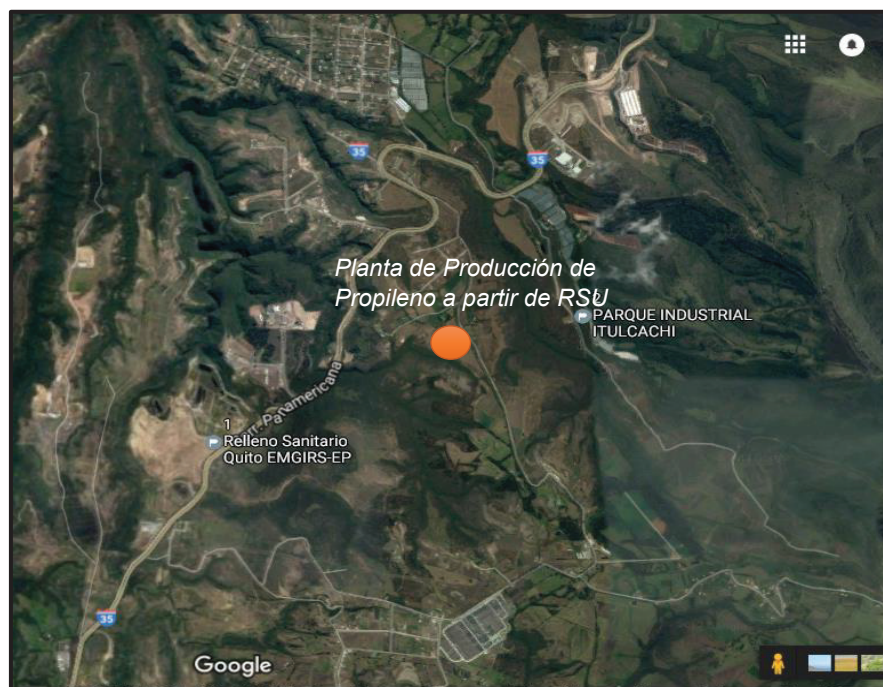


Figura 2.2. Microlocalización de la planta: Parque industrial Itulcachi. Av. Interestatal E35
(Google Ecuador, 2017)

Se eligió a la alternativa A por tratarse de un parque industrial consolidado en donde se tiene una adecuada disponibilidad de espacio y además es una zona específica para el asentamiento industrial según la reforma de la Ordenanza Municipal No. 0127 para uso de suelo en el Distrito Metropolitano de Quito. Esta locación cuenta con todas las seguridades y servicios para que la actividad industrial se desarrolle naturalmente (Municipio del Distrito Metropolitano de Quito, 2016; SUIA, 2017).

Una vez seleccionado el lugar donde se ubicará la planta, se establecieron las diferentes operaciones unitarias que intervienen en el proceso de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de RSU.

Para el proceso de producción de propileno, se definieron tres áreas principales dentro de la planta: la gasificación de los RSU para obtener *syngas*, la síntesis de propileno mediante el proceso Fischer-Tropsch y el sistema de purificación de productos, información que se presenta en la Tabla 2.2.

Tabla 2.2. Etapas del proceso de producción de propileno

Área	Descripción	Operaciones unitarias asociadas
001	Obtención de <i>syngas</i>	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Trituración ▪ Secado ▪ Gasificación ▪ Separación de partículas sólidas
002	Síntesis de propileno	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Enfriamiento ▪ Absorción de CO₂ ▪ Compresión ▪ Reacción tipo Fischer-Tropsch
003	Sistema de purificación de productos	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Separación trifásica ▪ Absorción de CO₂ ▪ Separación de hidrocarburos ▪ Desorción de CO₂

Para iniciar con la descripción de los procesos que intervienen en la planta propuesta, se realizó en primera instancia, una caracterización de la materia prima. Las muestras de la fracción orgánica de los RSU fueron proporcionadas por la empresa de recolección de residuos del Municipio del cantón Rumiñahui, de las

cuales se determinó su humedad, contenido de cenizas y poder calórico (Basu y Kaushal, 2009, pp. 10-13). El procedimiento realizado para la caracterización de los RSU y los resultados se detallan en el Capítulo 4, Sección 4.2.

El valor inicial de cantidad de materia prima con el que opera la planta se estableció en función de la cantidad de recolección mensual mediante vehículos compactadores, que se realiza en el cantón Rumiñahui, con un valor aproximado de 800 kg h^{-1} (Rumiñahui-Aseo, EPM, 2016). Sin embargo, este valor considera la fracción orgánica de los RSU incluyendo el papel y cartón y, al ser ambos susceptibles de su aprovechamiento mediante reciclaje, se optó por incrementar la cantidad de la fracción orgánica de residuos, con el fin de aprovechar la parte de los RSU a los que no se da un posterior uso y compensar la alimentación que ingresa al gasificador después de un secado previo. De esta manera se definió el valor de la alimentación de materia prima a la planta en $1\,340 \text{ kg h}^{-1}$, que representa el valor inicialmente considerado más un 20 % de la recolección contenerizada de RSU del cantón Rumiñahui (Rumiñahui-Aseo, EPM, 2016).

Con el valor de capacidad de la planta establecido, se procede a describir el proceso de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de los RSU.

2.2. OBTENCIÓN DE SYNGAS

La gasificación es un proceso termoquímico que permite obtener *syngas* a partir de materia orgánica, para lo cual existen diferentes tipos de gasificadores según el requerimiento del producto que se desea obtener. Dentro de los gasificadores de lecho fijo, que son más utilizados, se encuentran equipos tipo *updraft*, *downdraft* y *crossdraft*, que se seleccionan de acuerdo con las características de la alimentación que se tiene y del gas de salida que se requiere (Basu, 2010, p. 170). En un gasificador tipo *downdraft*, la alimentación ingresa por la parte superior y el gas de síntesis se obtiene por la parte inferior del equipo, como se observa en la Figura 2.3. Este gasificador se utiliza para aplicaciones que requieren un gas de síntesis puro, es decir, con muy bajo contenido de alquitranes, como en el caso

propuesto, en donde el gas de síntesis producido será usado como precursor en una posterior reacción química. (Basu, 2010, p. 133).

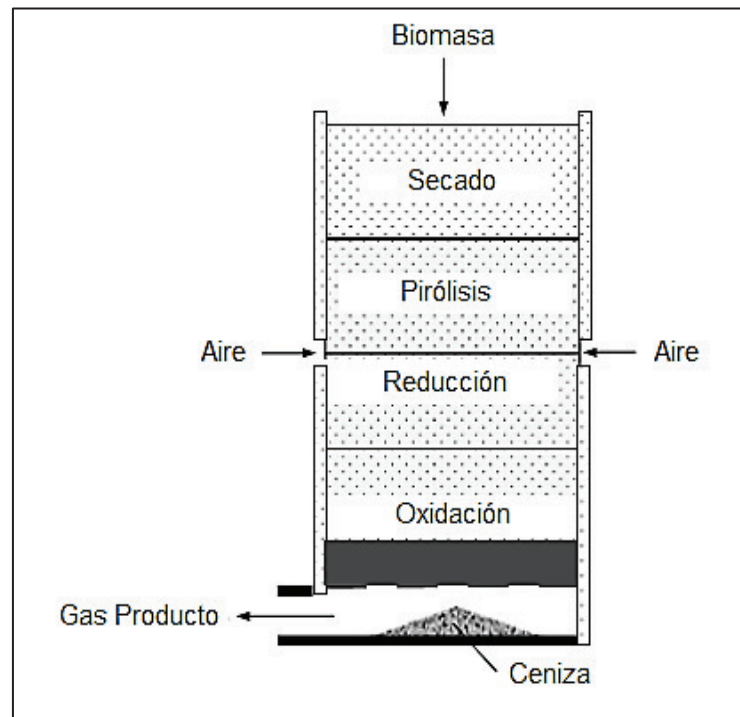


Figura 2.3. Gasificador de lecho fijo tipo *downdraft* o corriente descendente (Basu, 2010 p. 173)

Por otra parte, la alimentación para este tipo de gasificadores debe contener una humedad no mayor al 25 % y un tamaño de partícula de hasta 100 mm (Basu, 2010, p. 170), por lo que es necesario realizar una preparación de la materia prima que incluye trituración y secado de los RSU.

2.2.1. TRITURACIÓN

La fracción orgánica de los RSU, que constituyen la materia prima que se va a gasificar, presenta un tamaño de partícula irregular, de hasta 300 mm, por lo que se somete a una reducción de tamaño en una trituradora de discos (Z-101) hasta obtener un tamaño de partícula de alrededor de 20 mm, para cumplir con los requerimientos del gasificador (Basu, 2010, p. 170). A este proceso ingresa un total de 1 340 kg h⁻¹ de la fracción orgánica de los RSU.

2.2.2. SECADO

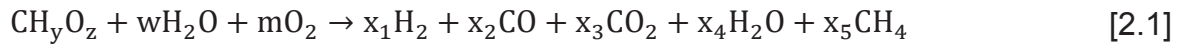
Antes del ingreso de la materia prima al gasificador, es necesario realizar un secado previo de los residuos, cuya humedad inicial es de 78,1 %. Mediante un secador de tipo continuo (T-101) es posible reducir esta humedad hasta un 25 %, de esta manera se cumple con el requerimiento de humedad para el gasificador y al mismo tiempo, con esta cantidad de agua presente en el material, es posible obtener un gas de síntesis con relación $H_2:CO$ de 2:1, lo cual favorece al posterior proceso en el reactor tipo Fischer-Tropsch (Basu, 2010, p. 170; Zainal, Ali, Lean y Seetharamu, 2001, p. 1501-1510).

Al proceso de secado ingresan $1\ 340\ kg\ h^{-1}$ de materia orgánica húmeda y se obtienen $391,64\ kg\ h^{-1}$ de materia orgánica con 25 % de humedad y un flujo de agua evaporada de $948,36\ kg\ h^{-1}$. La fracción orgánica de los RSU pasan al proceso de gasificación.

2.2.3. GASIFICACIÓN

Una vez que se ha tratado la materia prima, se lleva a cabo el proceso de gasificación para la obtención del gas de síntesis, este proceso de descomposición térmica comprende las etapas de secado, pirólisis, reducción y oxidación de los RSU que constituyen el combustible del gasificador, para dar lugar a un gas compuesto principalmente de hidrógeno y monóxido de carbono como indica la Figura 2.3. Además del combustible, el proceso involucra un agente gasificante que puede ser aire, oxígeno o vapor de agua (Basu, 2010, p. 171). En este caso, dado que se requiere un gas de síntesis con bajo contenido de inertes para favorecer la posterior síntesis de hidrocarburos, se utilizará oxígeno puro proveniente de un generador, como agente gasificante (Bradin, 2009, p. 7).

La reacción química global en el proceso de gasificación puede describirse con la Ecuación 2.1 (Zainal et al., 2001, p. 1502):



Donde:

- w: cantidad de agua por kmol de RSU
 m: cantidad de oxígeno por kmol de RSU
 x_i : coeficiente del producto de la reacción i

Al gasificador (G-101) ingresan 391,64 kg h⁻¹ de RSU previamente tratados y 128,16 kg h⁻¹ de oxígeno proveniente de un generador (OG-101). Con ello se obtienen 502,12 kg h⁻¹ de gas de síntesis a una temperatura de 623,00 K y una presión de 73,00 kPa.

El proceso presenta un rendimiento del 80,00 % (Basu, 2010, p. 170), obteniéndose alrededor de 17,69 kg h⁻¹ de cenizas inertes que serán entregadas a la empresa municipal de disposición de residuos.

El gas de síntesis que sale del gasificador contiene alrededor de 500 mg de partículas sólidas por m³ de gas (Basu, 2010, p. 113) que deben ser removidas para la posterior utilización del gas.

2.2.4. SEPARACIÓN DE PARTÍCULAS SÓLIDAS

El gas de síntesis del gasificador contiene aproximadamente 0,42 kg h⁻¹ de partículas sólidas que son removidas del gas mediante un ciclón de alta eficiencia tipo *Stairmand* (F-101). Este equipo presenta una eficiencia del 90 % (Echeverri, 2006, p. 135).

A la salida del ciclón se obtiene un flujo de gas de síntesis de 501,70 kg h⁻¹ a una temperatura de 623,00 K y una presión de 72,00 kPa, el cual pasa a ser enfriado para su posterior tratamiento en el área de síntesis de propileno.

2.3. SÍNTESIS DE PROPILENO

El gas de síntesis obtenido por medio de la gasificación de los RSU pasa a ser el reactivo para el proceso de tipo Fischer-Tropsch, en donde se produce una reacción entre el hidrógeno y el monóxido de carbono presente en el *syngas* para producir hidrocarburos. El tipo de producto obtenido de esta reacción depende del catalizador utilizado y de la presión y temperatura de operación (Medina, 2015, pp. 8-10).

El gas de síntesis que ingresa a la etapa de obtención de hidrocarburos no debe contener más de un 15 % (v/v) de dióxido de carbono y metano, los cuales son también obtenidos en la gasificación, esto para asegurar la máxima conversión de hidrógeno en hidrocarburos dentro del reactor Fischer-Tropsch, que es de un 92 % aproximadamente (Bradin, 2009, p. 7; Jess y Kern, 2009, p. 1170).

Del proceso de gasificación se obtiene un gas de síntesis con un contenido de CO₂ del 22,34 % (v/v) el cual debe ser reducido mediante un proceso de absorción a temperatura ambiente para que el *syngas* pueda ingresar al reactor Fischer-Tropsch, de acuerdo con lo mencionado.

2.3.1. ENFRIAMIENTO DEL GAS DE SÍNTESIS

El gas de síntesis libre de polvo proveniente del ciclón debe ser enfriado para su posterior tratamiento en una torre de absorción de dióxido de carbono (Sánchez, Pujol y Coda, 2006, p. 37). El enfriamiento se realiza mediante intercambiadores de calor tipo evaporador, que utilizan como fluido de enfriamiento agua a temperatura ambiental (HRS Heat Exchangers, 2016).

El *syngas* ingresa al proceso de enfriamiento a una temperatura de 623 K y una presión de 103 kPa, con un flujo másico de 501,70 kg h⁻¹, para lo cual se usan 3 intercambiadores de calor en paralelo (W-201 A/B/C), cada uno utiliza un flujo de 38,06 kg h⁻¹ de agua que ingresa a 288 K y sale como vapor a 366 K y 101,33 kPa.

El gas de síntesis que ha sido enfriado sale a una temperatura de 293,00 K y una presión de 101,33 kPa, y pasa al proceso de absorción de CO₂.

2.3.2. ABSORCIÓN DE CO₂

Para reducir la cantidad de dióxido de carbono presente en el gas de síntesis se hace uso de una torre de absorción que opera con una solución al 30 % en peso de monoetanolamina (MEA) como agente de absorción (Sánchez et al., 2006, p. 38). La torre de absorción de CO₂ (CA-201) utiliza como empaque anillos metálicos Pall, consta de 10 etapas teóricas y opera a una presión de 101,33 kPa.

Con un porcentaje de remoción del 70 % en la absorción, se logra reducir la concentración molar del dióxido de carbono presente en el gas desde 22,34 % hasta 8,00 %, mediante un flujo másico de 3 197,06 kg h⁻¹ de MEA al 30 % en peso proveniente de un tanque de almacenamiento (K-201). El gas de síntesis que sale de la torre de absorción a presión de 100,77 kPa, a temperatura de 299,53 K y con un contenido molar entre CO₂ y CH₄ del 15,00 % pasa a un proceso de compresión para alcanzar las condiciones de operación del proceso de síntesis de propileno.

2.3.3. COMPRESIÓN DEL GAS DE SÍNTESIS

El gas de síntesis que sale de la columna de absorción de CO₂ a una baja presión, debe someterse a un proceso de compresión para alcanzar las condiciones de temperatura y presión necesarias para favorecer la obtención de olefinas ligeras, especialmente propileno, en el reactor tipo Fischer-Tropsch, esto es entre 553 K y 573 K y 2 026 kPa (Bradin, 2009, p. 6; Jess y Kern, 2009, p. 1171).

Las condiciones anteriormente mencionadas se consiguen mediante un compresor multietapa (V-201) que funciona con 3 etapas de compresión-intercambio de calor para llegar a la temperatura y presión óptimas de operación del reactor de síntesis de propileno.

A la salida del compresor se obtiene un flujo de gas de síntesis de 313,85 kg h⁻¹ a 553 K y 2 026 kPa.

2.3.4. REACCIÓN TIPO FISCHER-TROPSCH

Una vez que el gas de síntesis ha alcanzado las condiciones de presión y temperatura necesarias para el proceso de síntesis de hidrocarburos, ingresa al reactor multitubular (R-201) empacado con catalizador de hierro soportado en alúmina (Jess y Kern, 2009, p. 1170).

El tipo de catalizador, junto con la temperatura y presión de trabajo establecidas favorecen la obtención de olefinas de cadena corta, mediante la reacción que se describe con la Ecuación 2.2 (Fierro, Terreros, Granados, Ojeda y Pérez, 2003, p. 117; Jess y Kern, 2009, p. 1170).



Dado que dentro del reactor tipo Fischer-Tropsch se produce una reacción exotérmica es necesario el uso de un fluido de enfriamiento que asegure que la temperatura del gas que va dentro de los tubos se encuentre dentro del rango de 553 a 573 K (Luyben, 2001, p. 5776). Este fluido es vapor de agua que ingresa a una tasa de 1 639 kg h⁻¹ y a 553 K.

A la salida del reactor Fischer-Tropsch se obtiene un flujo de 313,85 kg h⁻¹ de una corriente gaseosa que contiene una mezcla de hidrocarburos, dióxido de carbono y agua.

La corriente gaseosa proveniente del reactor pasa a ser parcialmente enfriada en un intercambiador de calor (W-301) de tubos y coraza hasta una temperatura de 343 K para la posterior separación de los productos obtenidos.

2.4. SISTEMA DE PURIFICACIÓN DE PRODUCTOS

La mezcla gaseosa obtenida en el reactor tipo Fischer-Tropsch contiene en su composición hidrocarburos gaseosos tales como: metano, etileno y propileno; y una mezcla de hidrocarburos condensables en el rango de $C_8 - C_{10}$, además de CO_2 , agua y una mínima cantidad de H_2 que no reaccionó. Es así que se requieren de varios procesos de separación de los componentes para obtener los productos deseados, esto incluye una separación trifásica, una absorción de CO_2 y una separación de olefinas.

2.4.1. SEPARACIÓN TRIFÁSICA

Para realizar la separación de la mezcla de productos obtenidos en el reactor tipo Fischer-Tropsch, es necesario en primera instancia separar los compuestos condensables de la corriente gaseosa, lo cual se logra mediante un separador trifásico tipo “*knock-out*” vertical (Stewart y Arnold, 2010a, pp. 118), su esquema se muestra en la Figura 2.4.

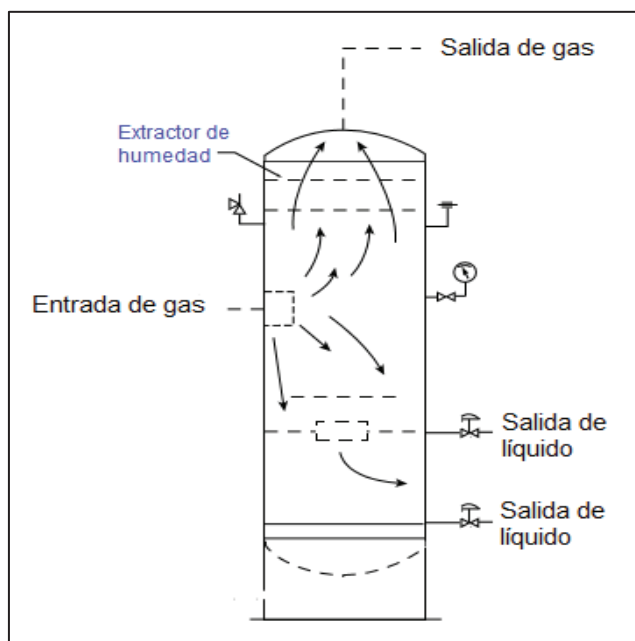


Figura 2.4. Separador vertical trifásico tipo “*knock-out*”
(API, 2008 p. 9)

Al separador (S-301) ingresa un flujo de 313,85 kg h⁻¹ a 343 K y 2 000 kPa y se obtienen tres corrientes: una gaseosa compuesta de olefinas, metano y dióxido de carbono con un flujo másico de 237,53 kg h⁻¹, una corriente de hidrocarburos condensables con un flujo de 13,81 kg h⁻¹ y una corriente de agua de 31,04 kg h⁻¹. Las corrientes líquidas pasan a recipientes de almacenamiento, mientras que la corriente gaseosa pasa a la siguiente fase de la purificación para eliminar el dióxido de carbono.

2.4.2. ABSORCIÓN DE CO₂

La corriente gaseosa que sale del separador trifásico se enfría en un intercambiador de calor de tubos y coraza (W-302) mediante un flujo de 50,92 kg h⁻¹ de agua que ingresa a 288 K, para obtener una corriente de gas a aproximadamente 293,00 K y 202,66 kPa que ingresa a una segunda torre de absorción de CO₂ que trabaja con una solución de MEA al 30 % en peso.

A la torre de absorción (CA-301) ingresa además de la corriente gaseosa, un flujo másico de 1 418,66 kg h⁻¹ de la solución de MEA a la misma presión y temperatura que el gas. Mediante este proceso es posible remover el CO₂ presente en el gas desde un 35,60 hasta un 0,60 % (v/v), con un equipo de absorción de 20 etapas teóricas. La corriente gaseosa de salida presenta un flujo másico de 131,21 kg h⁻¹, una temperatura de 340,45 K y una presión de 201,67 kPa, la cual pasa posteriormente a un proceso de separación de los hidrocarburos gaseosos.

2.4.3. SEPARACIÓN DE HIDROCARBUROS

Una vez eliminado el CO₂ de la corriente gaseosa, es necesario remover las impurezas que están presentes en el gas que son el agua y el hidrógeno remanente de los procesos de reacción y separación, esto se logra con un tamiz molecular de tamaño 4 Å (KLM Technology Group, 2015, p. 18). El tamiz (TM-401) opera a las condiciones de salida de la torre de absorción (CA-301) y se obtiene una corriente

principal compuesta de metano, etileno y propileno de $115,03 \text{ kg h}^{-1}$, la corriente pasa a ser enfriada hasta 293 K mediante un intercambiador de calor de tubos y coraza (W-401), con un flujo de agua de $28,55 \text{ kg h}^{-1}$ como fluido de enfriamiento.

La corriente que sale del intercambiador de calor pasa al separador criogénico (D-401) en donde se separa el producto principal, propileno, del etileno y metano presentes en el gas de entrada. Este equipo cuenta con su propio sistema de enfriamiento y compresión, opera a 280 K de temperatura y $1\ 600 \text{ kPa}$ de presión (Garfias y Barnés, 2005, p. 18).

El flujo másico de propileno que se obtiene es de $64,26 \text{ kg h}^{-1}$ con un 97% de pureza y pasa a ser almacenado en un tanque cilíndrico (K-401). Según Linde, 2010 debe almacenarse a una presión de $1\ 013 \text{ kPa}$ para su posterior comercialización.

La corriente compuesta de etileno y metano proveniente del separador criogénico (D-401) pasa posteriormente por un tamiz molecular (TM-402) de tamaño de partícula 3 \AA , para separar dichos compuestos (He, Zhang, Xiang y Fronczek, 2012, p. 615).

El etileno que se obtiene de la separación constituye un importante subproducto de la producción de la planta, con un flujo másico de $24,89 \text{ kg h}^{-1}$, por ello pasa a ser almacenado en un tanque cilíndrico (K-402). Según Linde, 2010 el etileno debe almacenarse a una presión de $1\ 519,50 \text{ kPa}$ para ser posteriormente comercializado.

Adicionalmente, el flujo de metano de $21,12 \text{ kg h}^{-1}$ que se obtiene de la separación se almacena para considerar su posterior uso como generador de energía eléctrica para la misma planta.

Por otra parte, de las torres de absorción se obtiene un flujo líquido de MEA enriquecida con CO_2 , el cual debe ser tratado para recuperar la MEA, de manera que se recircule al proceso de absorción y así completar el funcionamiento continuo de la planta.

2.4.4. DESORCIÓN DE CO₂

De forma similar a los procesos de absorción de CO₂ que se llevan a cabo en la planta, es necesaria la remoción del CO₂ de la solución de MEA para que ésta pueda ser recirculada a las torres de absorción (Sánchez et al., 2006, p. 38). Para este efecto se utiliza una torre de desorción de 20 etapas teóricas que opera a 210,00 kPa de presión.

A la torre de desorción (CD-401) ingresa un flujo másico de 4 919,00 kg h⁻¹ de la solución de MEA enriquecida con CO₂ a una temperatura de 356,15 K y un flujo másico de vapor de agua de 537,40 kg h⁻¹ a 395 K, para revertir la reacción que se lleva a cabo en la absorción (Sánchez et al., 2006, p. 38). De esta manera, se obtiene un flujo másico de solución de MEA de 4 177,25 kg h⁻¹ que va a un tanque de almacenamiento (K-201) para su posterior recirculación al proceso.

La corriente gaseosa que sale de la torre de absorción, compuesta por agua y CO₂, pasa a un intercambiador de calor de tubos y coraza (W-402) para bajar la temperatura de la corriente hasta 298 K. Como fluido de enfriamiento se usa un flujo másico de 1 031,57 kg h⁻¹ de agua a 288 K. El gas de salida del intercambiador pasa luego a un separador bifásico vertical (S-401) que recupera el agua de la corriente gaseosa, el flujo másico de CO₂ que sale del separador, con un flujo másico de 301,66 kg h⁻¹ se descarga al ambiente, mientras que el flujo másico de agua obtenido de 977, 71 kg h⁻¹ se recircula al proceso como fluido de enfriamiento.

Una vez establecidas y descritas las diferentes operaciones que forman parte del proceso de producción, se diseñaron los equipos propuestos para la planta de producción de propileno a partir de RSU.

3 CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN

Para realizar el diseño de la planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de RSU, se tomaron en cuenta varios criterios técnicos tanto para el diseño de los equipos principales como para el dimensionamiento y selección de los equipos secundarios involucrados en la planta.

3.1. CRITERIOS GENERALES

Los parámetros generales de diseño que se establecieron para el dimensionamiento de los diferentes equipos de la planta de producción de propileno se detallan a continuación:

Temperatura de diseño

La temperatura de diseño de los equipos se calculó en función de la temperatura máxima de operación, de hasta 673 K, de acuerdo con la Ecuación 3.1 (PDVSA, 2000, p. 7).

$$T_d = T_{op} + 28 \text{ (}^\circ\text{C)} \quad [3.1]$$

Donde:

T_d : temperatura de diseño ($^\circ\text{C}$)

T_{op} : temperatura de operación máxima ($^\circ\text{C}$)

La temperatura de operación máxima depende de las condiciones de operación de cada equipo en particular (PDVSA, 2000, p. 5).

Presión de diseño

La presión de diseño de los equipos se calculó con las Ecuaciones 3.2 y 3.3, según corresponda (PDVSA, 2000, p. 21).

$$P_d = P_{op} * 1,20 \quad \text{Si } P_{op} < 1\,700 \text{ (kPa)} \quad [3.2]$$

$$P_d = P_{op} * 1,10 \quad \text{Si } P_{op} > 1\,700 \text{ (kPa)} \quad [3.3]$$

Donde:

P_d : presión de diseño (kPa)

P_{op} : presión de operación máxima (kPa)

La presión de operación máxima depende de las condiciones de operación de cada equipo en particular (PDVSA, 2000, p. 20).

Espesor de pared de equipos

El espesor de la pared de los equipos se calculó con la Ecuación 3.4 (Towler y Sinnott, 2008, p. 986).

$$t = \frac{P_d * D_i}{(2 * S * E) - (1,20 * P_d)} \quad [3.4]$$

Donde:

t: espesor de la pared del equipo (in)

P_d : presión de diseño (psi)

D_i : diámetro interno del equipo (in)

S: esfuerzo máximo permisible del material (psi)

E: eficiencia de la junta de soldadura, por lo general se usa un valor entre 0,80 y 0,90 (Towler y Sinnott, 2008, p. 1019)

Tipo de tapa y espesor para equipos

Para seleccionar el tipo de tapa que mejor se adapte al diseño del equipo se tomó en cuenta la presión de diseño, el criterio se presenta en la Tabla 3.1 (Towler y Sinnott, 2008, p. 987).

Tabla 3.1. Criterio de selección para el tipo de tapa de un equipo

Tipo de tapa	Presión de diseño del equipo (kPa)
Elíptica	Hasta 1 500
Hemisférica	Sobre 1 500

(Towler y Sinnott, 2008, p. 987).

Para los diferentes tipos de tapas, se calculó su espesor con las ecuaciones 3.5 y 3.6 (Towler y Sinnott, 2008, p. 990)

$$t_p = \frac{P_d * D_i}{(2 * S * E) - (0,20 * P_d)} \quad \text{Tapa elíptica} \quad [3.5]$$

$$t_p = \frac{P_d * D_i}{(4 * S * E) - (0,40 * P_d)} \quad \text{Tapa hemisférica} \quad [3.6]$$

Donde:

t_p : espesor de la tapa del equipo (in)

Una vez que se han determinado las consideraciones generales para el diseño de los diferentes equipos de la planta, se indican los diferentes criterios técnicos para el diseño de cada uno de los equipos en forma específica.

3.2. DISEÑO DEL GASIFICADOR DE RSU

El diseño de un gasificador involucra una serie de consideraciones según sea el material a gasificar y el producto que se desea obtener. Para esto, se tomó en cuenta:

- El tipo de gasificador: la selección de un tipo de gasificador depende principalmente del contenido de alquitranes que puede estar presente en el gas de síntesis de salida (Basu, 2010, p. 166). Para este caso, se desea un gas de síntesis libre de alquitranes dado que se lo utilizará posteriormente como precursor químico, por lo que se consideró un gasificador tipo *downdraft*, que se muestra en la Figura 3.1, para el cual la producción de alquitrán es menor a 3 g m^{-3} (Basu, 2010, p. 170)

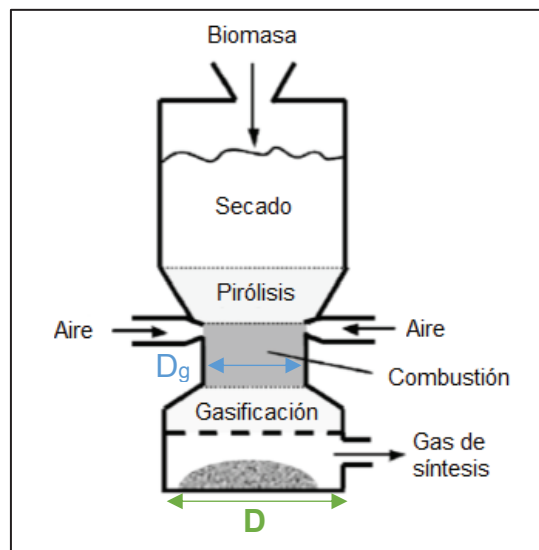


Figura 3.1. Esquema de un gasificador tipo *downdraft*

(Basu, 2010, p. 173)

- El agente gasificante: por lo general, se utiliza aire, oxígeno, vapor o una mezcla de ellos para completar la gasificación y esto depende del producto que se requiere obtener. Considerando que el gas de síntesis se empleará como alimentación al reactor tipo Fischer-Tropsch para la obtención de hidrocarburos, al cual es aconsejable que no ingrese más del 15 % de inertes (Bradin, 2009,

p. 7), por lo que el agente gasificante utilizado será el oxígeno puro proveniente de un generador (Basu, 2010, p. 194)

- El combustible: es importante conocer las características de la materia prima para el gasificador como son el poder calórico, humedad, contenido de cenizas y análisis elemental (Basu y Kaushal, 2009, pp. 10-13). Estos parámetros, que fueron obtenidos experimentalmente, se presentan en el Capítulo 4, Sección 4.2 y se amplían en el ANEXO I

- El producto: Es importante determinar la composición del gas de síntesis que se requiere a la salida del gasificador. Para este caso, se necesita un gas de síntesis con una relación volumétrica H₂:CO de 2:1 para su posterior conversión en el reactor Fischer-Tropsch (Bradin, 2009, p. 5) para la obtención de olefinas. La humedad presente en el combustible ejerce efecto en la composición del gas de síntesis, es así que la materia prima que entra al gasificador debe tener una humedad del 25 % para favorecer la composición deseada del gas producto (Atkins y de Paula, 2006, p. 212; Zainal et al., 2001, p. 1501-1510)

- El calor en el hogar del gasificador: un valor de calor de 12 MW m⁻² es característico para gasificadores tipo *downdraft* y su eficiencia de gas frío es del 80 % (Basu, 2010, p. 208).

El área transversal del hogar del gasificador se calculó con las Ecuaciones 3.7 y 3.8 (Basu, 2010, pp. 205-206):

$$\text{Calor en el hogar} \left(\frac{\text{MW}}{\text{m}^2} \right) = \frac{\text{Potencia del gas de salida}}{\text{Área transversal del hogar}} \quad [3.7]$$

$$\eta = \frac{\text{LHV} * m_{\text{gas}}}{\text{PCI} * m_{\text{RSU}}} \quad [3.8]$$

Donde:

η : rendimiento del gas

LHV: poder calórico inferior del gas (kJ kg^{-1})

PCI: poder calórico inferior de los RSU (kJ kg^{-1})

m_{gas} : flujo másico del gas (kg h^{-1})

m_{RSU} : flujo másico de los RSU (kg h^{-1})

La geometría de un gasificador es considerada cilíndrica, por lo que el diámetro del hogar (garganta) (D_g) se calculó con la Ecuación 3.9 (Basu, 2010, p. 208):

$$A_{\text{thogar}} = \pi * \left(\frac{D_g}{2}\right)^2 \quad [3.9]$$

Normalmente, la relación entre el diámetro del hogar y el diámetro del resto del gasificador es 2 (Basu, 2010, p. 208) y el factor de seguridad es del 20 % (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37).

Además, se conocen los siguientes datos de construcción para un gasificador tipo *downdraft* (Basu, 2010, p. 209-211):

$$b = 7$$

$$d_m = 25 \text{ (mm)}$$

Donde:

b: número de boquillas

d_m : diámetro de las boquillas (mm)

La altura total del gasificador se estimó con el cálculo de las longitudes del cilindro correspondientes a la zona de la reducción y combustión, con las Ecuaciones 3.10 a 3.12 tomadas del "*Handbook of Biomass Downdraft Gasifier*" (Reed y Daas, 1988, pp. 37-40).

$$L_r = 0,82 * \frac{3 * D_g}{2} \quad [3.10]$$

$$\frac{L_c}{L_r} = 1,5 \quad [3.11]$$

$$\frac{L_c + L_r}{L_T} = 0,35 \quad [3.12]$$

Donde:

L_r : altura de la zona de reducción (m)

L_c : altura de la zona de combustión (m)

L_T : altura total del gasificador (m)

3.3. DISEÑO DEL CICLÓN

El gas de síntesis que se obtiene a la salida del gasificador contiene cierta cantidad de material particulado, el cual debe ser removido para que el gas pueda ser utilizado en los posteriores procesos de una planta, por lo general, esta separación del polvo se lleva a cabo en un ciclón (Basu, 2010, p. 113).

Para el dimensionamiento de un ciclón que remueva las partículas sólidas presentes en el gas a tratar, se debe establecer una estimación de la distribución del tamaño de partícula (Echeverri, 2006, p. 135). Esta distribución se tomó de valores bibliográficos, los cuales se presentan en la Tabla 3.2.

Para seleccionar el ciclón se tomó en cuenta que el 50 % de partículas presentes en el gas son menores a 10 μm , por lo que se eligió un ciclón de alta eficiencia tipo *Stairmand* que se muestra en la Figura 3.2, el cual es ampliamente usado en la industria, presenta una eficiencia del 90 % y sus características se muestran en la Tabla 3.3 (Echeverri, 2006, p. 135; Towler y Sinnott, 2008, p. 596).

Tabla 3.2. Distribución aproximada del tamaño de partícula de los sólidos presentes en el gas de síntesis obtenido a partir de biomasa

Diámetro de partícula (μm)	Contenido (%)
5-10	50,00
10-50	35,00
50-100	10,00
> 100	5,00

(Min, Nam y Kim, 2006, p. 7)

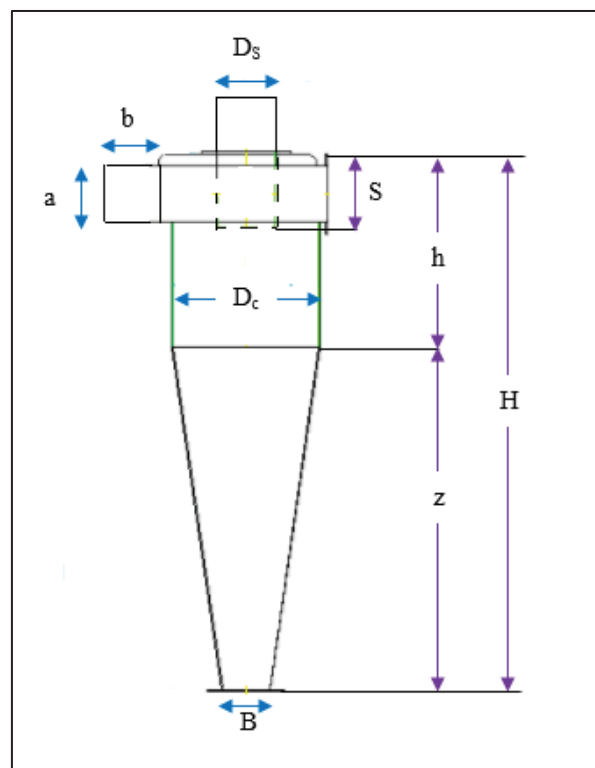


Figura 3.2. Esquema de un ciclón de alta eficiencia tipo *Stairmand* (Echeverri, 2006, p. 127)

Tabla 3.3. Características de los ciclones tipo *Stairmand* de alta eficiencia

Dimensión	Relación	Valor
Diámetro del ciclón	D_c/D_c	1,000
Altura de entrada	a/D_c	0,500
Ancho de entrada	b/D_c	0,200

Tabla 3.3. Características de los ciclones tipo *Stairmand* de alta eficiencia (continuación...)

Dimensión	Relación	Valor
Altura de salida	S/D_c	0,500
Diámetro de salida	D_s/D_c	0,500
Altura parte cilíndrica	h/D_c	1,500
Altura parte cónica	z/D_c	2,500
Altura total del ciclón	H/D_c	4,000
Diámetro salida partículas	B/D_c	0,375
Factor de configuración	G	551,220
Número de cabezas de velocidad	NH	6,400

(Echeverri, 2006, p. 127)

El área del ducto de entrada del ciclón y su diámetro se calcularon con las Ecuaciones 3.13 y 3.14, y con el uso de las relaciones presentadas en la Tabla 3.5 (Echeverri, 2006, p. 135).

Además, se consideró un valor de velocidad de entrada del gas de síntesis al ciclón de $21,30 \text{ m s}^{-1}$ que se encuentra dentro del rango de velocidad de entrada permisible para un ciclón de alta eficiencia (Echeverri, 2006, p. 135).

$$A_e = \frac{Q}{V_i} \quad [3.13]$$

$$D_c = \sqrt{\frac{A_e}{a * b}} \quad [3.14]$$

Donde:

A_e : área del ducto de entrada (m^2)

- Q: flujo volumétrico del gas de entrada ($\text{m}^3 \text{s}^{-1}$)
 V_i : velocidad de entrada del gas (m s^{-1})
 D_C : diámetro del ciclón (m)
a, b: valores característicos del tipo de ciclón

Con el valor del diámetro del ciclón fue posible calcular las dimensiones del ciclón usando las relaciones detalladas en la Tabla 3.5.

El número de ciclones necesarios para limpiar el gas se determina a partir del diámetro calculado del ciclón con la Ecuación 3.14, en caso de que este valor sea menor a 1, será necesario un solo ciclón (Towler y Sinnott, 2008, p. 597).

La caída de presión en el ciclón se calculó con la Ecuación 3.15 (Towler y Sinnott, 2008, p. 597)

$$\Delta P = \frac{\rho_{\text{gas}}}{203} \left\{ V_i^2 \left[1 + 2\phi^2 \left(\frac{2r_t}{r_e} - 1 \right) \right] + 2V_f^2 \right\} \quad [3.15]$$

Donde:

- ΔP : caída de presión en el ciclón (mbar)
 ρ_{gas} : densidad del gas (kg m^{-3})
 V_f : velocidad del gas de salida (m s^{-1})
 r_t : radio del ciclón para el cual la línea central de la entrada es tangencial (m)
 r_e : radio del ducto de salida (m)
 ϕ : factor de diseño del ciclón

Una vez calculada la caída de presión, se verificó que el valor se encuentre dentro del valor de caída de presión permisible que es menor a 2 488 Pa (Echeverri, 2006, p. 135).

3.4. DISEÑO DE LAS TORRES DE ABSORCIÓN Y DESORCIÓN DE CO₂

El gas de síntesis proveniente del gasificador, así como la corriente gaseosa con los productos del reactor tipo Fischer-Tropsch, contienen una cierta cantidad de dióxido de carbono en su composición. Para el primer caso es importante remover el CO₂ del gas de síntesis ya que para su posterior conversión en el reactor Fischer-Tropsch se recomienda que el gas de entrada no tenga más del 15 % de compuestos aparte de H₂ y CO, para favorecer la producción de hidrocarburos y para evitar el envenenamiento del catalizador (Bradin, 2009, p. 5). Para el segundo caso es necesaria la remoción de CO₂ para purificar los productos obtenidos en el reactor Fischer Tropsch.

Para remover el dióxido de carbono presente en las corrientes gaseosas, se diseñaron dos columnas o torres de absorción empacadas que trabajan con una solución al 30 % en peso de monoetanolamina (MEA) la cual se encarga de atrapar el CO₂ presente en el gas de entrada mediante una reacción química, la cual se describe en la Ecuación 3.16 (Sánchez et al., 2006, p. 38).



Esta reacción es reversible, por lo que es posible recuperar la solución de MEA separándola del CO₂ para poder ser reusada en las torres de absorción y para ello se diseñó, de forma similar, una torre de desorción de CO₂.

Para asegurar una adecuada transferencia de masa en una columna empacada es importante elegir un empaque que provea una buena distribución de líquido, uno de los empaques más efectivos y usados para absorción son los anillos metálicos Pall (Towler y Sinnott, 2008, pp. 743-744).

Se asumió además un valor de caída de presión permisible máxima para absorbedores y desorbedores de 35 mm H₂O por metro de empaque (Towler y Sinnott, 2008, pp. 758).

Se calculó el factor F_{LV} de correlación de gas y líquido en la columna con la Ecuación 3.17 (Towler y Sinnott, 2008, pp. 756), según las propiedades de los fluidos obtenidas del “Manual del Ingeniero Químico” (Perry, Green y Moloney, 2001, pp. 170-182).

$$F_{LV} = \frac{L}{V} * \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad [3.17]$$

Donde:

F_{LV} : factor de correlación líquido/vapor en la columna

L: flujo másico de líquido de entrada a la columna (kg h^{-1})

V: flujo másico de gas de entrada a la columna (kg h^{-1})

ρ_V : densidad del gas (kg m^{-3})

ρ_L : densidad del líquido (kg m^{-3})

Con el valor de correlación de líquido/vapor y la caída de presión permisible (de diseño) fue posible estimar el valor de la fracción de inundación K_4 en una columna, tanto para la caída de presión permisible como para una inundación total en la columna, mediante la relación de “The Norton Co.” (Towler y Sinnott, 2008, pp. 756) y se calculó el porcentaje de inundación en el absorbedor con la Ecuación 3.18.

$$\% \text{ Inundación} = \sqrt{\frac{K_4 \text{ para la caída de presión de diseño}}{K_4 \text{ para la inundación}}} \quad [3.18]$$

La fracción de inundación también se relaciona como se presenta en la Ecuación 3.19, de la cual fue posible obtener el flujo másico de gas por unidad de área de la columna (Towler y Sinnott, 2008, pp. 758).

$$K_4 = \frac{13,1 * (V_w)^2 * F_p * \left(\frac{\mu_L}{\rho_L}\right)^{0,1}}{\rho_V * (\rho_L - \rho_V)} \quad [3.19]$$

Donde:

V_w : flujo másico de gas por unidad de área transversal ($\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$)

F_p : factor de empaque (m^{-1})

μ_L : viscosidad del líquido (Ns m^{-2})

El área transversal de la columna y su diámetro se determinaron con las ecuaciones 3.20 y 3.21, respectivamente (Towler y Sinnott, 2008, pp. 759).

$$A_t = \frac{V_{N+1}}{V_w} \quad [3.20]$$

$$D = 2 * \sqrt{\frac{A_t}{\pi}} \quad [3.21]$$

La altura de la columna de absorción se determinó con el método de unidades de transferencia, como se muestra en la ecuación 3.22 (Towler y Sinnott, 2008, pp. 749).

$$Z = \text{HUT} * \text{NUT} \quad [3.22]$$

Donde:

Z: altura de la columna de absorción (m)

HUT: altura de una unidad de transferencia (m)

NUT: número de unidades de transferencia

La HUT y el NUT se describen con la Ecuación 3.23 y 3.24 (Towler y Sinnott, 2008, pp. 749-750):

$$\text{HUT} = \frac{G_m}{k_G a} \quad [3.23]$$

$$NUT = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{Y - Y^*} \quad [3.24]$$

Donde:

G_m : flujo molar de gas por unidad de área transversal ($\text{kgmol m}^{-2} \text{s}^{-1}$)

k_{Ga} : coeficiente de transferencia de masa ($\text{kgmol m}^{-3} \text{s}^{-1}$)

Y : fracción molar del CO_2 en el gas

Y^* : fracción molar del CO_2 en el gas, en el equilibrio

Los coeficientes de transferencia de masa para la difusión del CO_2 en una solución de MEA (absorción) y en vapor de agua (desorción) fueron tomados de bibliografía y se indican en la Tabla 3.4.

Tabla 3.4. Valores de los coeficientes de transferencia de masa para la difusión de CO_2 en MEA y H_2O

Parámetro	Valor	Unidades
Coficiente de transferencia de masa en la absorción (k_{Ga})	1,80E-04	$\text{kgmol m}^{-3} \text{s}^{-1}$
Coficiente de transferencia de masa en la desorción (k_{Gd})	1,00E-01	$\text{kgmol m}^{-3} \text{s}^{-1}$

(Camacho, Sánchez y Pacheco, 2000, p. 18; Goff y Rochelle, 2004, p. 6408)

Para el cálculo del número de unidades de transferencia fue necesario el uso de las curvas de equilibrio del sistema CO_2 /solución de MEA (a 20 °C) y del sistema $\text{H}_2\text{O}/\text{CO}_2$ (a 120 °C) (Towler y Sinnott, 2008, p.760), para ello se tomaron datos bibliográficos del equilibrio, que se presentan en la Tabla AXIII.2 (Camacho et al., 2000, p. 20) y AXVI.2 (Carmody, 2015, p. 2), respectivamente, de donde se obtuvieron los valores de pendiente de la recta de equilibrio de cada sistema, pendiente que está dada por la Ecuación 3.25 (Towler y Sinnott, 2008, p.758):

$$\frac{L_m}{G_m} = \frac{Y_1 - Y_2}{X^* - X_2} \quad [3.25]$$

Donde:

L_m : flujo molar del gas por unidad de área transversal ($\text{kgmol m}^{-2} \text{s}^{-1}$)

Y_1 : fracción molar del CO_2 inicial en el gas

Y_2 : fracción molar del CO_2 final en el gas

X^* : fracción molar del CO_2 en el líquido, en el equilibrio

X_2 : fracción molar del CO_2 inicial en el líquido

Se consideró un factor de seguridad de 10 % para el diseño de la columna (Towler y Sinnott, 2008, pp. 745).

Además, se calculó la caída de presión en la columna empacada con la Figura 3.3 (Raschig Jaeger Technologies, 2017, p.7).

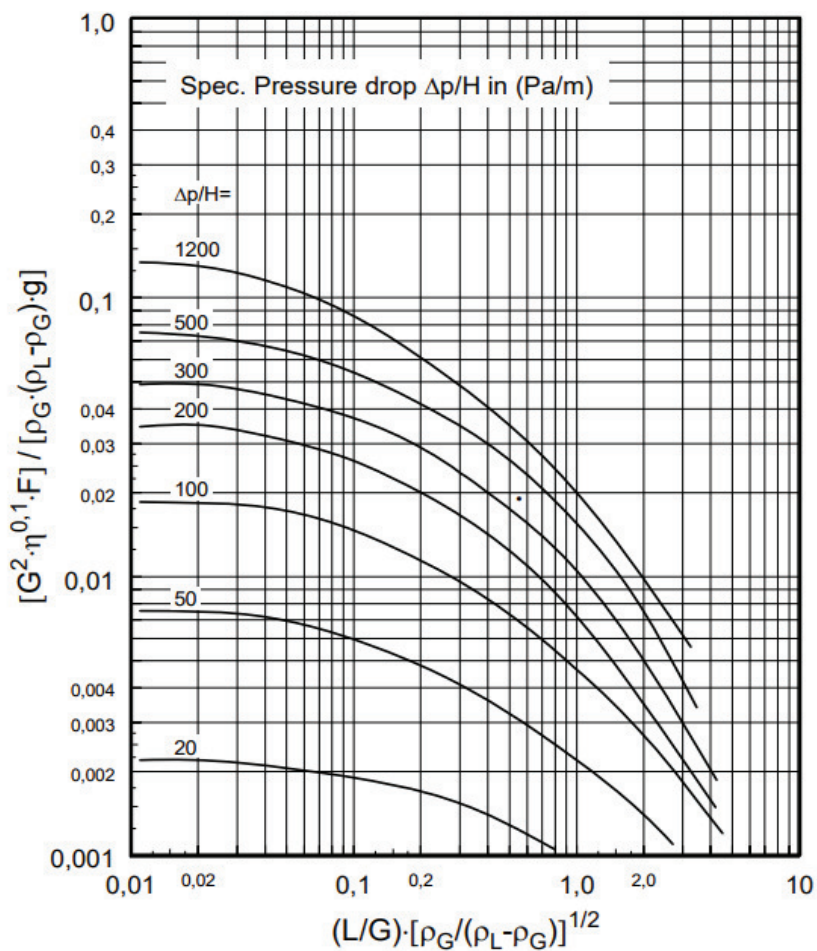


Figura 3.3 Gráfica de la caída de presión general para columnas empacadas (Raschig Jaeger Technologies, 2017, p.7)

3.5. DISEÑO DEL REACTOR TIPO FISCHER-TROPSCH

En un proceso de tipo Fischer-Tropsch, los componentes del gas de síntesis, principalmente hidrógeno y monóxido de carbono, reaccionan entre sí en la superficie de un catalizador para formar hidrocarburos (Steynberg y Dry, 2004, p. 255). Para el diseño de un reactor que lleva a cabo este proceso, se tomaron en cuenta varias consideraciones que se detallan a continuación:

- El tipo de reactor: un reactor Fischer-Tropsch puede ser de lecho fijo o fluidizado, para este caso se consideró un reactor de lecho fijo, de tubos y coraza, que es el más usado industrialmente. Su esquema se presenta en la Figura 3.4 (Dantas, Marques y dos Santos, 2011, p. 1710)

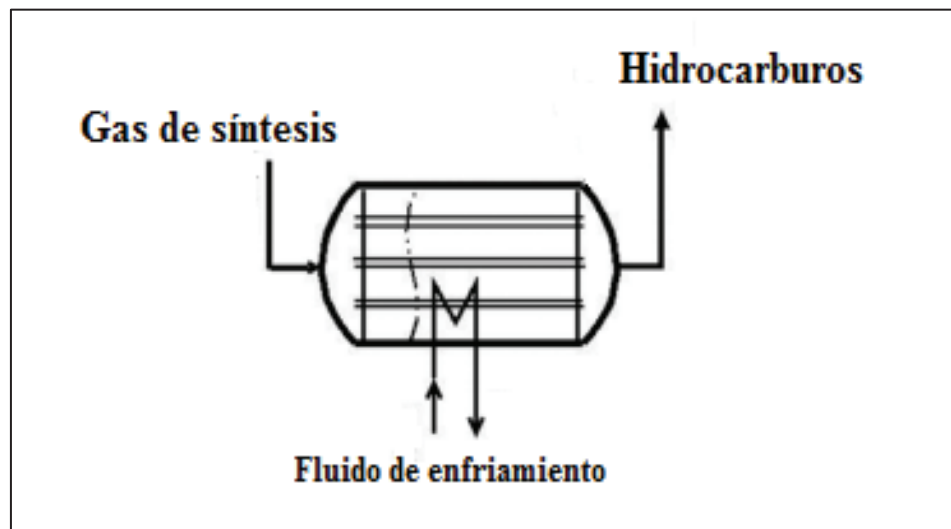


Figura 3.4 Esquema básico de un reactor tipo Fischer-Tropsch de lecho fijo
(Dantas et al., 2011, p. 1710)

- El tipo de catalizador: de la reacción Fischer-Tropsch es posible obtener un amplio rango de hidrocarburos, por lo que la selectividad de los productos tiene que ver en gran parte con el catalizador que se use. Para obtener hidrocarburos insaturados de cadena corta (olefinas), principalmente propileno, se consideró un catalizador de hierro soportado en alúmina, cuyas propiedades se indican en la Tabla 3.5 (Bradin, 2009, pp. 5-7; Jess y Kern, 2009, p. 1170; Steynberg y Dry, 2004, p. 265)

Tabla 3.5. Propiedades del catalizador para el reactor tipo Fischer-Tropsch

Propiedad	Valor	Unidades
Tipo	Fe/Al ₂ O ₃	-
Tamaño de partícula	3,00E-03	m
Densidad	790,00	kg m ⁻³
Porosidad	0,50	-

(Jess y Kern, 2009, p. 1170)

- Las condiciones de operación: aparte del catalizador, otro importante factor que determina la selectividad hacia ciertos productos de la reacción Fischer-Tropsch es, la selección de las condiciones de operación a las que trabaja el reactor. Para favorecer la producción de olefinas, se consideró operar a una presión de 2 026 kPa, a una temperatura de aproximadamente 553 K, hasta 573 K, y una relación H₂/CO de 2:1 (Bradin, 2009, p. 7; Jess y Kern, 2009, p. 1170)

Para el diseño del reactor se consideraron las ecuaciones propuestas por Luyben, (2001), las cuales corresponden al diseño de reactores de tubos y coraza, en donde la reacción se da dentro de los tubos empacados con catalizador y por la coraza circula un fluido de enfriamiento, dado que las reacciones que se llevan a cabo en estos reactores son generalmente exotérmicas.

Es fundamental para el diseño del reactor, establecer la cinética de las reacciones que se llevan a cabo en el reactor (Luyben, 2001, p. 5776). En un reactor tipo Fischer-Tropsch, es posible obtener un amplio rango de productos, por lo que la cinética de las reacciones químicas está relacionada con el tipo de catalizador que se utilice y las condiciones de operación a las que trabaje el reactor (Jess y Kern, 2009, pp. 1164).

Para obtener un producto en cuya composición predomina el propileno, con los parámetros de operación favorables anteriormente descritos, las principales reacciones que tienen lugar en el reactor se describen en las Ecuaciones 3.26, 3.27 y 3.28 (Jess y Kern, 2009, pp. 1164-1166; Dantas et al., 2011, p.1711).

Producción de propileno (1):



Producción de metano (2):



Producción de dióxido de carbono (3):



Las velocidades para cada una de las reacciones anteriores, y la conversión de hidrógeno se expresan mediante las ecuaciones 3.29 a 3.32 (Jess y Kern, 2009, p. 1166).

$$r_1 = \frac{k_1 * e^{-\frac{E_{a1}}{R*T}} * C_{\text{H}_2}}{1 + 1,60 * \frac{C_{\text{H}_2\text{O}}}{C_{\text{CO}}}} \quad [3.29]$$

$$r_2 = k_2 * e^{-\frac{E_{a2}}{R*T}} * C_{\text{H}_2} \quad [3.30]$$

$$r_3 = k_3 * e^{-\frac{E_{a3}}{R*T}} * C_{\text{H}_2\text{O}} \quad [3.31]$$

Conversión:

$$x = 1 - \frac{F_0}{F} \quad [3.32]$$

Donde:

r: velocidad de reacción ($\text{mol s}^{-1} \text{ kg}^{-1}$)

C_i : concentración del componente i (mol m^{-3})

k: constante de la velocidad de reacción ($\text{m}^3 \text{ kg}^{-1} \text{ s}^{-1}$)

- Ea: energía de activación (J mol^{-1})
 R: constante universal de los gases: $8,314 (\text{J mol}^{-1} \text{K}^{-1})$
 T: temperatura de reacción (K)
 x: conversión
 F_0 : flujo molar inicial de hidrógeno (mol s^{-1})
 F: flujo molar final de hidrógeno (mol s^{-1})

Los datos para el cálculo de las velocidades de reacción se tomaron de bibliografía. Estos valores se presentan en la Tabla 3.6.

Tabla 3.6. Valores de las constantes de las velocidades de reacción que intervienen en el reactor tipo Fischer-Tropsch

Constante	Valor	Unidades
k_1	8,10	$\text{m}^3 \text{kg}^{-1} \text{s}^{-1}$
k_2	27,30	$\text{m}^3 \text{kg}^{-1} \text{s}^{-1}$
k_3	155,00	$\text{m}^3 \text{kg}^{-1} \text{s}^{-1}$
E_{a_1}	-52 000,00	J mol^{-1}
E_{a_2}	-70 000,00	J mol^{-1}
E_{a_1}	-70 000,00	J mol^{-1}

(Jess y Kern, 2009, p. 1166)

Se calculó el factor de fricción para reactores tubulares, en función de la porosidad del catalizador con la Ecuación 3.33 (Luyben, 2001, p. 5777).

$$f = 1,75 * \frac{(1 - \epsilon)}{\epsilon^3} \quad [3.33]$$

Donde:

- f: factor de fricción
 ϵ : porosidad del catalizador

La velocidad superficial del gas se determinó con las Ecuaciones 3.34 y 3.35 (Luyben, 2001, p. 5777).

$$N_T = \frac{W_T * 4}{l * \pi * d_i^2 * \rho_{cat}} \quad [3.34]$$

$$V_S = \frac{F_T * 4 * PM}{\rho_{gas} * \pi * d_i^2 * \epsilon * N_T} \quad [3.35]$$

Donde:

- N_T : número de tubos
- W_T : peso del catalizador (kg)
- l : longitud del tubo (m)
- d_i : diámetro interno del tubo (m)
- ρ_{cat} : densidad del catalizador (kg m^{-3})
- ρ_{gas} : densidad del gas (kg m^{-3})
- PM : peso molecular del gas (kg kgmol^{-1})
- F_T : flujo total del gas (kg s^{-1})

Se calculó el área total de transferencia de calor con la Ecuación 3.36 (Luyben, 2001, p. 5777).

$$A_T = \pi * d_i * l * N_T \quad [3.36]$$

Donde:

- A_T : área total de transferencia de calor (m^2)

Se determinaron además los valores del número de Reynolds y el coeficiente global de transferencia de calor, con las Ecuaciones 3.37 y 3.38 (Luyben, 2001, pp. 5777-5781).

$$\text{Re} = \frac{D_{\text{cat}} * V_S * \rho_{\text{gas}}}{\mu_{\text{gas}}} \quad [3.37]$$

$$U = 0,01545 * \frac{0,6885 * 10^6}{D_{\text{cat}}} * \text{Re} \quad [3.38]$$

Donde:

Re: número de Reynolds

D_{cat} : diámetro de partícula del catalizador (m)

μ_{gas} : viscosidad del gas (N s m^{-2})

U: coeficiente global de transferencia de calor ($\text{W m}^{-2} \text{K}^{-1}$)

La variación de temperatura con respecto al peso del catalizador se detalla en la Ecuación 3.39 (Luyben, 2001, pp. 5776).

$$\frac{dT}{dW} = - \frac{(\Delta H * r) - [4U(T - T_C)/(\rho_{\text{cat}} * d_i)]}{\sum C_{p_i} F_i} \quad [3.39]$$

Donde:

ΔH : entalpía de reacción (kJ kgmol^{-1})

T_C : temperatura del fluido de enfriamiento (K)

C_{p_i} : capacidad calorífica media del componente producto i ($\text{kJ kgmol}^{-1} \text{K}^{-1}$)

F_i : flujo molar del componente producto i (kgmol s^{-1})

Se calculó también la caída de presión (ΔP) en el reactor con la Ecuación 3.40 (Luyben, 2001, pp. 5777).

$$\Delta P = \frac{V_S^2 * f * l * \rho_{\text{gas}}}{D_{\text{cat}} * 10^5} \quad [3.40]$$

Se seleccionó un arreglo de los tubos de tipo cuadrangular debido a que proporciona una baja caída de presión y un espaciamento entre tubos de $1,25 d_i$, así como un cabezal tipo T flotante para permitir una mayor facilidad de mantenimiento, al no estar soldada a los tubos (Mazzone y Fernández, 2006, pp. 144-146).

El diámetro interno de la coraza del reactor (D_i) se calculó con la Ecuación 3.41 (Luyben, 2007, p. 275).

$$D_i = \left(\frac{4 * W_T}{\rho_{cat} * \frac{1}{D_i} * \pi} \right)^{\frac{1}{3}} \quad [3.41]$$

3.6. DISEÑO DE LOS TANQUES SEPARADORES

La corriente de salida del reactor multitubular, así como la corriente de salida del desorbedor de CO₂ constituyen una mezcla de gas y líquido, por lo que fue necesario diseñar separadores que eliminen la mayor parte de los vapores condensables, de agua en su mayoría, de las corrientes de entrada. Para ello se diseñaron tanques separadores, un separador trifásico para separar el gas y dos líquidos de diferente densidad, provenientes del reactor multitubular, y un separador bifásico para separar la corriente de gas/líquido proveniente de la columna de desorción.

Se tomó en cuenta en primer lugar la disposición del equipo y las condiciones de operación adecuadas para que la separación se realice de forma eficiente. De esta manera se eligieron separadores verticales, los más usados para este tipo de aplicaciones en donde se tiene un mayor volumen de gas en comparación al del líquido (Stewart y Arnold, 2010b, pp. 118-120; Steynberg y Dry, 2004, p. 495). Se estimó en primera instancia una altura para el separador, de acuerdo con los valores nominales para este tipo de equipos (API, 2008, p. 13).

Se calculó la velocidad superficial máxima del gas en el interior del separador con la Ecuación 3.42, para los valores característicos de la altura del equipo previamente seleccionada (API, 2008, p. 13).

$$V_a = K * \sqrt{\frac{\rho_{\text{liq}} - \rho_{\text{gas}}}{\rho_{\text{gas}}}} \quad [3.42]$$

Donde:

V_a : velocidad superficial máxima permisible (ft s^{-1})

K: factor de diseño

ρ : densidad a las condiciones de operación (lb ft^{-3})

Se calculó el área mínima para el flujo de gas con la Ecuación 3.43 (API, 2008, p. 17).

$$A_{\text{min}} = \frac{G}{V_a} \quad [3.43]$$

Donde:

A_{min} : Área mínima para el flujo de gas (ft^2)

G: Flujo volumétrico de gas ($\text{ft}^3 \text{s}^{-1}$)

El diámetro mínimo del separador se determinó con la Ecuación 3.44 (API, 2008, p. 17).

$$D_{\text{min}} = \sqrt{\frac{4 * A_{\text{min}}}{\pi}} \quad [3.44]$$

Se calculó el volumen de líquido y la capacidad de líquido del separador con las Ecuaciones 3.45 y 3.46 (API, 2008, p. 14).

$$V_{liq} = \frac{D^2 * \pi * H * NL}{4 * 5,615 * 100} \quad [3.45]$$

$$W = \frac{1\,440 * V_{liq}}{t} \quad [3.46]$$

Donde:

- V_{liq} : volumen del líquido (bbl)
- D: diámetro nominal (ft)
- H: altura nominal (ft)
- NL: nivel de líquido
- W: Capacidad de líquido (bbl día⁻¹)
- t: tiempo de retención (min)

Finalmente, se comprobó que los parámetros calculados cumplan con una relación $\frac{H}{D} > 2$ para que el diseño sea adecuado (API, 2008, p. 3).

3.7. DIMENSIONAMIENTO DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO

El dimensionamiento del tanque de almacenamiento de líquido para el acopio de la solución de MEA que se recupera de la columna de desorción y se alimenta a las columnas de absorción, se realizó con los criterios de la norma API 650 (API, 2007, p. 1).

El caudal de diseño del tanque se calculó con la ecuación 3.47 (API, 2007, p. 1).

$$Q_d = Q_{op} * f_d \quad [3.47]$$

Donde:

Q_d : flujo volumétrico de diseño ($m^3 h^{-1}$)

Q_{op} : flujo volumétrico de operación ($m^3 h^{-1}$)

f_d : factor de diseño (1,10)

El volumen de operación se calculó con la Ecuación 3.48 (API, 2007, p. 1).

$$V_{op} = Q_d * t_c \quad [3.48]$$

Donde:

V_{op} : volumen de operación (m^3)

t_c : tiempo de contingencia (4 – 8 h^{-1})

El volumen de diseño del tanque o volumen nominal se determinó de acuerdo con los siguientes criterios (API, 2007, p. 1):

- Si $V_{op} < 1\ 000$ (bbl) $H_{nom} = H + 4$ (ft)
- Si $V_{op} > 1\ 000$ (bbl) V_{nom} se redondea de 50 en 50
- $H/D_i = 2$

Donde:

H : altura del tanque (m)

H_{nom} : altura de diseño o nominal del tanque (m)

D_i : diámetro interno del tanque (m)

El espesor del tanque se calculó con la Ecuación 3.49

$$t = \frac{\rho * h * g}{2 * T * E} * \frac{D_i}{1000} \quad [3.49]$$

Donde:

- t: espesor mínimo del tanque (mm)
 ρ: densidad del líquido (kg m⁻³)
 h: altura del líquido (m)
 g: aceleración de la gravedad (m s⁻²)
 T: tensión del material (N mm⁻²)
 E: eficiencia de la soldadura (0,85)

Para el caso del producto principal de la planta que es el propileno, y el subproducto, etileno, se dimensionaron tanques cilíndricos de almacenamiento ya que ambos son productos gaseosos a temperatura ambiente (Linde, 2010).

Adicionalmente, se tomaron en cuenta los siguientes criterios:

El volumen nominal del cilindro se calculó con la Ecuación 3.50, tomando en cuenta un tiempo de contingencia de 8 horas (Towler y Sinnott, 2008, p. 972).

$$V_{nom} = 1,20 * Q_{op} * t_c \quad [3.50]$$

La relación entre la altura y el diámetro debe ser al menos igual a 2 (Towler y Sinnott, 2008, p. 972).

El espesor del recipiente se calculó con la Ecuación 3.51 (Towler y Sinnott, 2008, p. 972).

$$t = \frac{P_d * D_i}{4 * S} * 1000 \quad [3.51]$$

Donde:

S: esfuerzo del material (kPa)

3.8. DIMENSIONAMIENTO DE LOS SISTEMAS DE BOMBEO

Para la planta de producción de propileno se dimensionaron bombas para la impulsión de los líquidos como agua de enfriamiento y solución acuosa de MEA, que intervienen en varios equipos de la planta. Para ello se seleccionaron bombas centrífugas que presentan un amplio rango de caudal permitido y se tomaron como referencia las velocidades recomendadas de succión y descarga para este tipo de bombas, que se muestran en la Tabla 3.7 (Towler y Sinnott, 2008, p. 248; API, 2013).

Tabla 3.7. Valores de referencia de las velocidades de entrada y salida de una bomba centrífuga

Velocidad del fluido	Valor	Unidades
En la succión	0,61 - 0,91	m s ⁻¹
En la descarga	1,83 - 2,74	m s ⁻¹

(API, 2013, p. 21)

Se estimaron los valores de diámetros posibles para las tuberías a partir de sus áreas, con la Ecuación 3.52 (Streeter, Wylie y Bedford, 2000, p. 207).

$$Q = v * A_p \quad [3.52]$$

Donde:

Q: caudal del fluido (m³ s⁻¹)

v: velocidad del fluido (m s⁻¹)

A_p: área transversal de la tubería (m²)

Se calculó el número de Reynolds del fluido que circula por la tubería con la Ecuación 3.53 (Towler y Sinnott, 2008, p. 247).

$$Re = \frac{v_d * d_t * \rho}{\mu} \quad [3.53]$$

Donde:

v_d : velocidad del fluido en la descarga ($m s^{-1}$)

d_t : diámetro nominal de la tubería (m)

ρ : densidad del fluido ($kg m^{-3}$)

μ : viscosidad del fluido ($N s m^{-2}$)

Con el número de Reynolds y la rugosidad relativa del material de la tubería, se determinó el factor de fricción de Darcy con el uso de la Figura 3.5 (Streeter et al., 2000, p. 292).

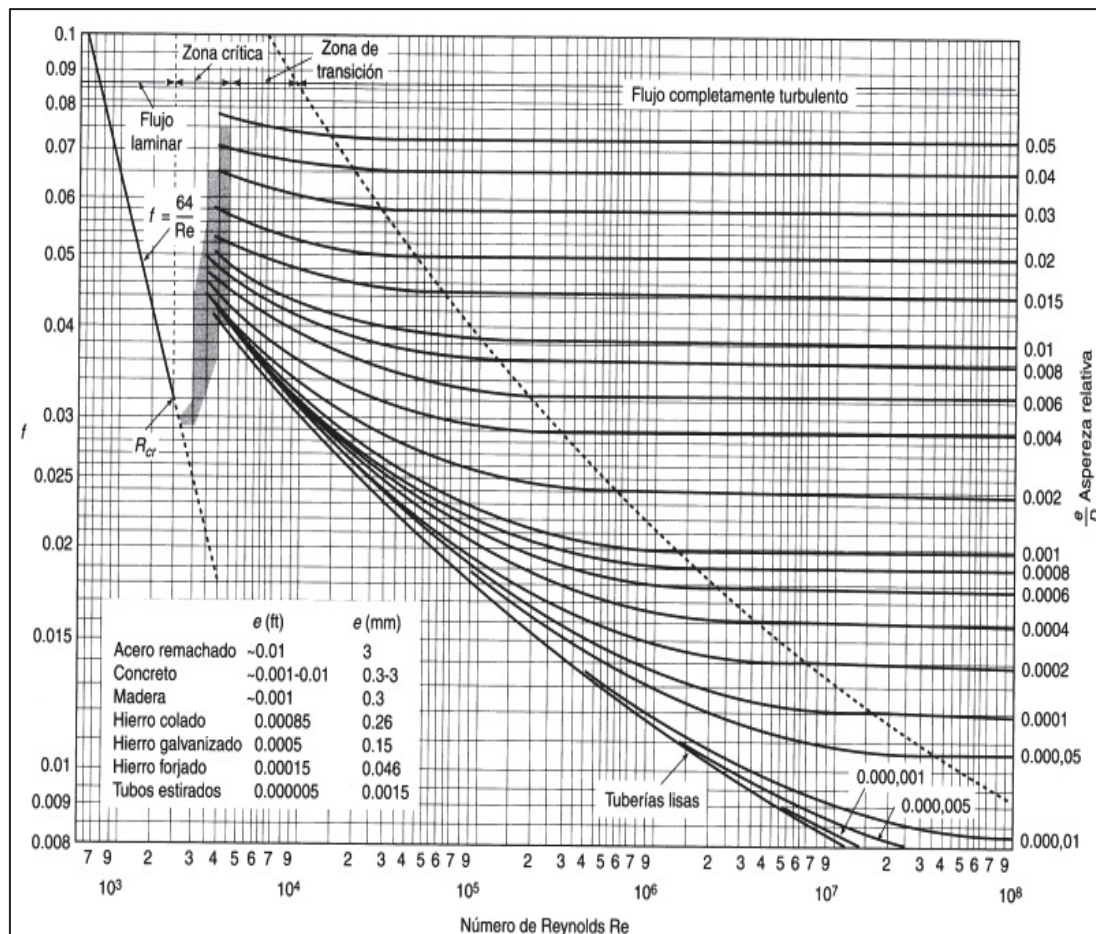


Figura 3.5. Diagrama de Moody
(Streeter et al., 2000, p. 293)

Se calculó, con el factor de Darcy, la pérdida de carga en la tubería, con la Ecuación 3.54 (Towler y Sinnott, 2008, p. 249).

$$h_f = f_D \frac{l * v_d}{d_i * 2 * g} \quad [3.54]$$

Donde:

h_f : pérdida de carga en la tubería (m)

f_D : factor de Darcy

d_i : diámetro interno de la tubería (m)

l : longitud de la tubería (m)

Se determinó la altura de la bomba con la Ecuación 3.55 (Towler y Sinnott, 2008, p. 252).

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2 * g} + z_1 + H_B = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{v_2^2}{2 * g} + z_2 + h_f + K_a * \frac{v_a^2}{2 * g} \quad [3.55]$$

Donde:

$P_{1,2}$: presión en el punto 1 y 2 (Pa)

γ : peso específico del fluido ($\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-2}$)

$v_{1,2}$: velocidad del fluido en el punto 1 y 2 (m s^{-1})

$z_{1,2}$: altura en el punto 1 y 2 (m)

H_B : altura de la bomba (m)

K_a : constante de pérdidas por accesorios

v_a : velocidad del fluido en el accesorio (m s^{-1})

En la Tabla 3.8 se indican valores comunes de las constantes de pérdidas en los diferentes accesorios.

Tabla 3.8. Constantes de pérdidas para varios accesorios

Velocidad del fluido	Valor
Válvula de compuerta totalmente abierta	0,15
Válvula de globo totalmente abierta	9,00
Codo estándar (45°)	0,35
Codo estándar (90°)	0,80
Tee estándar	1,80
Unión	0,04

(Towler y Sinnott, 2008, p. 249)

La potencia de la bomba y la altura total dinámica se calcularon a partir de las Ecuaciones 3.56 y 3.57 (Towler y Sinnott, 2008, p. 250).

$$P_B = Q * \gamma * H_B \quad [3.56]$$

$$TDH = P_d - P_s \quad [3.57]$$

Donde:

P_B : potencia de la bomba (W)

TDH: altura total dinámica (kPa)

P_d : presión de descarga (kPa)

P_s : presión de succión (kPa)

Una vez definidos los criterios técnicos para el diseño de los equipos de la planta, se procedió con la elaboración de balances de masa y energía para realizar el diseño global de la planta de producción de propileno.

4 DISEÑO DE LA PLANTA

En esta sección se detalla el diseño de la planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de RSU.

4.1. DIAGRAMA DE BLOQUES (BFD) Y DIAGRAMA DE FLUJO (PFD)

En esta sección se presentan los diagramas de bloques y de flujo correspondientes a las diferentes áreas de la producción de la planta de propileno.

4.1.1. DIAGRAMA DE BLOQUES (BFD) DE LA PLANTA

En la Figura 4.1 se observa el diagrama de bloques de la planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de RSU.

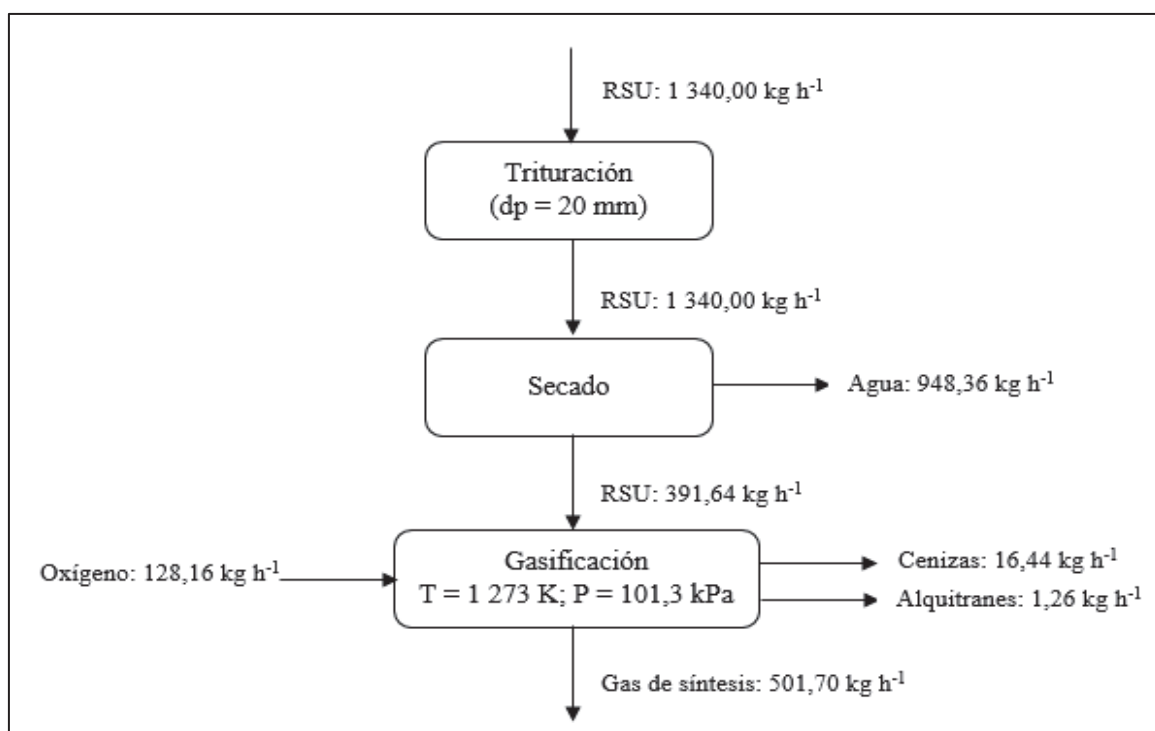


Figura 4.1. Diagrama de bloques (BFD) de la planta de producción de propileno

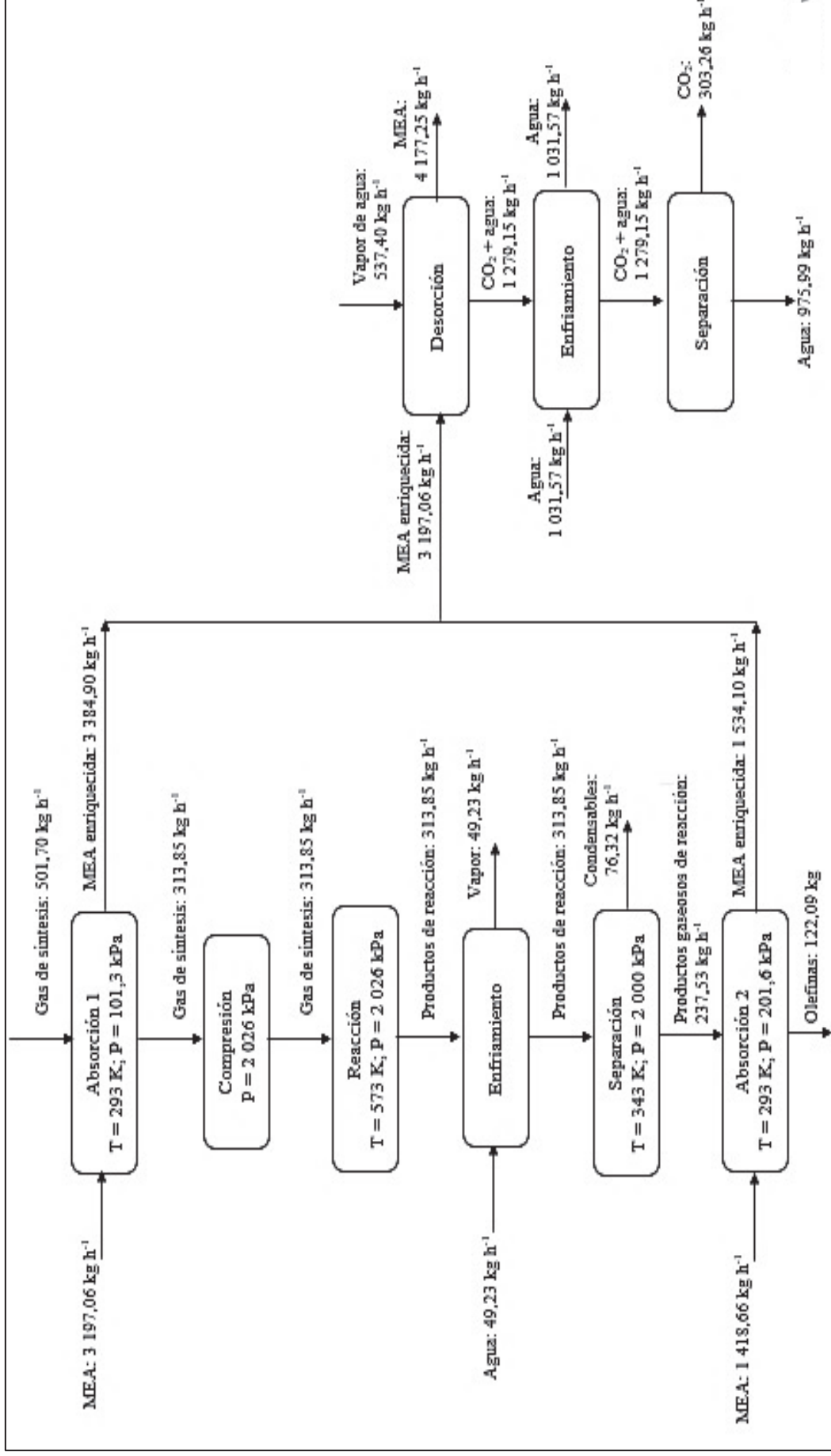


Figura 4.1. Diagrama de bloques (BFD) de la planta de producción de propileno (continuación...)

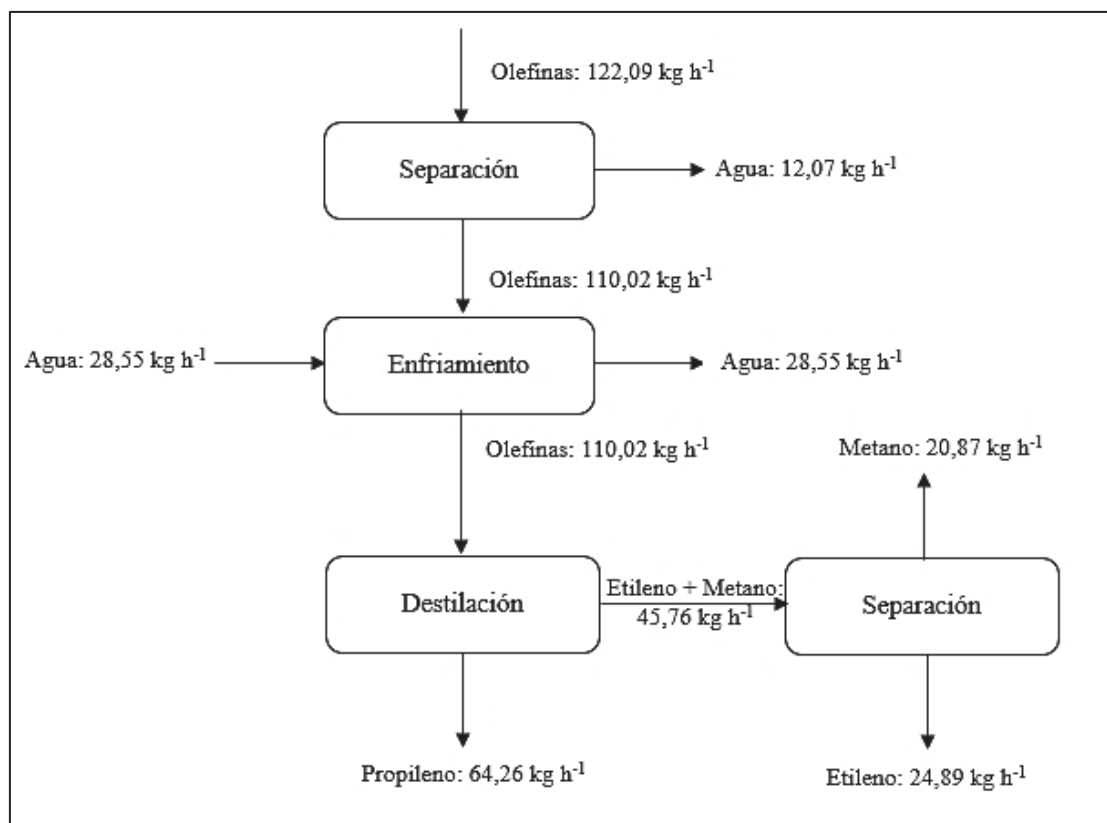
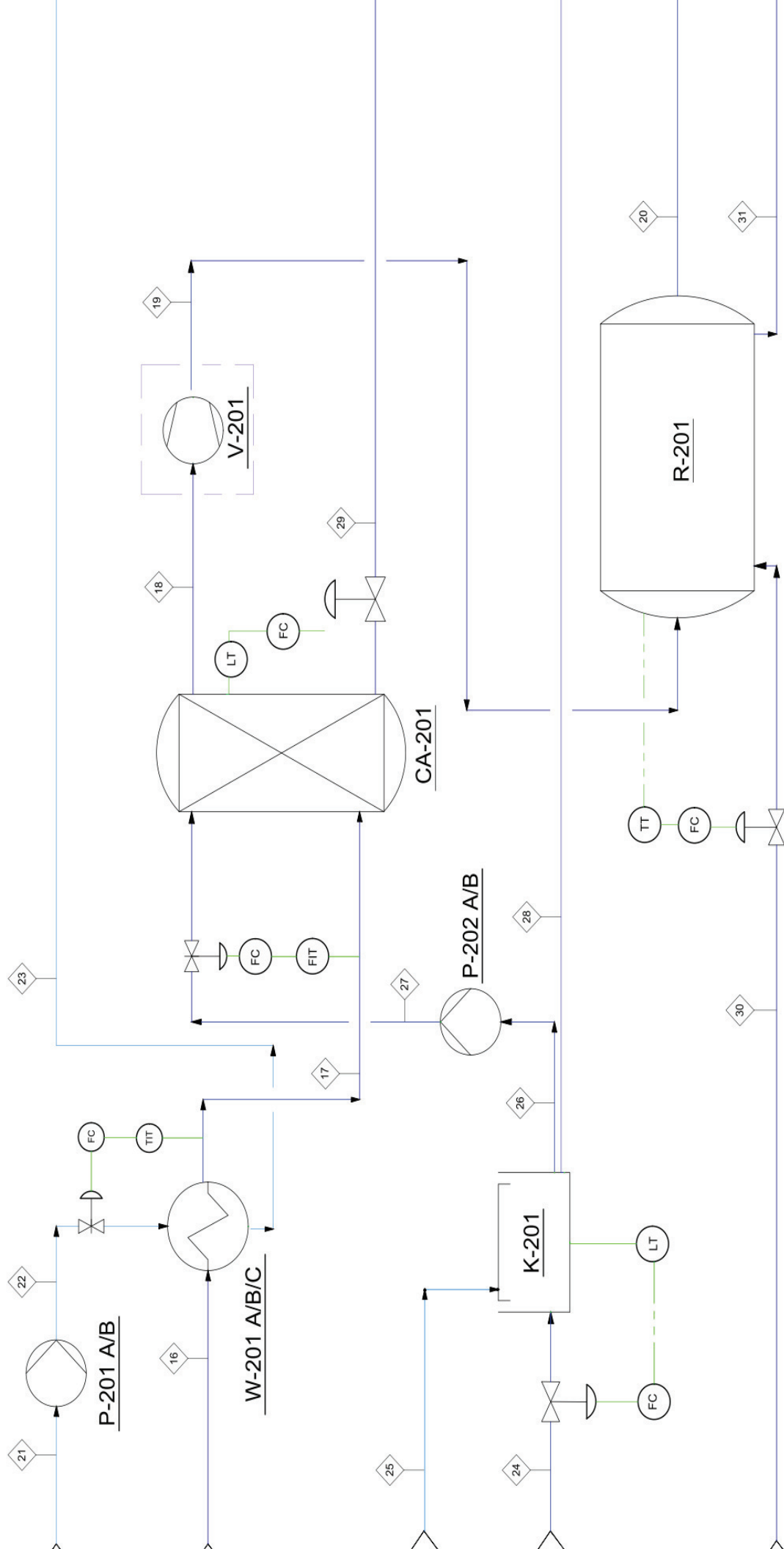


Figura 4.1. Diagrama de bloques (BFD) de la planta de producción de propileno (continuación...)

4.1.2 DIAGRAMA DE FLUJO (PFD) DE LA PLANTA

En las Figuras 4.2, 4.3, 4.4 y 4.5 se presenta el diagrama de flujo de las diferentes áreas de la planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de RSU.

Capacidad: 40.3 m³
 D: 3.0 m; H: 6.0 m
 Pd: 95.0 kPa
 Td: 383.0 K
 Capacidad: 27.2 kW
 Capacidad: 4.0 m³/h
 TDH: 100.0 kPa
 Capacidad: 2.026 m³/h
 D: 0.5 m; H: 1.1 m
 Pd: 121.6 kPa
 Td: 391.5 K
 Capacidad: 550.0 m³/h
 Potencia: 100.0 HP
 Capacidad: 2.026 m³/h
 D: 0.9 m; L: 6.0 m
 Niveles: 162
 Pd: 2.230.0 kPa
 Td: 601.0 K
 Relleno: Anillos Pall metálicos
 Niveles: 10
 Capacidad: 550.0 m³/h
 Potencia: 100.0 HP
 Niveles: 162
 Pd: 2.230.0 kPa
 Td: 601.0 K



18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31
Gas comprimido	313,85	313,85	112,46	112,46	112,46	4177,25	438,47	3197,06	3197,06	1418,66	3384,90	1639,46	1639,46
libre CO2	8,74	22,37	0,11	0,11	190,61	4,44	0,43	3,10	3,10	1,38	3,22	407,83	409,86
Agua	553,00	573,00	288,00	288,00	366,00	354,73	291,00	293,00	293,00	293,00	363,50	553,00	573,00
Vapor de agua	2026,00	2026,00	72,00	101,33	101,20	210,00	72,95	72,00	101,33	101,33	101,33	1013,30	1013,30
MEA para reaccion	14,03	14,03	998,00	998,00	0,59	941,77	1030,00	1030,50	1030,50	1030,50	1050,00	4,02	4,00
MEA para enriquecida	2,5E-05	5,99	1,1E-03	1,1E-03	1,3E-05	1,8E-03	1,8E-03	1,8E-03	1,8E-03	1,8E-03	1,8E-03	2,0E-05	2,0E-05
Vapor de agua	1,5E-05	1,5E-05	1,1E-03	1,1E-03	1,3E-05	1,8E-03	1,8E-03	1,8E-03	1,8E-03	1,8E-03	1,8E-03	2,0E-05	2,0E-05

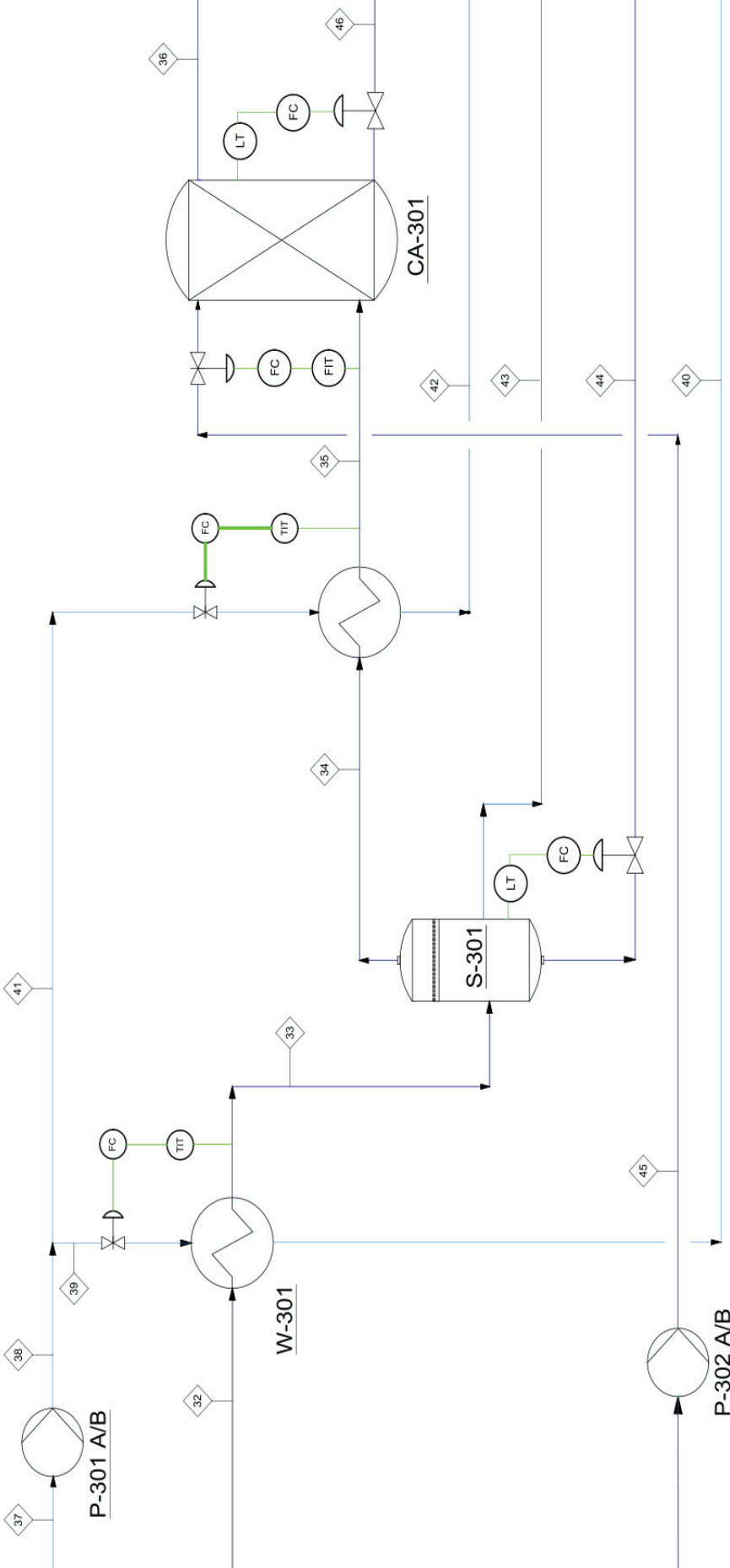
Escuela Nacional
 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
 CLIENT :
 PROJECT : Diseño de una planta a partir de la fracción
 DESCRIPTION : DIAGRAMA DE

ENGINEERING / DESIGN RECORD	SIGN	DATE
DELAGADO CINDY		2017-11-20
DESIGN ENG. : DELAGADO CINDY		2017-11-20
CHECKED : Ing. CHICO ANDRÉS Mec.		2017-11-20
PROJECT ENG. :		

Tubos y coraza
 Nubos: 31
 L: 1,5 m
 Capacidad de líquido: 35,7 KW
 Td: 371 K

Tubos y coraza
 Nubos: 114
 L: 1,5 m
 Capacidad de líquido: 1 m3/h
 Pd: 2200 kPa
 Td: 371 K

D: 0,5 m; H: 2,3 m
 Pd: 2432 kPa
 Td: 400 K
 Velocidad: 20
 Relevo: Anillos Pail metálicos



	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46
	Olefinas + CO2	Olefinas + CO2	Olefinas	Agua	Agua	Agua	Vapor de agua	Agua	Agua	Hidrocarburos condensables	Agua	Solución MEA	MEA enriquecida
	237,53	237,53	122,09	100,16	100,16	49,23	49,23	50,92	50,92	45,28	31,04	1418,66	1534,10
	10,82	91,71	60,74	0,10	0,10	0,05	83,45	0,05	0,05	0,07	0,03	1,38	1,47
	343,00	293,00	340,45	288,00	288,00	288,00	366,00	288,00	360,00	342,00	342,00	293,00	342,00
	2000,00	201,66	200,67	72,00	101,33	101,33	101,20	101,33	101,20	2000,00	2000,00	202,66	201,66
	21,96	2,59	2,01	998,00	998,00	998,00	0,59	998,00	998,00	692,42	977,00	1030,50	1045,00
	1,5E-05	1,2E-05	1,0E-05	1,1E-03	1,1E-03	1,1E-03	1,3E-05	1,1E-03	8,8E-02	5,0E-04	4,0E-04	1,8E-03	1,8E-03

CLIENT : **Escuela N**

PROJECT : Diseño de una planta a partir de la fracción

DESCRIPTION : DIAGRAMA DE

ENGINEERING / DESIGN RECORD : DELGADO CINDY

DRAWING : DELGADO CINDY

DESIGN ENG. : DELGADO CINDY

CHECKED : Ing. CHICO ANDRÉS Msc.

PROJECT ENG. :

CLIENT APPROVAL :

DATE : 2017-11-20

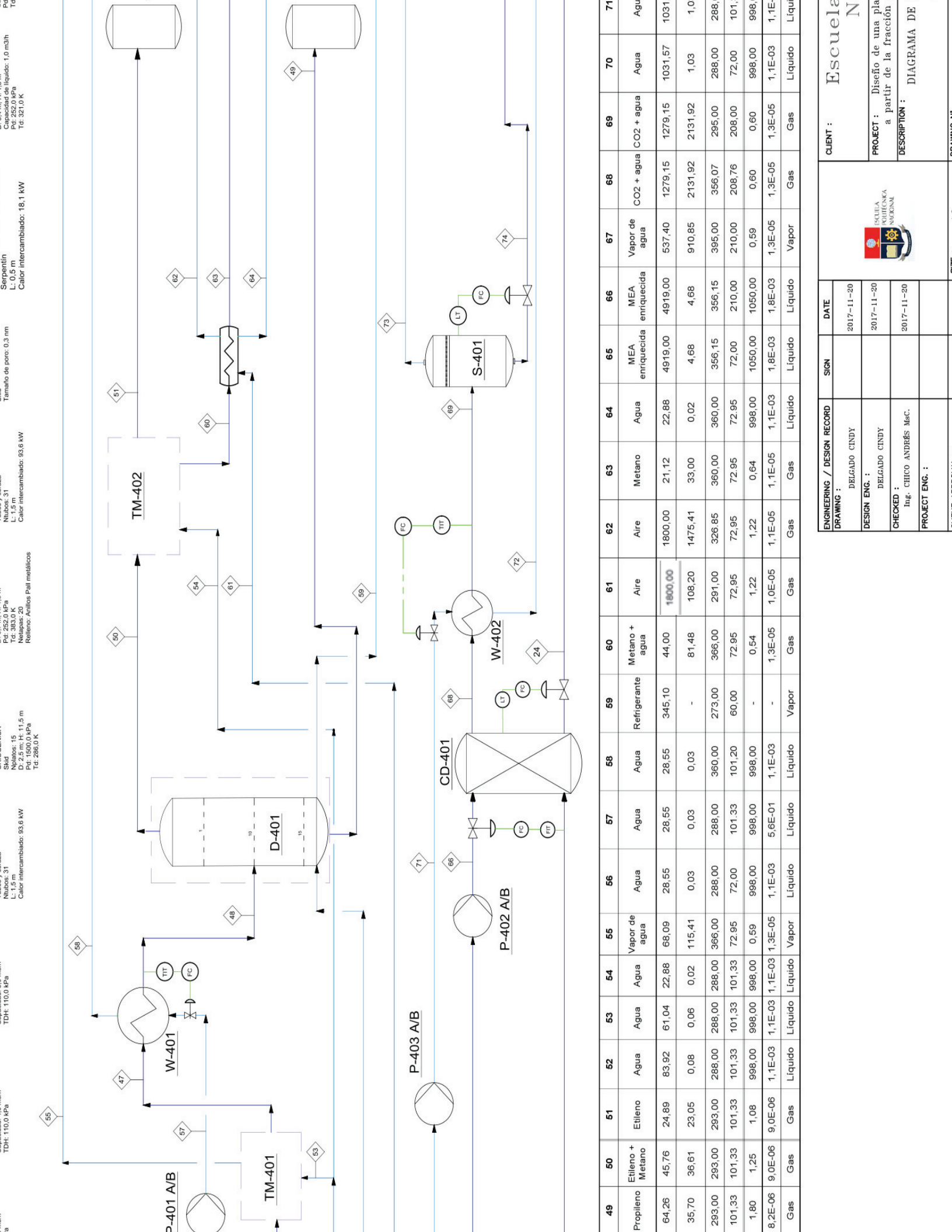
DATE : 2017-11-20

DATE : 2017-11-20

SIZE : A3

DRAWING N° :





Serpentin
 Capacidad de liquido: 1.0 m³h
 Pti: 252.0 kPa
 L: 0.5 m
 Tdi: 321.0 K
 Calor intercambiado: 18.1 kW

Tamaño de poro: 0.3 nm
 Nubios: 31
 L: 1.5 m
 Calor intercambiado: 93.6 kW

Pti: 252.0 kPa
 Nubios: 15
 L: 1.5 m
 Calor intercambiado: 93.6 kW

Skid
 Nubios: 31
 L: 1.5 m
 Calor intercambiado: 93.6 kW

Pti: 252.0 kPa
 Nubios: 15
 L: 1.5 m
 Calor intercambiado: 93.6 kW

Pti: 252.0 kPa
 Nubios: 15
 L: 1.5 m
 Calor intercambiado: 93.6 kW

	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70	71
Propileno	64,26	45,76	24,89	83,92	61,04	22,88	68,09	28,55	28,55	28,55	346,10	44,00	1800,00	1800,00	21,12	22,88	4919,00	4919,00	537,40	1279,15	1279,15	1031,57	1031,57
Etileno + Metano	35,70	36,61	23,05	0,08	0,06	0,02	115,41	0,03	0,03	0,03	-	81,48	108,20	1475,41	33,00	0,02	4,68	4,68	910,85	2131,92	2131,92	1,03	1,03
Agua	293,00	293,00	293,00	288,00	288,00	288,00	366,00	288,00	288,00	360,00	273,00	366,00	291,00	326,85	360,00	360,00	356,15	356,15	395,00	295,00	288,00	288,00	288,00
Vapor de agua	101,33	101,33	101,33	101,33	101,33	72,95	101,33	101,33	101,33	101,20	60,00	72,95	72,95	72,95	72,95	72,95	72,00	210,00	210,00	208,76	208,00	72,00	101,1
Agua	1,80	1,25	1,08	998,00	998,00	998,00	998,00	998,00	998,00	998,00	-	0,54	1,22	1,22	0,64	998,00	1050,00	1050,00	0,59	0,60	998,00	998,00	998,00
Vapor de agua	8,2E-06	9,0E-06	9,0E-06	1,1E-03	1,1E-03	1,1E-03	1,3E-05	1,1E-03	5,6E-01	1,1E-03	-	1,3E-05	1,0E-05	1,1E-05	1,1E-05	1,1E-05	1,8E-03	1,8E-03	1,3E-05	1,3E-05	1,1E-03	1,1E-03	1,1E-03
Agua	1,1E-03	1,1E-03	1,1E-03	1,1E-03	1,1E-03	1,1E-03	1,1E-03	1,1E-03	1,1E-03	1,1E-03	1,1E-03	1,1E-03	1,1E-03	1,1E-03	1,1E-03	1,1E-03	1,1E-03	1,1E-03	1,1E-03	1,1E-03	1,1E-03	1,1E-03	1,1E-03
CO2 + agua																							
CO2 + agua																							
Vapor de agua																							
MEA enriquecida																							
MEA enriquecida																							
Agua																							

CLIENT : Escuela N
PROJECT : Diseño de una planta a partir de la fracción
DESCRIPTION : DIAGRAMA DE

ENGINEERING / DESIGN RECORD

DRAWING :	DATE
DELGADO CINDY	2017-11-20
DELGADO CINDY	2017-11-20
Ing. CHICO ANDRÉS Msc.	2017-11-20

SIGN

ESUELA N

ESCUELA NACIONAL

4.2. BALANCE DE MASA

Para elaborar el balance de masa de la planta de producción de propileno se partió del valor de flujo de la fracción orgánica de los RSU procedentes del cantón Rumiñahui, esto es $1\,340\text{ kg h}^{-1}$ (Rumiñahui-Aseo, EPM, 2016).

Por otra parte, se realizó una caracterización física de los residuos con el fin de conocer propiedades como humedad, contenido de cenizas y poder calórico, parámetros necesarios para realizar el balance de masa y energía en la primera etapa del proceso de producción de propileno que corresponde a la gasificación de los RSU para obtener gas de síntesis (Basu y Kaushal, 2009, pp. 10-13).

Caracterización de la fracción orgánica de los RSU

Las muestras de la fracción orgánica de los RSU necesarias para realizar los análisis de caracterización, fueron proporcionadas por la empresa encargada de la disposición de los RSU en el cantón Rumiñahui, en donde en los últimos años se ha implementado la recolección diferenciada de los residuos.

Las muestras se tomaron durante 3 días. Al cabo de este período, la totalidad de las muestras, que permanecieron debidamente refrigeradas, se homogenizaron y sometieron a un cuarteo (Castillo, 2012, p. 4).

Se tomaron 3 muestras de la fracción orgánica de los RSU para asegurar la repetibilidad de los resultados, según las normas correspondientes, de la siguiente manera:

- Contenido de humedad: se determinó mediante el procedimiento de la Norma Europea – Estándar Británico (BS EN 14774-3): “*Solid biofuels – Determination of moisture content-Oven dry method. Moisture in general analysis sample*” (BS EN 14774-3, 2009). Los análisis se realizaron en una estufa eléctrica marca “POL-EKO” modelo SLN-115-STD

- Contenido de cenizas: se determinó mediante el procedimiento descrito en la Norma Europea – Estándar Británico (BS EN 14775): “*Solid biofuels – Determination of ash content*” (BS EN 14775, 2009). Los análisis fueron realizados en una mufla eléctrica marca “Nabertherm”, modelo L9/11/C6
- Poder calórico: se determinó mediante el procedimiento descrito en la Norma Europea – Estándar Británico (BS EN 14918): “*Solid biofuels – Determination of calorific value*” (BS EN 14918, 2009). Los análisis fueron realizados en un calorímetro adiabático marca “Parr” modelo 2917

Cabe mencionar que los análisis descritos se desarrollaron como parte del proyecto de vinculación: “Caracterización de los residuos sólidos de origen doméstico y comercial producidos en el cantón Rumiñahui”, código PVS-2016- 017.

Los análisis para la determinación del contenido de humedad y de cenizas se realizaron en el Laboratorio de Cerámica, mientras que los análisis para determinar el poder calórico se realizaron en el Laboratorio de Termodinámica, en la Facultad de Ingeniería Química y Agroindustria de la Escuela Politécnica Nacional.

La totalidad de los resultados obtenidos en cada análisis, así como las especificaciones de equipos utilizados se detallan en el ANEXO I.

En la Tabla 4.1 se presenta un resumen de los resultados obtenidos de la caracterización de los RSU.

Tabla 4.1. Resultados de la caracterización física de la fracción orgánica de los RSU procedentes del cantón Rumiñahui

Humedad (%)	Poder calórico (MJ kg ⁻¹)	Contenido de cenizas (%)
78,100 ± 0,016	19,640 ± 2,100	9,690 ± 0,150

Por otra parte, es necesario conocer la composición química de los RSU para analizar la cinética del proceso de gasificación y así realizar el balance de masa y

diseño del gasificador. Estos datos fueron proporcionados por la empresa Municipal de Residuos Sólidos de Rumiñahui y se presentan en la Tabla 4.2.

Tabla 4.2. Resultados del análisis elemental de la fracción orgánica de los RSU procedentes del cantón Rumiñahui

Elemento	C (%)	H (%)	S (%)	O (%)	N (%)
Contenido	50,00	6,50	0,00	31,20	2,60

Con la información recopilada de las propiedades de la materia prima con la cual trabajará la planta de producción de propileno, se procedió con la realización del balance de masa. Los flujos másicos de entrada y salida de cada equipo de la planta se detallan en la Tabla 4.3, y los respectivos cálculos realizados se presentan en los ANEXOS II a VIII.

Tabla 4.3. Balance de masa de la planta de producción de propileno

Equipo	Descripción	ENTRADA	SALIDA
		Flujo másico (kg/h)	Flujo másico (kg/h)
Triturador (Z-101)	Fracción orgánica de RSU	1 340,00	1 340,00
Secador (T-101)	Fracción orgánica de RSU	1 340,00	391,64
	Vapor de agua	-	948,36
Gasificador (G-101)	Oxígeno	128,16	-
	RSU	391,64	-
	Gas de síntesis	-	503,37
	Cenizas	-	16,44
Trampa de alquitranes (F-101)	Gas de síntesis	503,37	502,11
	Alquitranes	-	1,26
Ciclón (F-101)	Gas de síntesis	502,11	501,70
	Material particulado	-	0,42
Intercambiador (W-201)	Gas de síntesis	501,70	501,70
	Agua de enfriamiento	114,19	114,19

Tabla 4.3. Balance de masa de la planta de producción de propileno (continuación...)

		ENTRADA	SALIDA
Equipo	Descripción	Flujo másico (kg/h)	Flujo másico (kg/h)
Columna absorción (CA-201)	Gas de síntesis	501,70	-
	Solución de MEA	3 197,06	-
	Gas de síntesis tratado	-	313,85
	MEA enriquecida	-	3 384,90
Reactor Fischer-Tropsch (R-201)	Gas de síntesis tratado	313,85	-
	Productos de reacción	-	313,85
Intercambiador (W-301)	Productos de reacción	313,85	313,85
	Agua de enfriamiento	49,23	49,23
Separador (S-301)	Productos de reacción	313,85	237,53
	Agua	-	31,04
	Hidrocarburos condensables	-	45,28
Intercambiador (W-302)	Productos de reacción	237,53	237,53
	Agua de enfriamiento	50,92	50,92
Columna absorción (CA-301)	Productos de reacción	237,53	-
	Solución de MEA	1 418,66	-
	Mezcla de olefinas	-	122,09
	MEA enriquecida	-	1 534,10
Tamiz molecular (TM-401)	Mezcla de olefinas	122,09	110,02
	Agua	61,04	73,09
Intercambiador (W-401)	Mezcla de olefinas	110,02	110,02
	Agua de enfriamiento	28,55	28,55
Separador de hidrocarburos (D-401)	Etileno + Metano	115,03	45,76
	Propileno	-	64,26
Tamiz molecular (TM-402)	Etileno + Metano	45,76	-
	Etileno	-	24,89
	Agua	22,88	-

Tabla 4.3. Balance de masa de la planta de producción de propileno (continuación...)

		ENTRADA	SALIDA
Equipo	Descripción	Flujo másico (kg/h)	Flujo másico (kg/h)
Tamiz molecular (TM-402)	Metano + Agua	-	43,75
Serpentín (W-403)	Metano + Agua	43,75	-
	Aire	1 800,00	1 800,00
	Metano	-	20,87
	Agua	-	22,88
Columna desorción (CD-401)	MEA enriquecida	4 919,00	-
	Vapor	537,40	-
	CO ₂ + Agua	-	1 279,15
	Solución de MEA	-	4 177,25
Intercambiador (W-402)	CO ₂ + Agua	1 279,15	1 279,15
	Agua de enfriamiento	1 031,57	1 031,57
Separador (S-401)	CO ₂ + Agua	1 279,15	-
	CO ₂	-	303,16
	Agua	-	975,99

Una vez determinado el balance de masa en cada una de las operaciones unitarias de la planta, se procede a realizar la planificación de las actividades dentro de la planta de producción de propileno.

4.3. PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

La planificación de la producción del presente proyecto se realizó mediante el método PERT que se basa en la descomposición del proyecto en sus principales etapas o actividades con la finalidad de brindar lógica y objetividad a la organización, seguimiento y control de las actividades durante el transcurso del proyecto (Trueba, 2001, p. 2)

A cada una de las actividades dentro del proceso se les asignó el tiempo que pueden tardar en completarse y se las ubicó en una secuencia lógica para de esta manera elaborar un diagrama de red con el objetivo de establecer el tiempo óptimo de desarrollo de cada actividad y las etapas críticas del proceso (Triadó, 2014, p. 12).

La duración de las actividades se estima de tres maneras: el tiempo optimista que es el mínimo tiempo de ejecución de una actividad en condiciones ideales, el tiempo pesimista que es el tiempo de ejecución cuando ocurren eventos desfavorables y, el tiempo más probable que es la ejecución de la actividad bajo circunstancias normales (Trueba, 2001, p. 10).

Con la duración establecida de las actividades se calculó un tiempo medio o estimado, según la Ecuación 4.1 y también se calculó el valor de la varianza asociada a la estimación de los tiempos, con el uso de la Ecuación 4.2 (Trueba, 2001, p. 11).

$$t_e = \frac{t_{\text{optimista}} + 4 * t_{\text{probable}} + t_{\text{pesimista}}}{6} \quad [4.1]$$

$$\sigma^2 = \left(\frac{t_{\text{pesimista}} + t_{\text{optimista}}}{6} \right)^2 \quad [4.2]$$

Donde:

t_e : tiempo estimado (min)

σ^2 : varianza

En la Tabla 4.4 se indican los diferentes tiempos establecidos, la variancia y la secuencia de las actividades que se desarrollan en la planta de producción de propileno.

Tabla 4.4. Descripción de actividades, sus tiempos, varianza y secuencia en la planta de producción de propileno

Actividad	Descripción	Tiempo optimista (min)	Tiempo más probable (min)	Tiempo pesimista (min)	Tiempo esperado (min)	Varianza	Actividad precedente
A	Transporte 1	25	30	40	31	6,25	Ninguna
B	Trituración 1	80	90	100	90	11,11	A
C	Transporte 2	25	30	40	31	6,25	B
D	Secado	90	100	110	100	11,11	C
E	Transporte 3	25	30	40	31	6,25	D
F	Gasificación	120	150	180	150	100,00	E
G	Separación 1	15	20	25	20	2,78	F
H	Enfriamiento 1	20	30	40	30	11,11	G
I	Absorción 1	100	120	150	122	69,44	H
J	Compresión	40	60	80	60	44,44	I
K	Reacción	90	120	150	120	100,00	J
L	Enfriamiento 2	20	30	40	30	11,11	K
M	Separación 2	10	15	20	15	2,78	L
N	Enfriamiento 3	20	30	40	30	11,11	M
O	Absorción 2	100	120	150	122	69,44	N
P	Separación 3	30	45	60	45	25,00	O
Q	Enfriamiento 4	20	30	40	30	11,11	P
R	Separación 4	100	120	150	122	69,44	Q
S	Separación 5	30	45	60	45	25,00	R
T	Desorción	100	120	150	122	69,44	N
U	Enfriamiento 5	20	30	40	30	11,11	T
V	Separación 6	10	15	20	15	2,78	U
Total					1 391	677	-

Una vez establecidos los parámetros de secuencia de actividades y tiempos, se procedió a elaborar un nodo PERT como se observa en la Figura 4.6 para cada

actividad en donde se representan los mencionados parámetros (Triadó, 2014, p. 15).

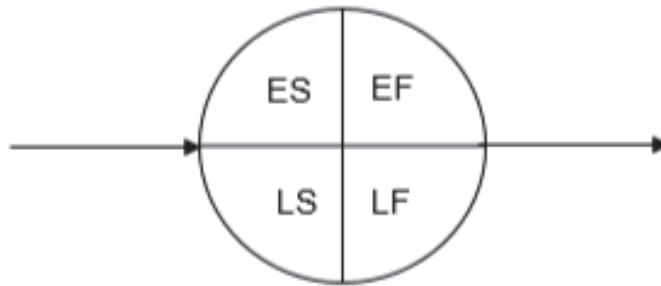


Figura 4.6. Nodo PERT
(Triadó, 2014, p. 15)

Donde:

ES: tiempo de inicio temprano (min)

LS: tiempo de inicio lejano (min)

EF: tiempo de finalización temprano (min)

LF: tiempo de finalización lejano (min)

El tiempo de finalización temprano de una actividad corresponde al tiempo de inicio temprano de la siguiente actividad, así como el tiempo de inicio lejano de una actividad es el tiempo de finalización lejano de la siguiente actividad, pero de fin a inicio, estos tiempos se calcularon con las Ecuaciones 4.3 y 4.4 (Triadó, 2014, p. 16-17).

$$EF = ES_{n-1} + T_{x,y} \quad [4.3]$$

$$LS = LF_{n-1} - T_{x,y} + 1 \quad [4.4]$$

Donde:

- ES_{n-1} : tiempo de inicio temprano de la actividad anterior (min)
 $T_{x,y}$: tiempo de la actividad (min)
 LF_{n-1} : tiempo de finalización lejano de la actividad anterior (min)

Con los diferentes tiempos calculados para cada nodo se elaboró la gráfica PERT que constituye la red de nodos de las actividades del proyecto y un diagrama de Gantt o matriz de dependencia entre las actividades y el tiempo, las gráficas se muestran en la Figura 4.7 y en la Figura 4.8, respectivamente.

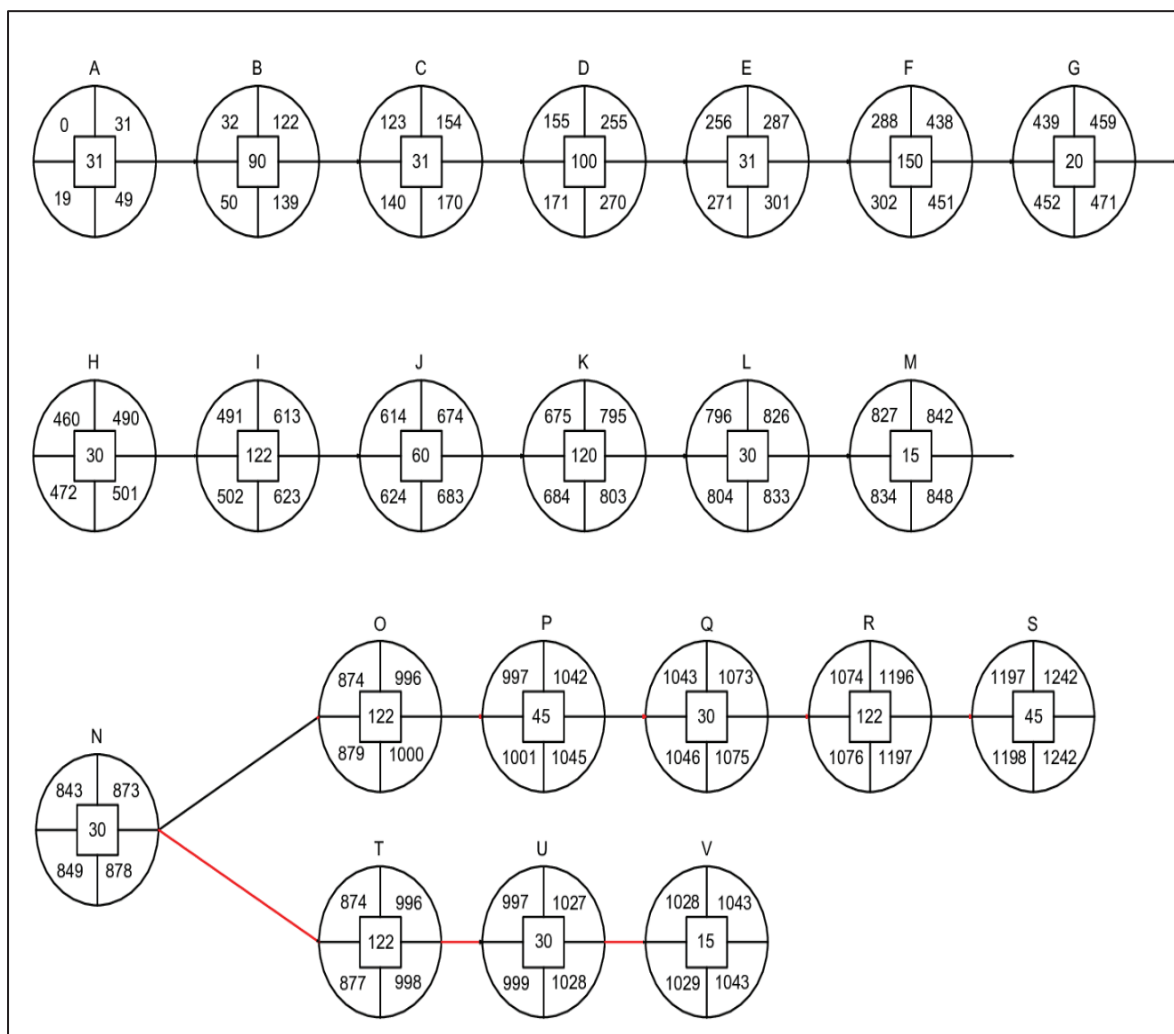


Figura 4.7. Gráfica PERT de las actividades de la planta de producción de propileno

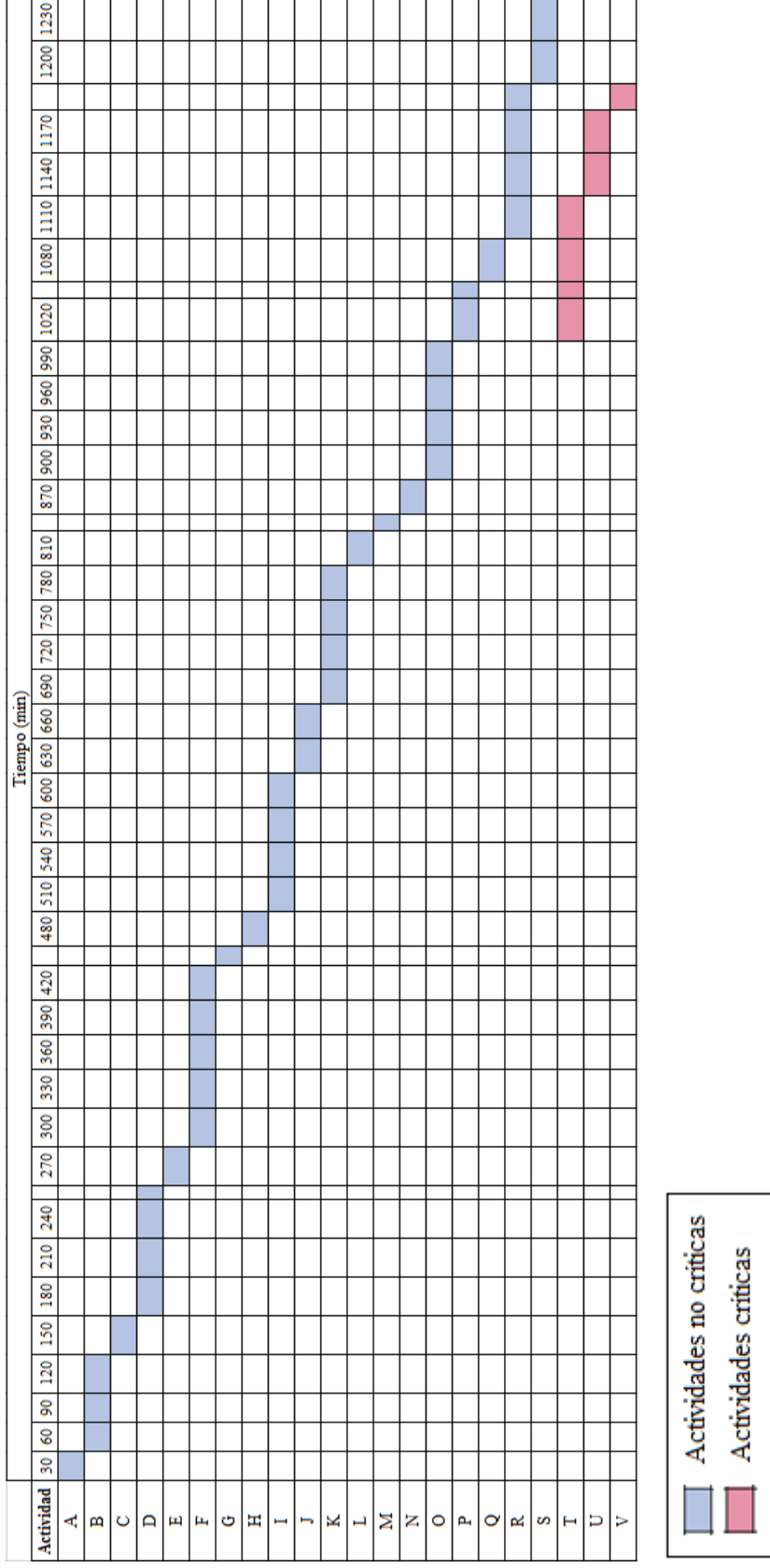


Figura 4.8. Diagrama de Gantt de las actividades de la planta de producción de propileno

En la gráfica de Pert, mostrada en la Figura 4.7 se observa que la ruta crítica (mostrada con línea de color rojo en la Figura 4.7), la constituyen las actividades relacionadas al proceso de desorción de CO₂, ya que de aquí se obtiene la solución de MEA que se recircula al proceso. Esto también se corrobora en el diagrama de Gantt mostrado en la Figura 4.8, por cuanto se tiene que la actividad que no debe retrasarse es la actividad T (desorción) para que no se vea afectado el desarrollo normal del proceso de producción de propileno. Además, se observa que la duración de la producción presenta una holgura de 20 minutos, que es el tiempo máximo que una actividad podría retrasarse sin afectar al tiempo total.

Se calculó la desviación estándar correspondiente al proceso de producción y también su probabilidad de finalización dentro del tiempo esperado, considerando una distribución normal, con las Ecuaciones 4.5 y 4.6, respectivamente (Ingeniería Industrial Online, 2016).

$$\sigma = \sqrt{\sigma_{\text{proyecto}}^2} \quad [4.5]$$

$$z = \frac{x - \mu}{\sigma} \quad [4.6]$$

Donde:

- σ : desviación estándar del proceso
- σ_{total}^2 : varianza total (suma de varianza de actividades)
- z : probabilidad de finalización de la producción
- x : tiempo objetivo de finalización de la producción
- μ : tiempo esperado de finalización de la producción

Por lo tanto, la probabilidad de finalización de la producción es:

$$z = \frac{1\,409,00 - 1\,389,00}{26,02} = 0,77$$

Para una probabilidad de 0,77; según tablas de distribución normal, se obtiene que existe un 78,00 % de probabilidad de finalizar la producción en el tiempo esperado lo cual indica que la planificación es correcta y debe brindarse el control necesario para que las actividades críticas se cumplan dentro del tiempo esperado y así no se retrase la producción de propileno.

Una vez establecida la planificación de la producción se procedió a elaborar el balance de energía en la planta de producción de propileno.

4.4. BALANCE DE ENERGÍA

Para realizar el balance de energía en la planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de RSU se tomaron en cuenta condiciones de operación de los diferentes equipos, flujos másicos de entrada y salida y sus concentraciones. Estos datos se obtuvieron de forma analítica, de valores bibliográficos y de resultados obtenidos en un software de simulación de procesos químicos, con el fin de establecer el requerimiento energético de los equipos diseñados y dimensionados.

4.4.1. GASIFICADOR

En el gasificador de RSU se dan un importante número de reacciones químicas de elevada complejidad en las diferentes zonas de tratamiento térmico que intervienen en la gasificación (EQTEC, 2014, p. 3). Por esta razón se han desarrollado varios modelos matemáticos que buscan describir el comportamiento del gasificador hasta obtener una composición estimada del gas de síntesis de salida y la temperatura aproximada de operación. Algunos modelos ampliamente desarrollados tratan de simplificar el comportamiento del gasificador utilizando una sola reacción global para así poder determinar la composición del gas mediante una resolución con métodos numéricos (Basu y Kaushal, 2009, p.14; Zainal et al., 2001, p. 1502). Para realizar los cálculos correspondientes al balance de masa y energía en el

gasificador que se diseñó en el presente proyecto, se tomó como base el modelo matemático de equilibrio presentado por Zainal et al (2001) ya que toma en cuenta el efecto de la humedad del combustible en el proceso y además es aplicable para el tratamiento de RSU. El desarrollo analítico se detalla en el ANEXO AIII.

Los resultados fueron obtenidos mediante el software de programación MATLAB y se presentan en la Figura 4.9 y en la Tabla 4.3, en donde también se comparan con valores bibliográficos experimentales.

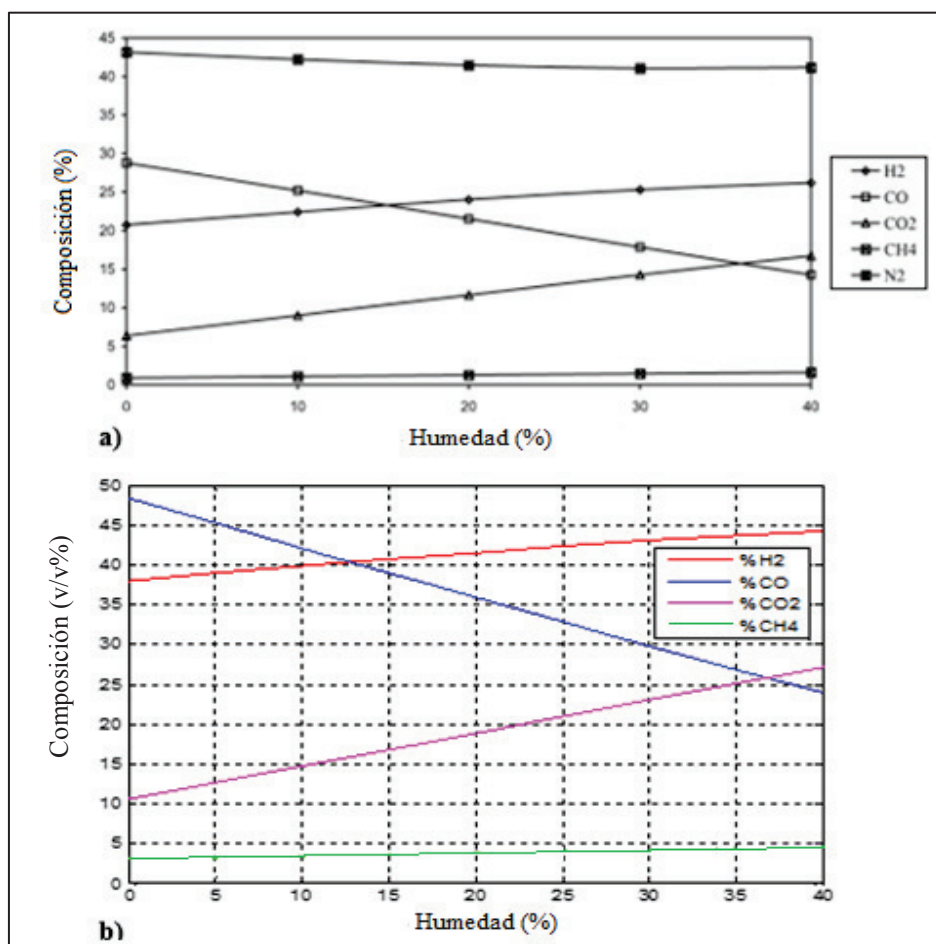


Figura 4.9. Composición del gas de síntesis versus humedad del combustible a) bibliografía. b) simulación realizada para la gasificación de RSU (Zainal et al, 2001, p. 1510)

Como se observa en la Figura 4.9, el modelo matemático realizado para el gasificador y resuelto en el software MATLAB, puede ser corroborado con los valores de bibliografía, porque la tendencia de la composición del gas de síntesis

es similar en ambos casos. En la simulación realizada para los datos de los RSU procedentes del cantón Rumiñahui se observa que las concentraciones de los gases de salida son mayores que los datos bibliográficos, esto porque la gasificación llevada a cabo en el presente proyecto se realiza con oxígeno puro como agente gasificante. Además, en la Tabla 4.5 se puede evidenciar que los resultados obtenidos siguen una tendencia muy similar a resultados experimentales que se recopilieron de artículos científicos.

Tabla 4.5. Composición del gas de síntesis a la salida del gasificador, para una temperatura de gasificación de aproximadamente 1 073 K y una humedad del combustible del 25 %

Componente	% (v/v) Simulación	% (v/v) Bibliografía 1*	% (v/v) Bibliografía 2**
H ₂	47,34	25,00	32,40
CO	24,43	15,00	19,00
CO ₂	22,34	14,50	43,20
CH ₄	5,88	2,00	5,40
N ₂	-	43,00	-
Total	100,00	100,00	100,00

(* Zainal et al, 2001, p. 1510)

(** Tinaut, Melgar, Pérez y Horrillo, 2008, p. 1085)

4.4.2. REACTOR TIPO FISCHER-TROPSCH

Un reactor de tipo Fischer-Tropsch se caracteriza por llevar a cabo reacciones de conversión de un gas de síntesis en hidrocarburos. Las reacciones químicas que se dan en el reactor son exotérmicas, por lo que los reactores de este tipo son generalmente de tubos empacados con un catalizador y cubiertos por una coraza, por la cual circula un fluido de enfriamiento (Jess y Kern, 2009, p. 1165). Para el cálculo del balance de energía y el diseño del reactor se utilizaron las relaciones presentadas por Luyben en su artículo *“Design of cooled tubular reactor systems”* en 2001 (pp. 5776-5779), el cual utiliza un modelo muy aplicable en la industria. Sin embargo, para modelar la compleja cinética de las reacciones que involucra un

proceso Fischer-Tropsch se tomaron en cuenta las principales reacciones detalladas en el Capítulo 2, que producen hidrocarburos, dióxido de carbono, metano y agua, los cuales son productos típicos de un reactor Fischer-Tropsch y, a la vez se introdujeron los parámetros de condiciones de operación y propiedades del catalizador necesarios para favorecer la formación de olefinas (Jess y Kern, 2009, p. 1165-1169).

Los resultados obtenidos mediante el software de cálculo MATLAB se presentan en la Figura 4.10 y se comparan con los valores bibliográficos.

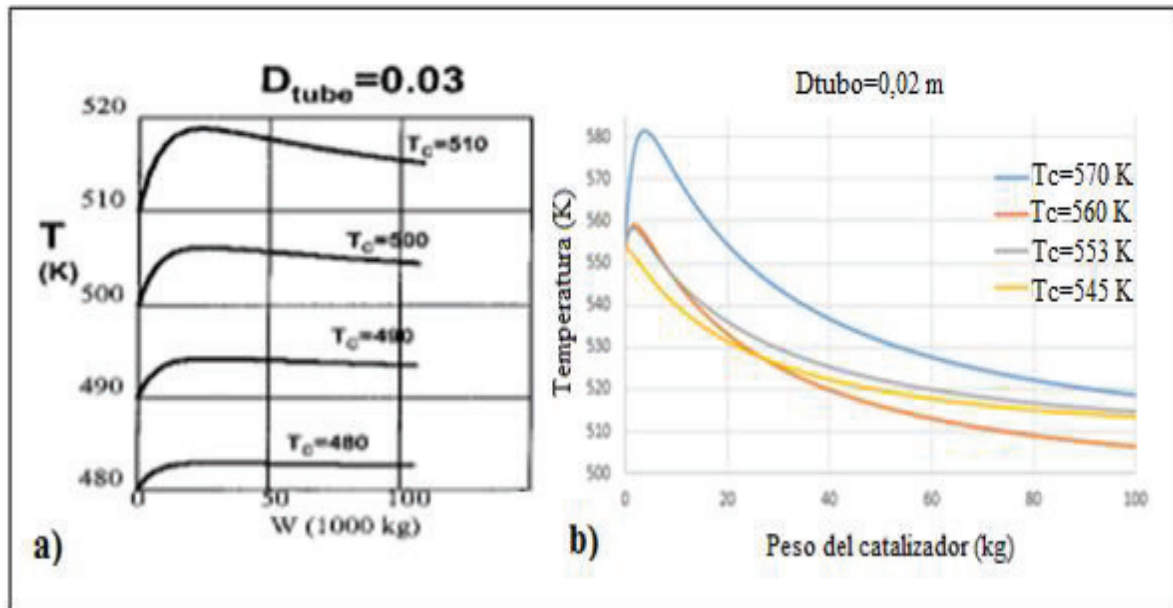


Figura 4.10. Temperatura en el reactor tubular versus peso del catalizador para un diámetro interno de tubo de 0,03 (m) a) bibliografía. b) simulación realizada para el reactor tipo Fischer-Tropsch (Luyben, 2001, p. 5778)

De la Figura 4.9 se puede observar que el perfil de temperatura en el reactor Fischer-Tropsch simulado (a) sigue una tendencia similar al presentado en bibliografía (b), por lo que el modelo desarrollado es válido. La diferencia que existe entre los perfiles de temperatura es debido a la cinética de la reacción que se usa para cada caso ya que se tratan de reacciones diferentes. Sin embargo, el comportamiento del reactor se describe por el mismo modelo matemático, el cual se detalla en el ANEXO XIV.

4.4.3. COLUMNA DE ABSORCIÓN DE CO₂

Para que el proceso en el reactor tipo Fischer-Tropsch se lleve a cabo y se favorezca la reacción de producción de olefinas de cadena corta, es necesario remover el CO₂ del gas de síntesis (Jess y Kern, 2009, p. 1166). Para esto, uno de los procesos más aplicados en la industria, es la absorción de CO₂ mediante una solución acuosa de monoetanolamina (MEA), típicamente al 30 % en peso (Sánchez et al., 2006, p. 38).

Para la planta de propileno se diseñaron dos columnas empacadas de absorción de CO₂, para remover este compuesto del gas de síntesis y para purificar los productos de la reacción Fischer-Tropsch. Para este efecto se llevaron a cabo una serie de cálculos de balance de masa y energía detallados en el Anexo VI, con el método de grupo de Edmister y la aproximación de Kremser, relaciones recopiladas en el texto “Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química” (Henley y Seader, 2000, pp. 468-502).

Se realizó una estimación de la concentración de CO₂ en función de la altura de la columna empacada y se compararon los resultados obtenidos con datos bibliográficos, esto se muestra en la Figura 4.10.

En la Figura 4.11 (b) se puede observar que existe una tendencia de disminución de la cantidad de CO₂ en el gas que ingresó a la columna a medida que se incrementa la altura de la columna, esto es debido a que la masa de CO₂ pasa a la fase líquida que ingresa a la columna, la cual se acumula en la parte inferior de la columna, dejando un gas con menor cantidad de CO₂ que se desplaza a la parte más alta del equipo.

Comparando con datos bibliográficos (a), se observa que la simulación realizada sigue una tendencia similar en cuanto a la remoción de CO₂ del gas que ingresa en una columna de absorción empacada, la cual usa como agente de absorción, una solución de MEA al 30 % en peso.

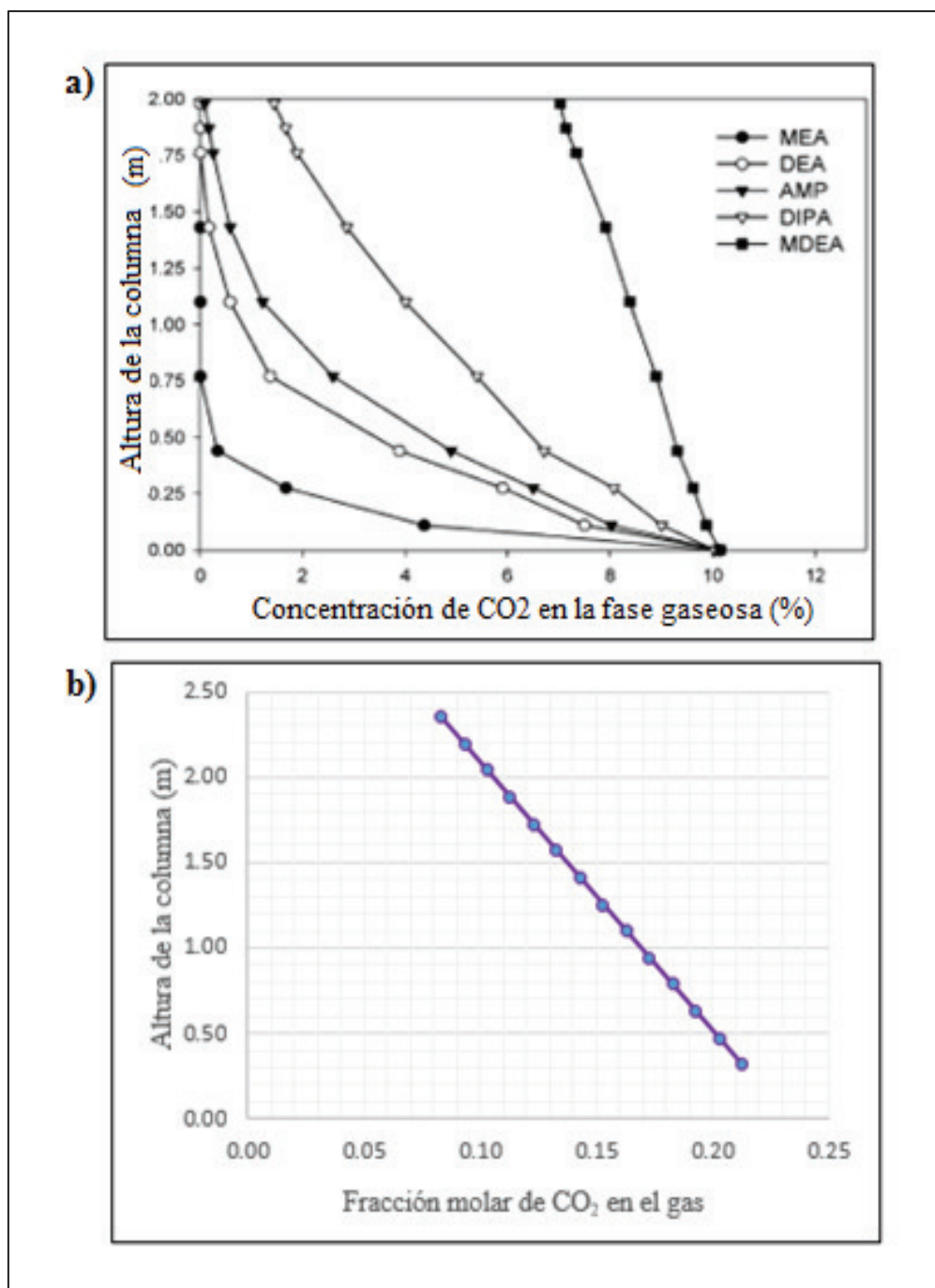


Figura 4.11. Concentración de CO₂ en el gas versus altura de la columna de absorción que utiliza una solución de MEA al 30 % en peso como agente de absorción a) bibliografía. b) simulación realizada para la columna de absorción empacada (Aroonwilas y Veawab, 2004, p. 2230)

El balance de energía total de la planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de RSU se presenta en la Tabla 4.6.

Tabla 4.6. Balance de energía de la planta de producción de propileno

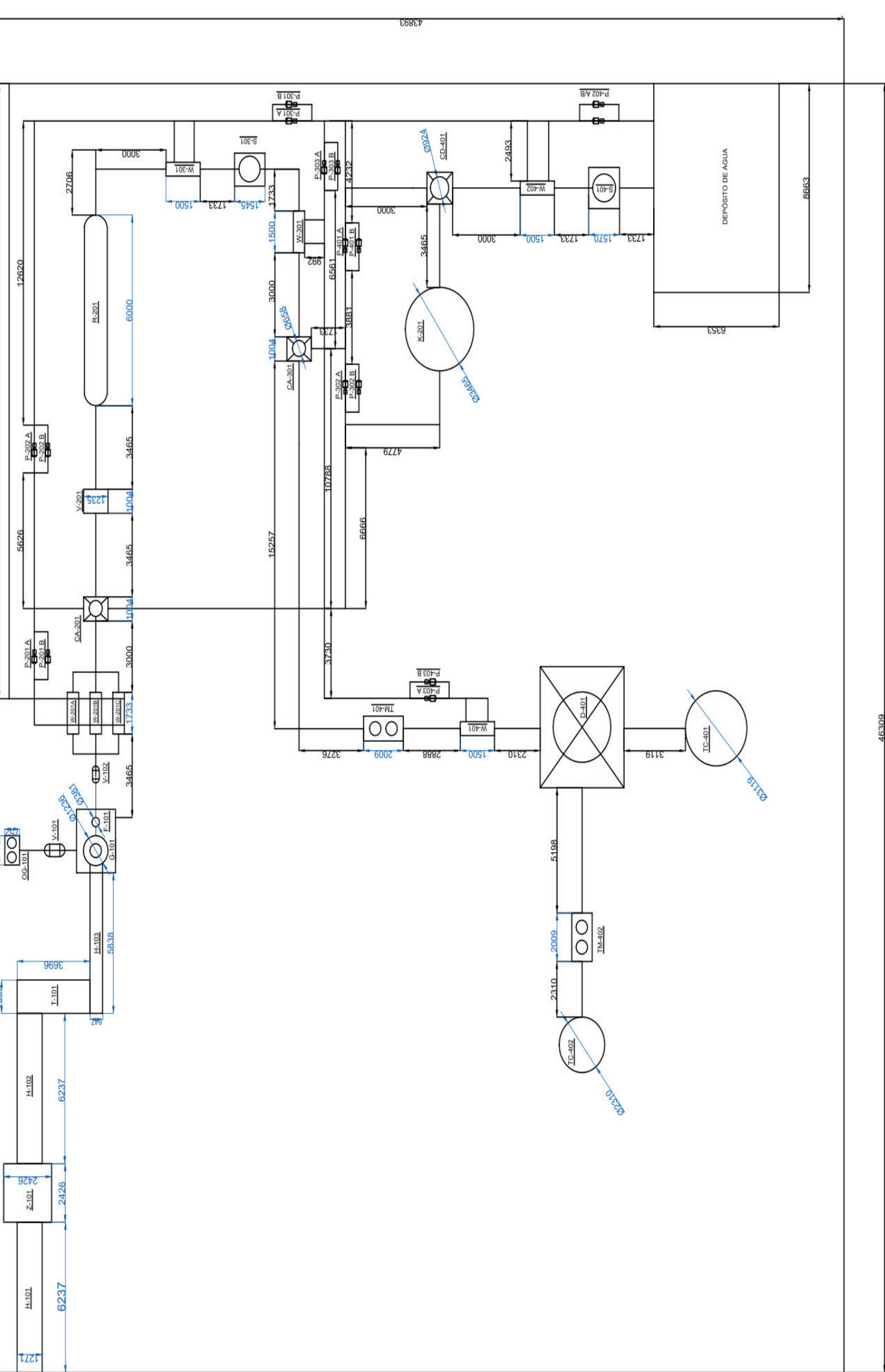
Equipo	Q (kW)
Bandas transportadoras (H-101, H-102, H-103)	4,50
Trituradora (Z-101)	78,00
Secador (T-101)	30,00
Gasificador (G-101)	1 709,29
Compresor (V-101)	32,06
Blower (V-102)	3,00
Bomba centrífuga (P-201 A/B)	0,10
Bomba centrífuga (P-202 A/B)	0,20
Intercambadores de calor (W-201 A/B/C)	82,78
Columna de absorción (CA-201)	128 951,27
Reactor Fischer Tropsch (R-201)	28,46
Bomba centrífuga (P-301 A/B)	0,10
Intercambiador de calor (W-301)	35,70
Separador trifásico (S-301)	508,64
Intercambiador de calor (W-302)	4,60
Columna de absorción (CA-301)	380 992,39
Bomba centrífuga (P-401 A/B)	0,20
Bomba centrífuga (P-402 A/B)	0,10
Bomba centrífuga (P-403 A/B)	0,10
Intercambiador de calor (W-401)	2,60
Intercambiador de calor (W-402)	93,60
Columna de desorción (CA-301)	5 568, 64
Separador bifásico (S-401)	5 069,65

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

La planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de los RSU cuenta con un área de 2 536 m².

4.5.1. DISPOSICIÓN EN PLANTA (*LAYOUT*)

En las Figuras 4.12 y 4.13 se presenta la disposición en planta de las instalaciones que forman parte de la planta de producción de propileno, con el fin de establecer distancias adecuadas entre equipos para su funcionamiento seguro y permitir el acceso a las diferentes áreas.



463308

Dimensiones se expresan en milímetros



CLIENT : Escuela Na
 PROJECT : Diseño de una planta a partir de la fracción orgánica
 DESCRIPTION : LAYOUT

ENGINEERING / DESIGN RECORD	SIGN	DATE
DRAWING : DELGADO CINDY		2017-11-19
DESIGN ENG. : DELGADO CINDY		2017-11-19
CHECKED : DELGADO CINDY		2017-11-19
PROJECT ENG. :		
CLIENT APPROVAL :		

43893

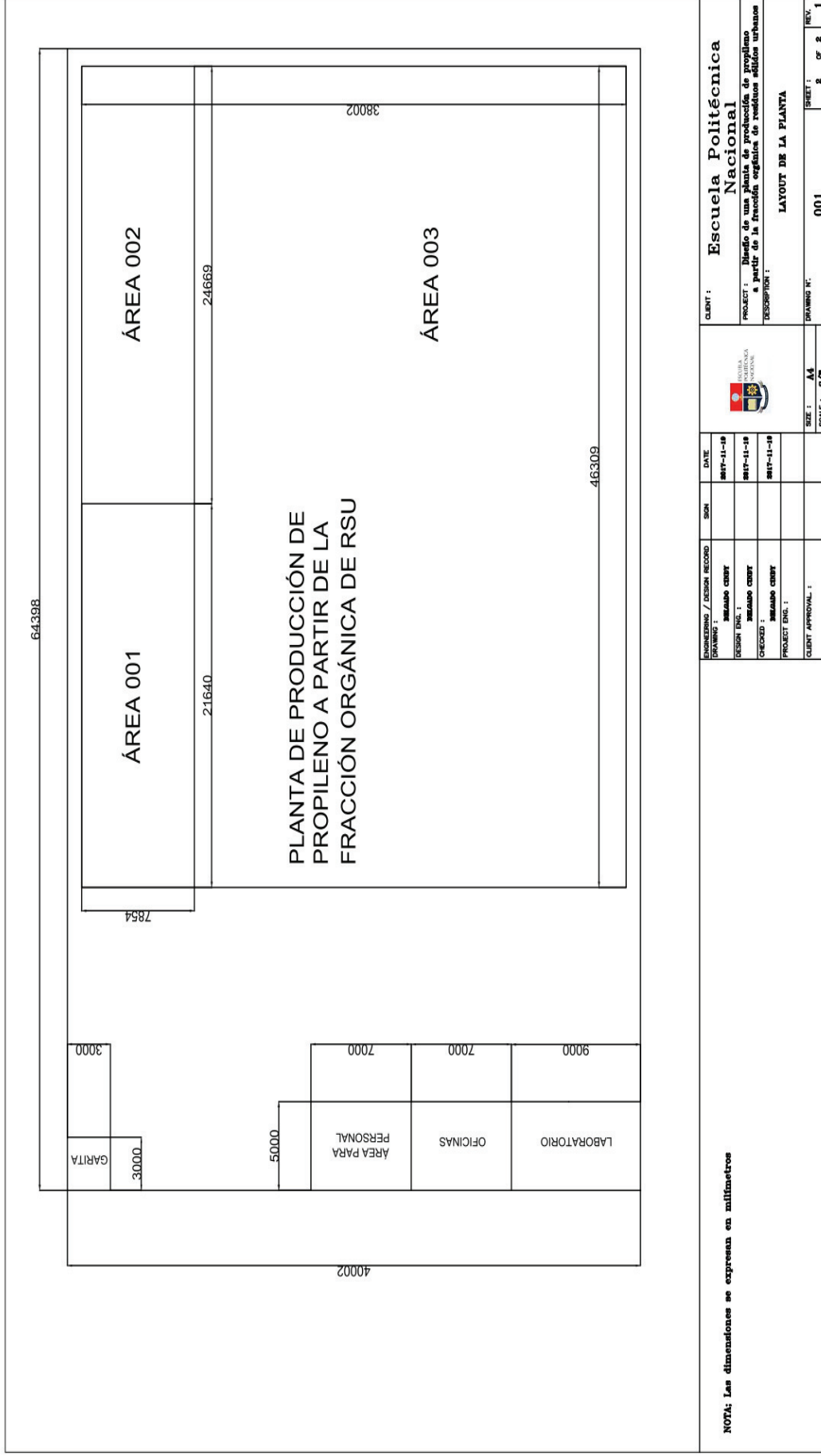


Figura 4.13. Layout de las instalaciones de la planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de los RSU

4.5.2. PLANOS DE ELEVACIÓN

De la Figura 4.14 a la 4.21, se presentan los planos de elevación de los equipos diseñados para la planta de producción de propileno como son: gasificador, ciclón, separadores, reactor tipo Fischer Tropsch y columnas de absorción y desorción.

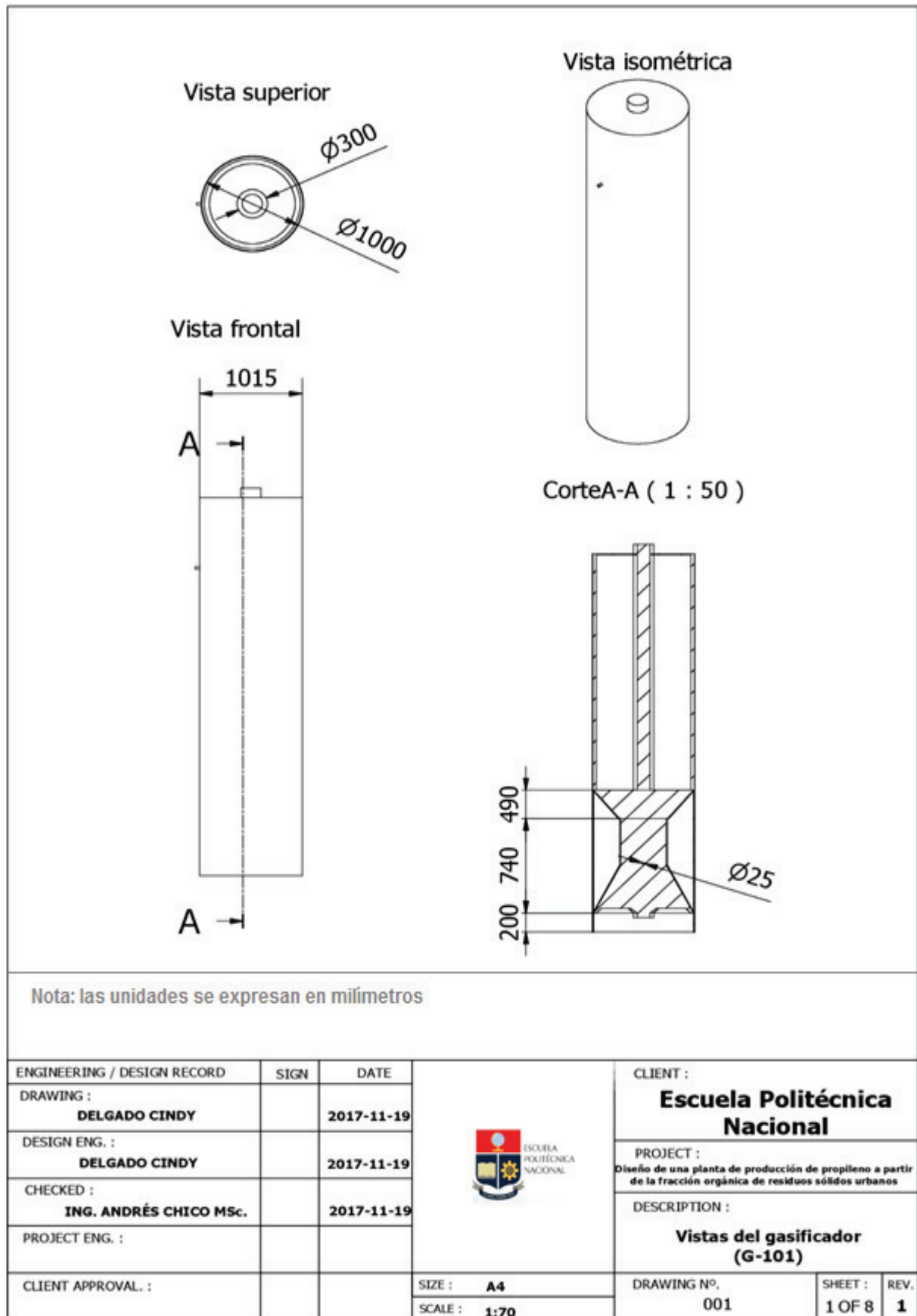


Figura 4.14. Plano de elevación del gasificador (G-101)

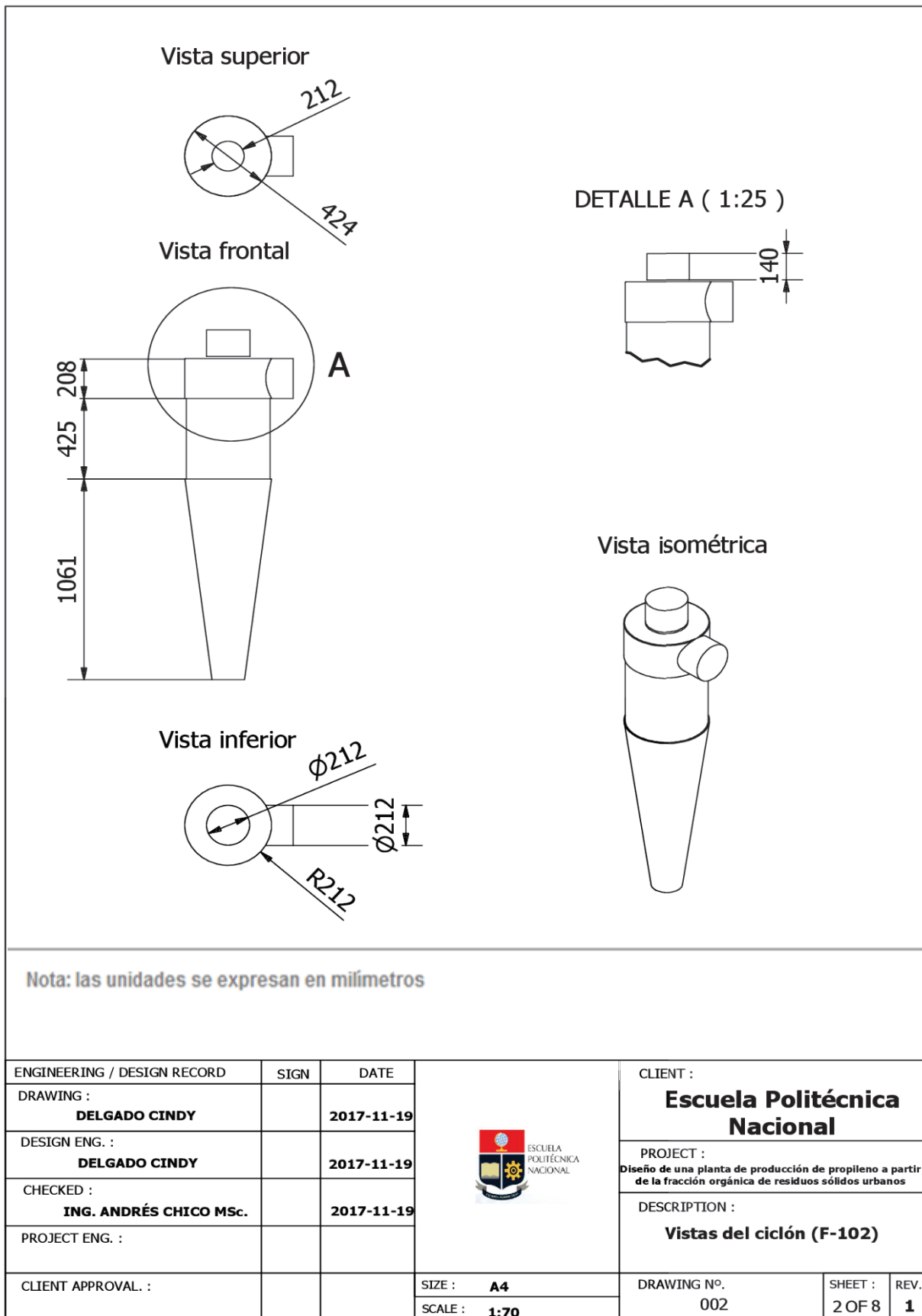
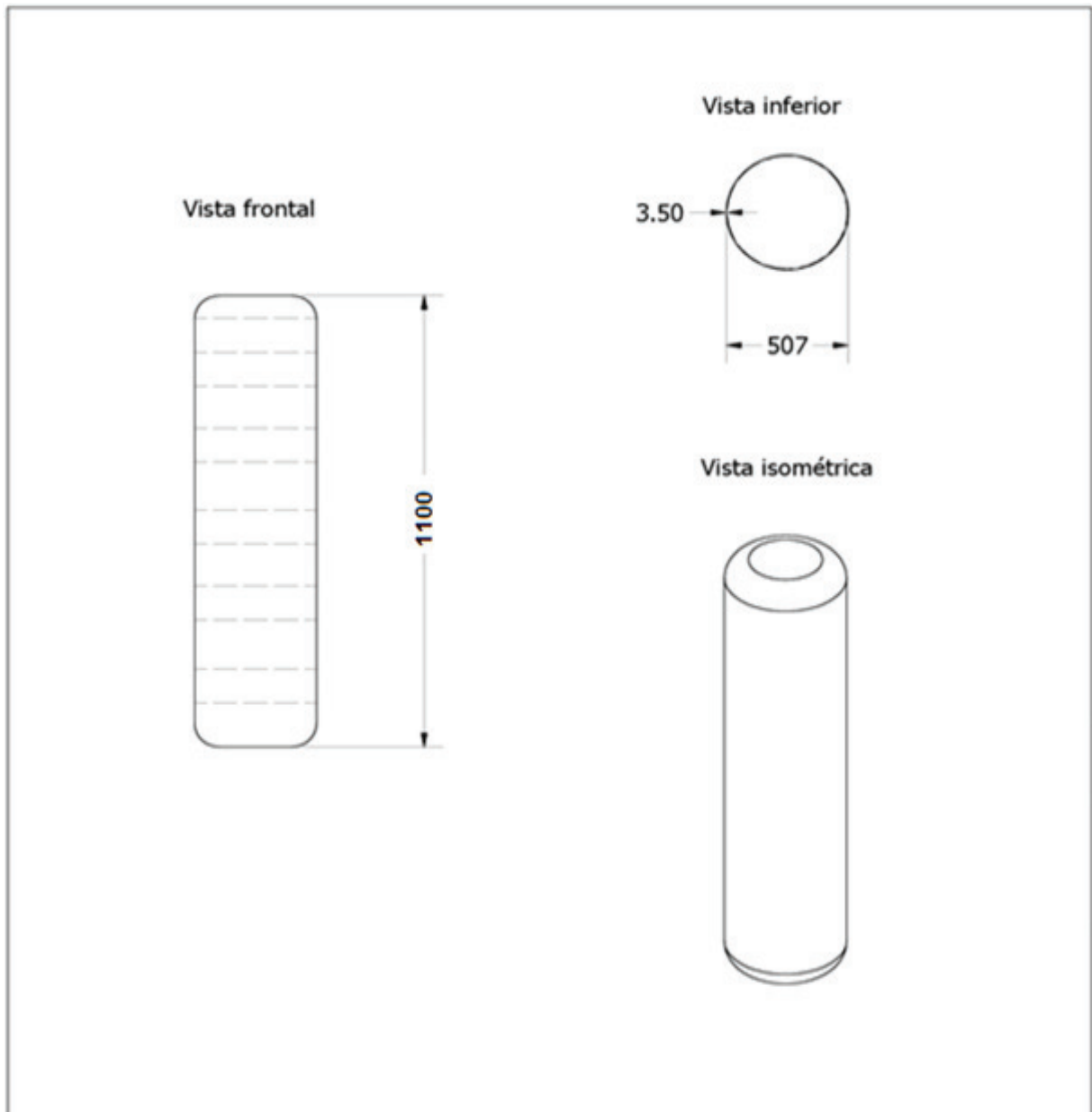


Figura 4.15. Plano de elevación del ciclón (F-102)



Nota: las unidades se expresan en milímetros


ENGINEERING / DESIGN RECORD	SIGN	DATE		CLIENT :		
DRAWING :				Escuela Politécnica Nacional		
DESIGN ENG. :				PROJECT :		
CHECKED :				DISEÑO de una planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos		
PROJECT ENG. :				DESCRIPTION :		
			Vistas de la columna de absorción (CA-201)			
CLIENT APPROVAL. :			SIZE : A4	DRAWING Nº. 003	SHEET : 3 OF 8	REV. 1
			SCALE : 1:70			

Figura 4.16. Plano de elevación de la columna de absorción (CA-201)

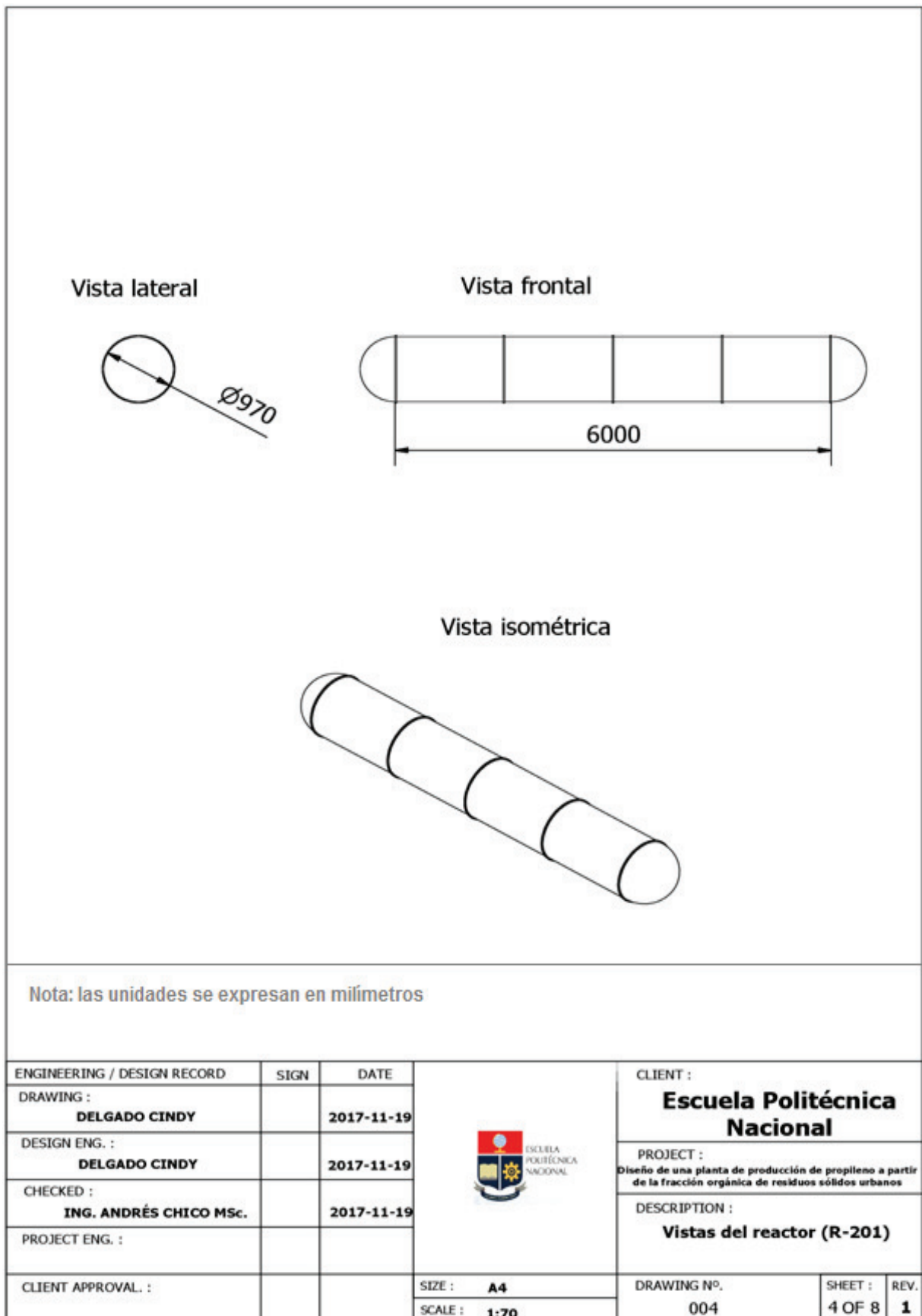


Figura 4.17. Plano de elevación del reactor (R-201)

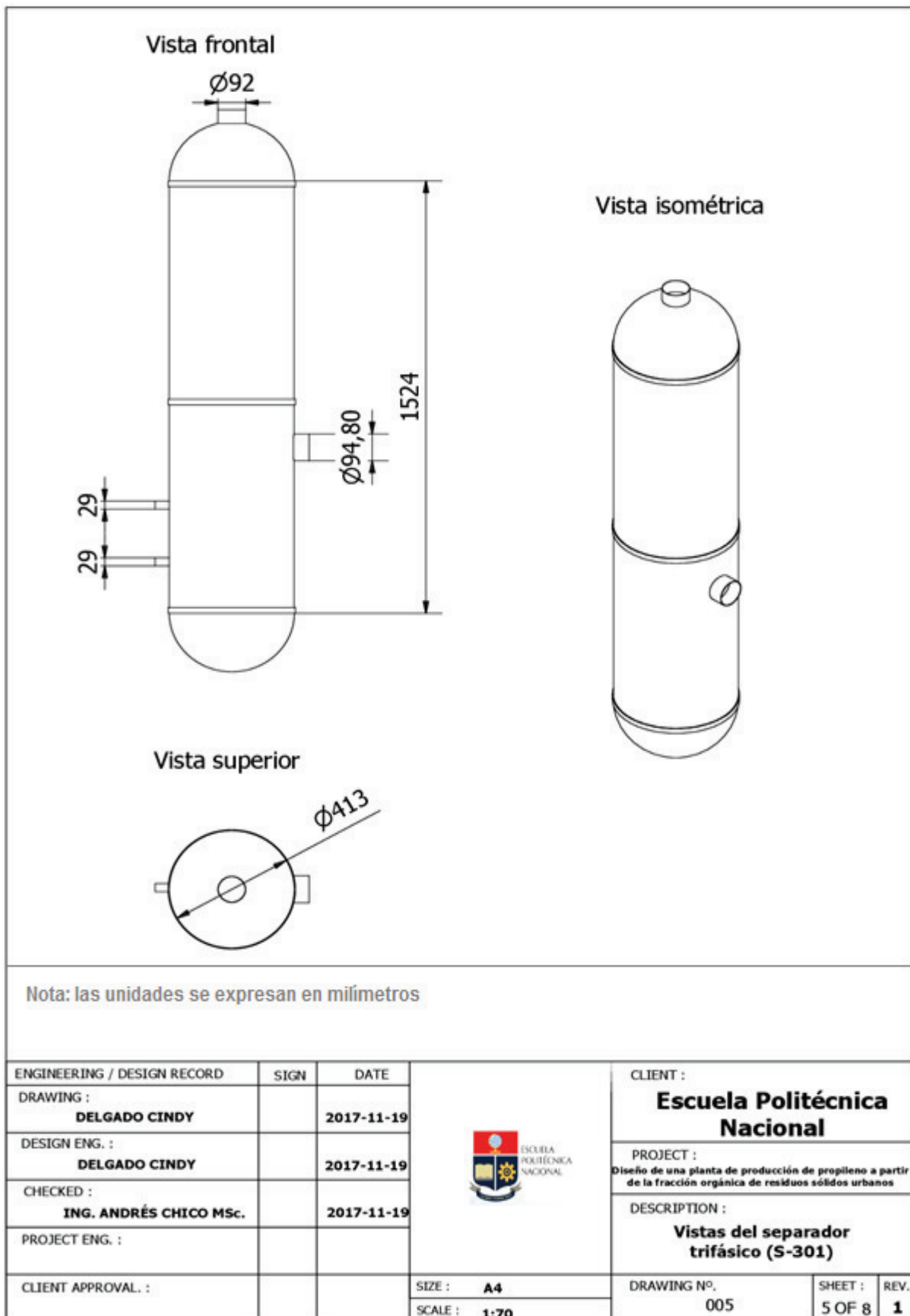


Figura 4.18. Plano de elevación del separador trifásico (S-301)

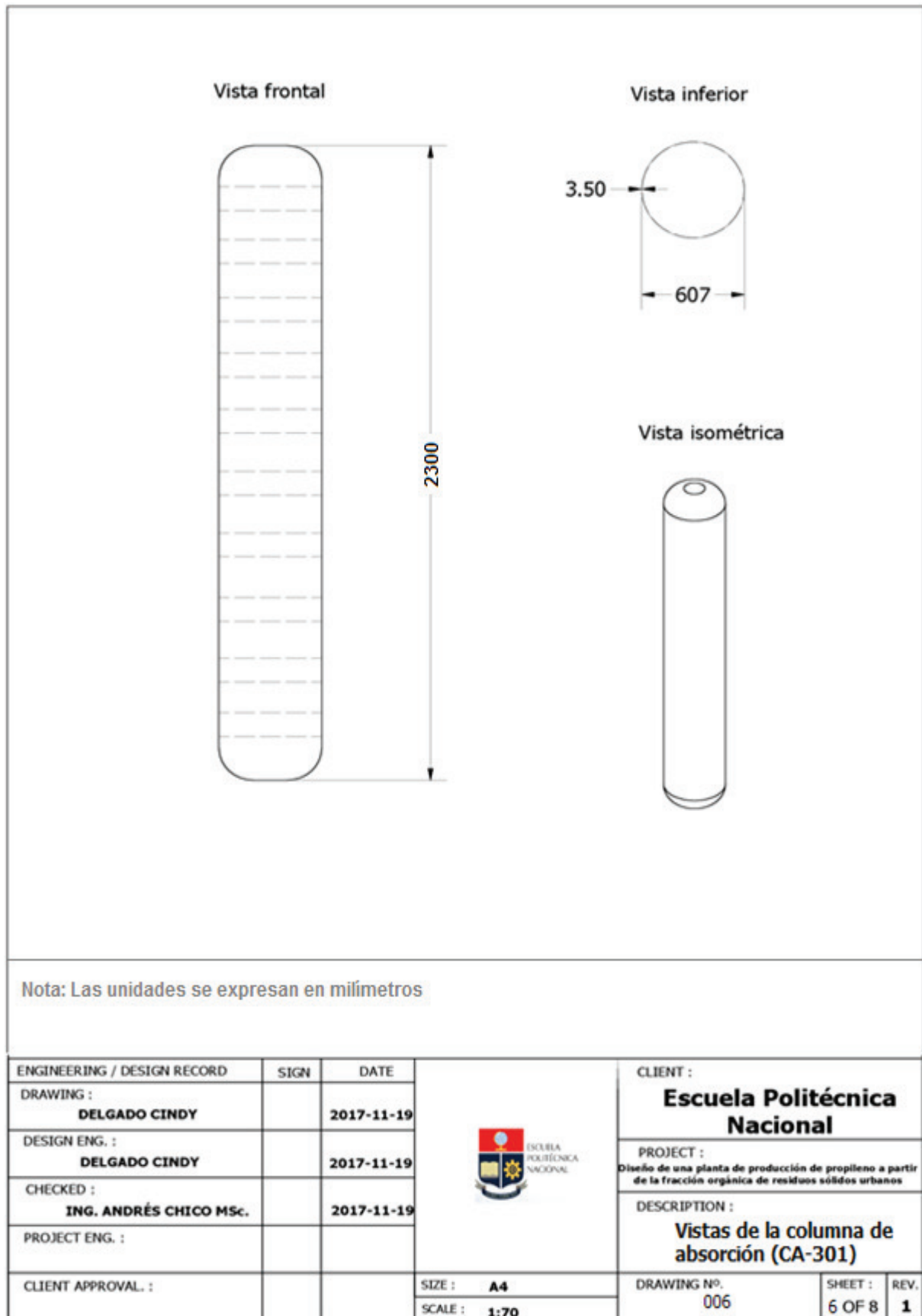


Figura 4.19. Plano de elevación de la columna de absorción (CA-301)

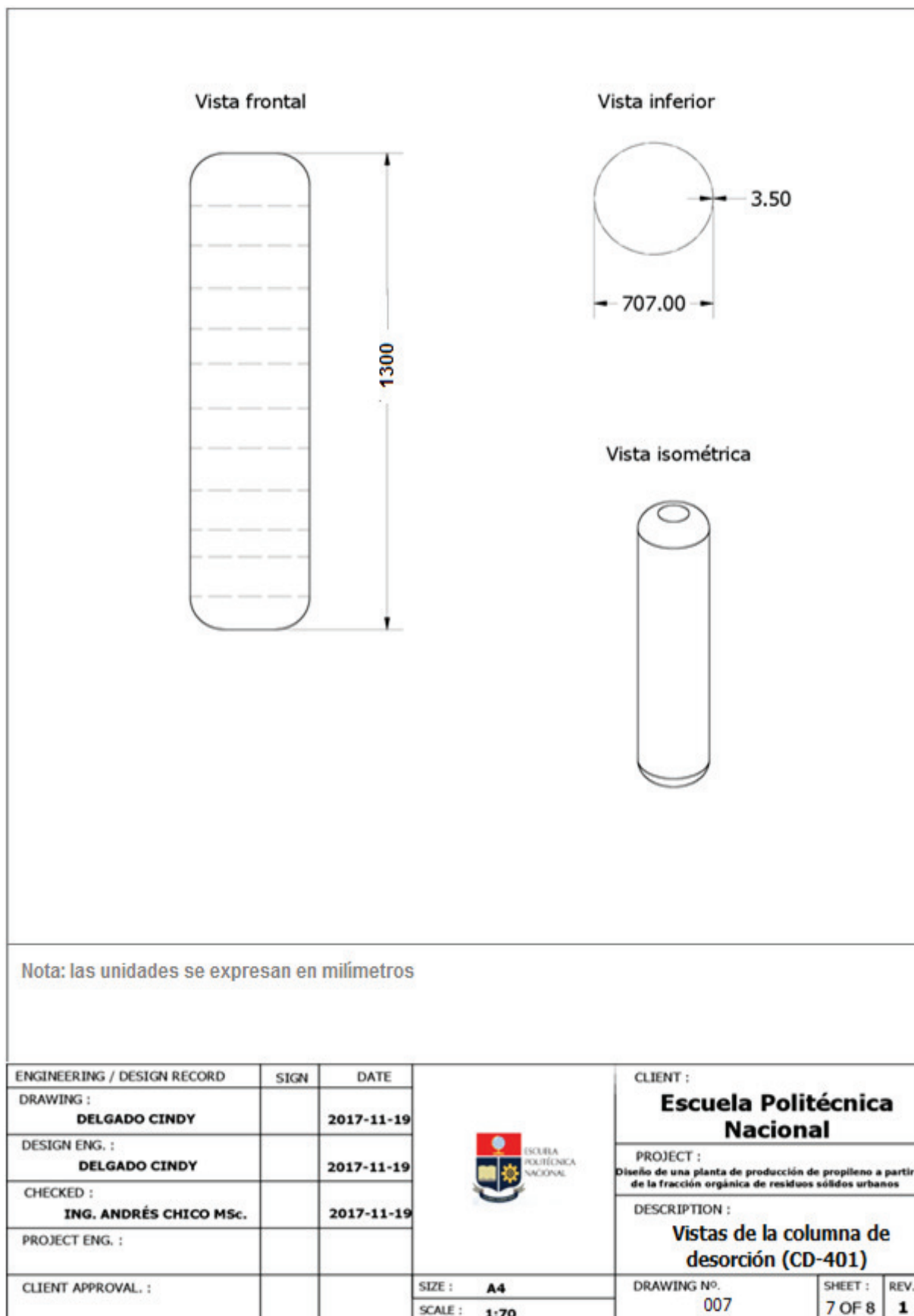


Figura 4.20. Plano de elevación de la columna de desorción (CA-401)

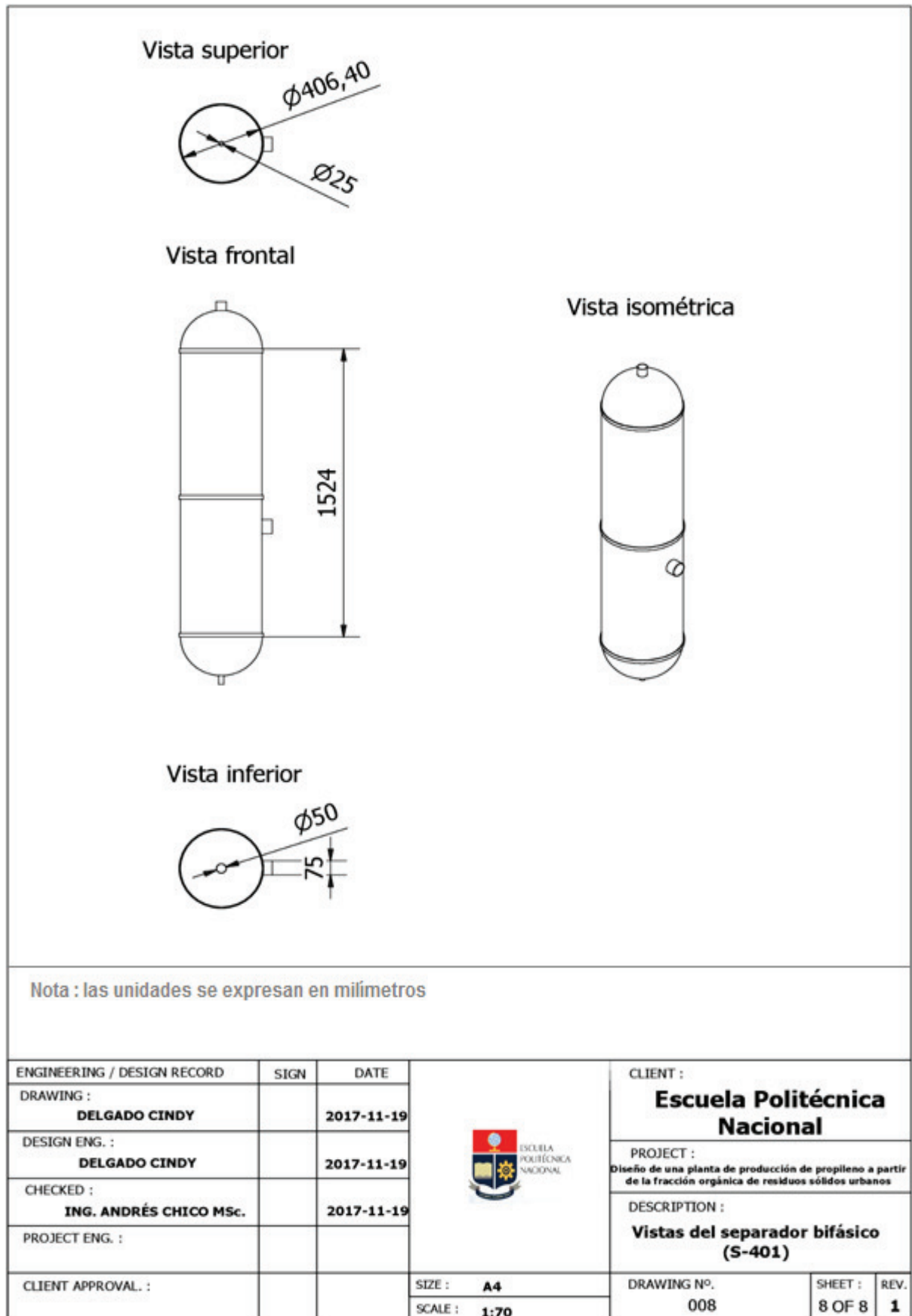
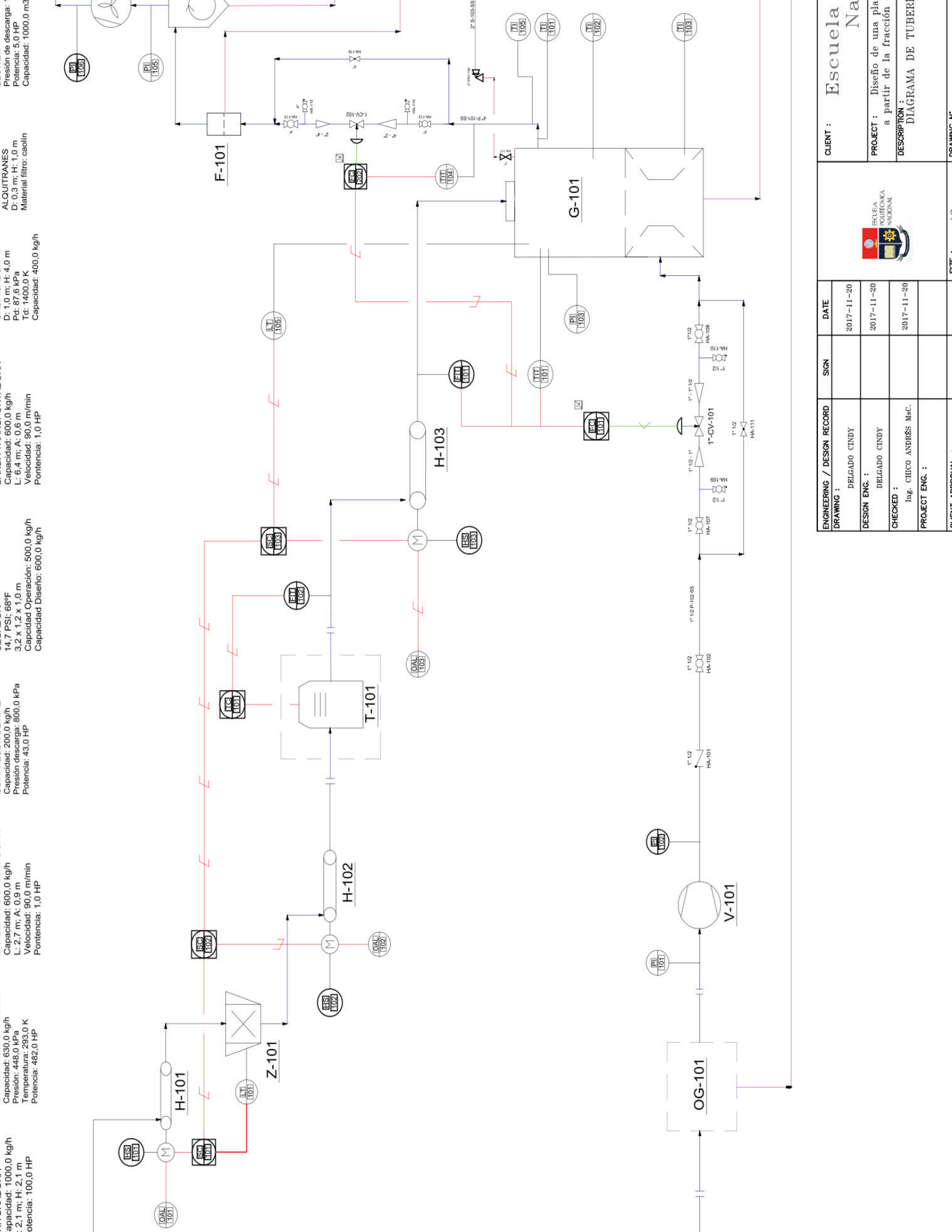


Figura 4.21. Plano de elevación del separador bifásico (S-401)

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

Los diagramas de tubería e instrumentación correspondientes a las diferentes áreas de la planta de producción de propileno se presentan en las Figuras 4.22, 4.23, 4.24, 4.25, 4.26 y 4.27. Además, en la Figura 4.28 se indica la nomenclatura y simbología usadas en la elaboración de los diagramas.



ALQUITRANES
 D: 1.0 m; H: 4.0 m
 Pd: 87.6 kPa
 Td: 1400.0 K
 Capacidad: 400.0 kg/h

Capacidad: 600.0 kg/h
 L: 6.4 m; A: 0.6 m
 Velocidad: 90.0 m/min
 Potencia: 1.0 HP

Capacidad: 600.0 kg/h
 L: 3.2 x 1.2 x 1.0 m
 Capacidad Operación: 500.0 kg/h
 Capacidad Diseño: 600.0 kg/h

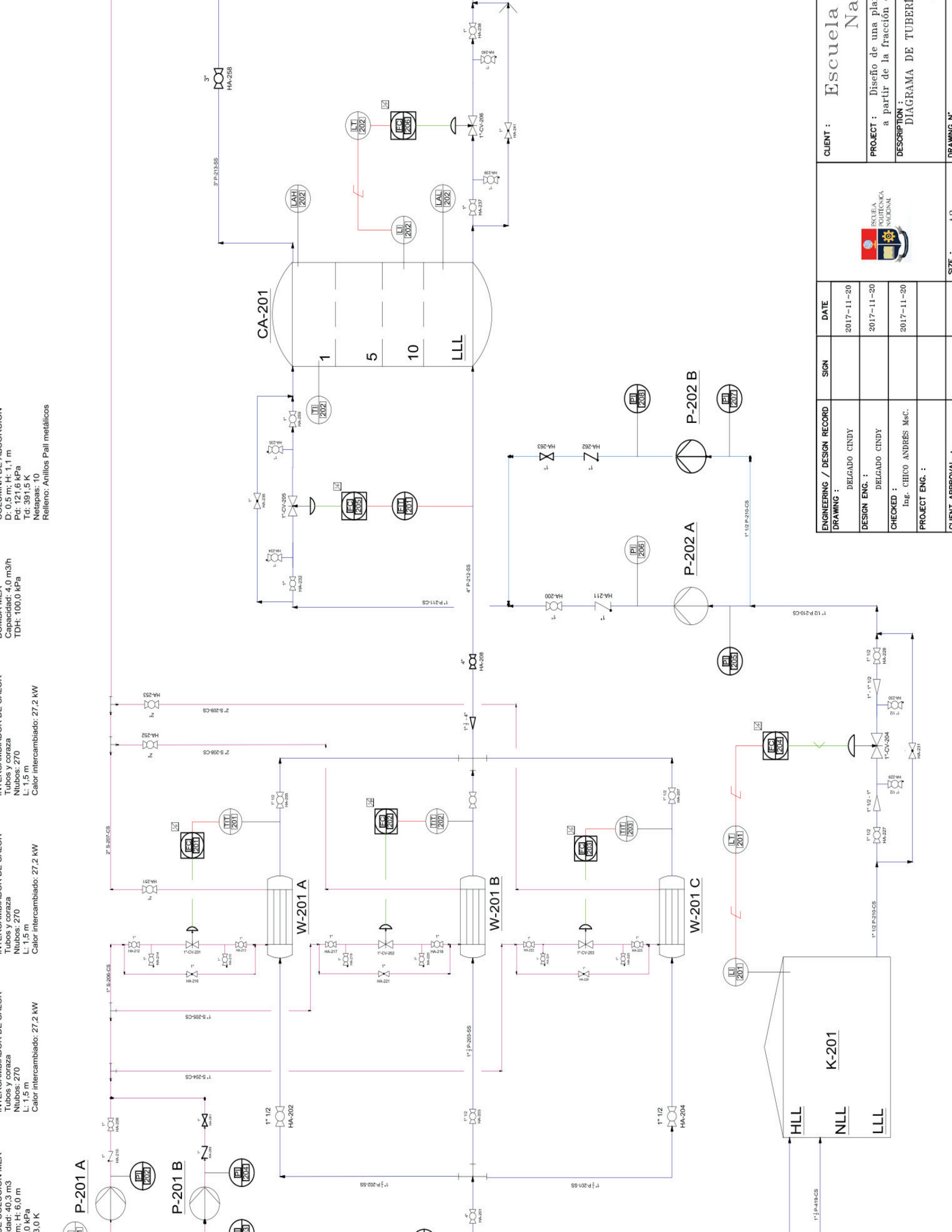
Capacidad: 200.0 kg/h
 Presión descarga: 800.0 kPa
 Potencia: 43.0 HP

Capacidad: 630.0 kg/h
 Presión: 448.0 kPa
 Temperatura: 293.0 K
 Potencia: 482.0 HP

Capacidad: 1000.0 kg/h
 D: 2.1 m; H: 2.1 m
 Potencia: 100.0 HP

	CLIENT :	Escuela Na
	PROJECT :	Diseño de una planta a partir de la fracción
	DESCRIPTION :	DIAGRAMA DE TUBERÍA

ENGINEERING / DESIGN RECORD	SIGN	DATE
DRAWING :	DELGADO CINDY	2017-11-20
DESIGN ENG. :	DELGADO CINDY	2017-11-20
CHECKED :	Ing. CHICO ANDRÉS MSc.	2017-11-20
PROJECT ENG. :		



Capacidad: 4.0 m3/h
 TDH: 100.0 kPa
 Netapas: 10
 Relleno: Anillos Pall metálicos

Capacidad: 4.0 m3/h
 TDH: 100.0 kPa
 Netapas: 10
 Relleno: Anillos Pall metálicos

Tubos y coraza
 Nubos: 270
 L: 1.5 m
 Calor intercambiado: 27.2 kW

Tubos y coraza
 Nubos: 270
 L: 1.5 m
 Calor intercambiado: 27.2 kW

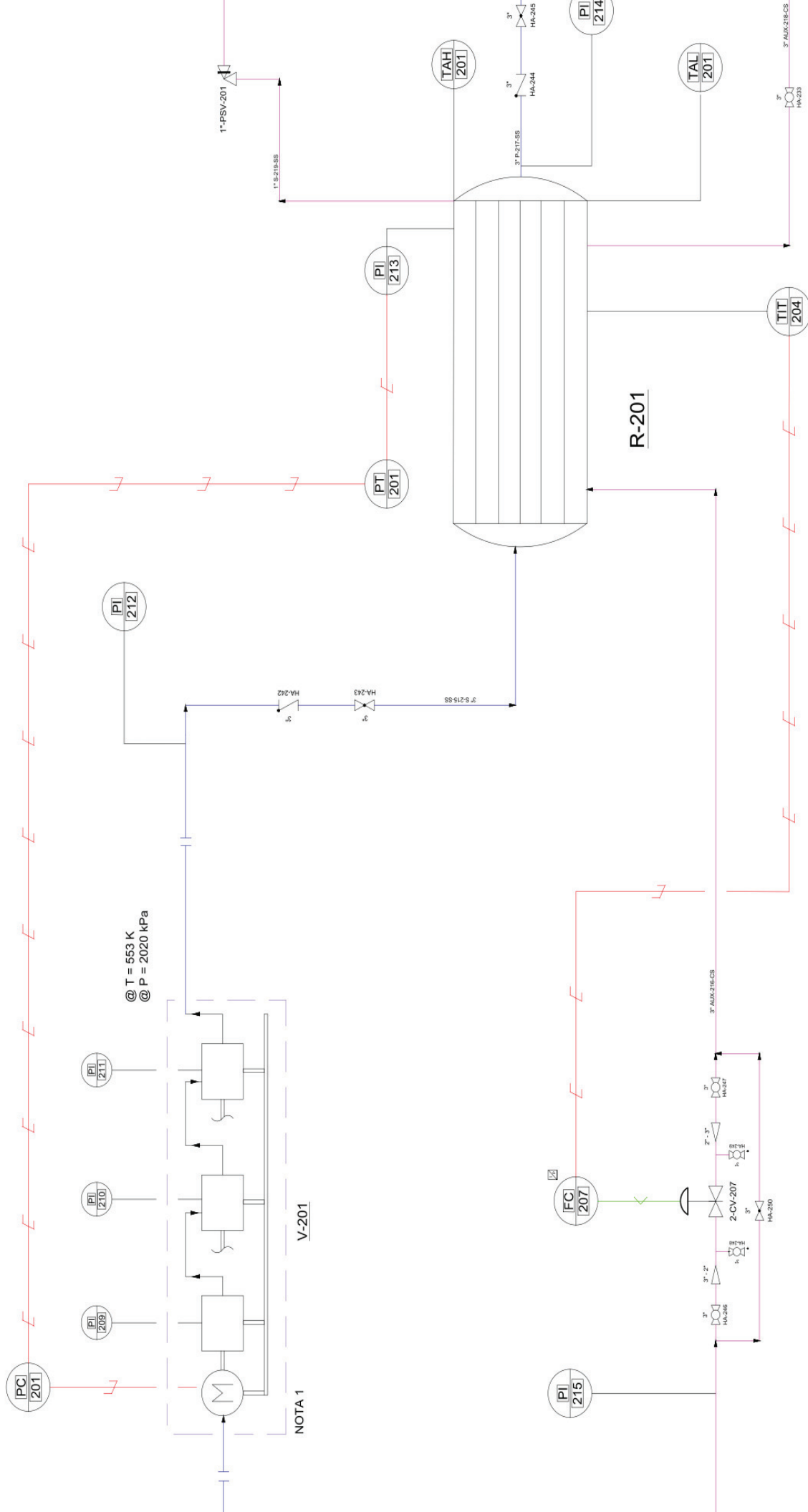
Tubos y coraza
 Nubos: 270
 L: 1.5 m
 Calor intercambiado: 27.2 kW

CLIENT : Escuela Na	
PROJECT : Diseño de una planta a partir de la fracción	
DESCRIPTION : DIAGRAMA DE TUBERIA	
ENGINEERING / DESIGN RECORD DRAWING :	DELGADO CINDY
DESIGN ENG. :	DELGADO CINDY
CHECKED :	Ing. CHICO ANDRES Msc.C.
PROJECT ENG. :	
DATE	2017-11-20
DATE	2017-11-20
DATE	2017-11-20

CLIENT APPROVAL :	
DATE	



D: 0,9 m; L: 6,0 m
 Niveles: 162
 Pd: 2230,0 kPa
 Td: 601,0 K



ENGINEERING / DESIGN RECORD	SIGN	DATE
DRAWING : DELGADO CINDY		2017-11-20
DESIGN ENG. : DELGADO CINDY		2017-11-20
CHECKED : DELGADO CINDY Ing. CHICO ANDRÉS MSc.C.		2017-11-20
PROJECT ENG. :		

	CLIENT :	Escuela Na
	PROJECT :	Diseño de una pla a partir de la fracción
	DESCRIPTION :	DIAGRAMA DE TUBER

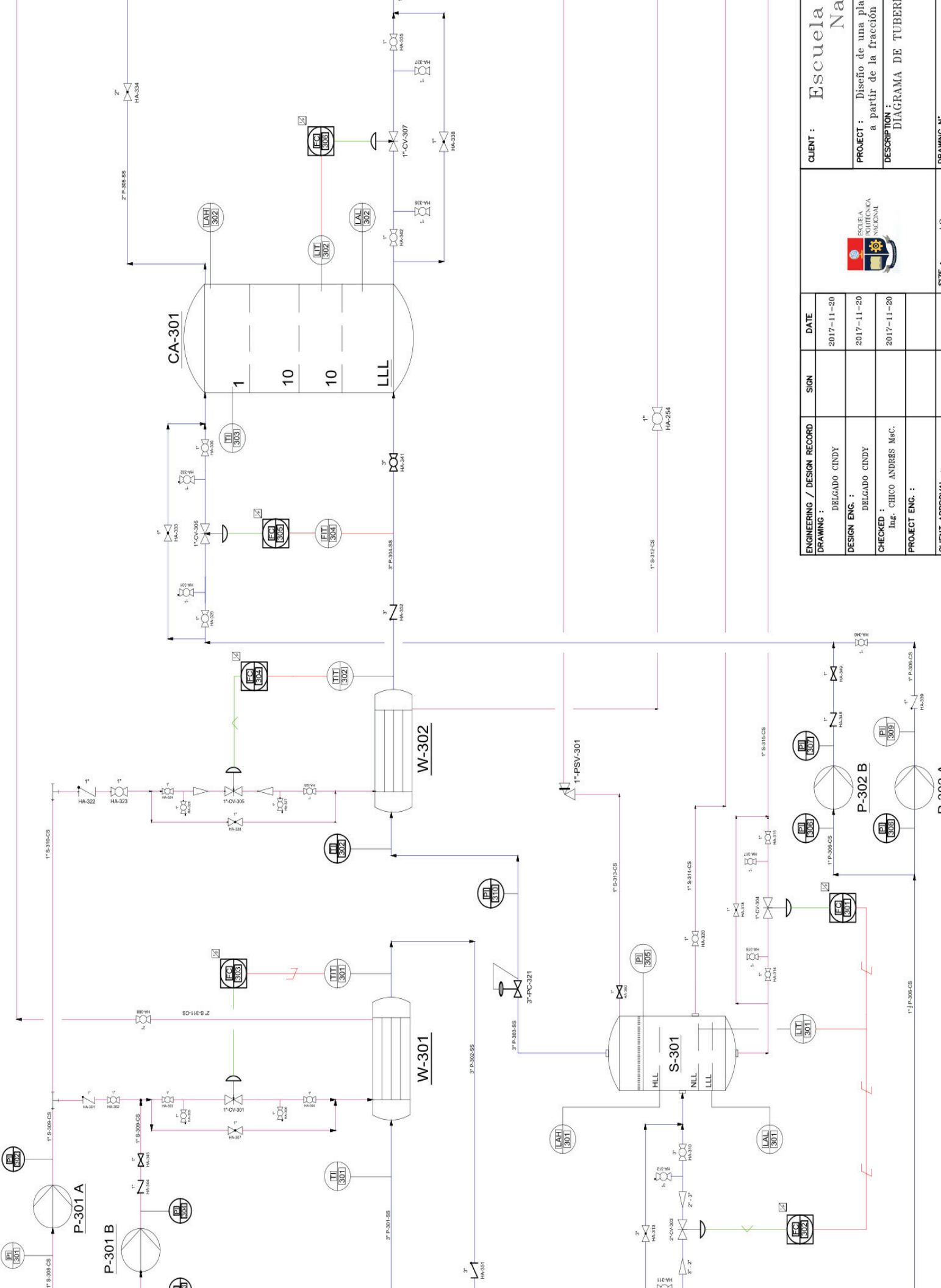
con 3 etapas sucesivas de compresión/intercambio de calor, hasta las condiciones set de presión y temperatura

D: 0.5 m; H: 4.5 m
 Pdi: 243.2 kPa
 Tdi: 400.0 K
 Netapas: 20
 Relleno: Anillos Pall metálicos

Capacidad: 3.0 m³/h
 TDH: 220.0 hPa
 L: 1.5 m
 Calor intercambiado: 4.6 kW

D: 0.5 m; H: 1.5 m
 Capacidad de líquido: 1.0 m³/h
 Pdi: 2200.0 kPa
 Tdi: 371.0 K

Capacidad: 35.7 kW
 Calor intercambiado: 4.6 kW



CLIENT :	Escuela Na
PROJECT :	Diseño de una planta a partir de la fracción
DESCRIPTION :	DIAGRAMA DE TUBERÍA
ENGINEERING / DESIGN RECORD	DELEGADO CINDY
DRAWING :	DELEGADO CINDY
DESIGN ENG. :	DELEGADO CINDY
CHECKED :	Ing. CHICO ANDRÉS MacC.
PROJECT ENG. :	
DATE	2017-11-20
DATE	2017-11-20
DATE	2017-11-20



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
 CLIENT: ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
 PROJECT: DISEÑO DE UNA PLANTA A PARTIR DE LA FRACCIÓN
 DESCRIPTION: DIAGRAMA DE TUBERÍA

Tubo de poro: 0,4 mm

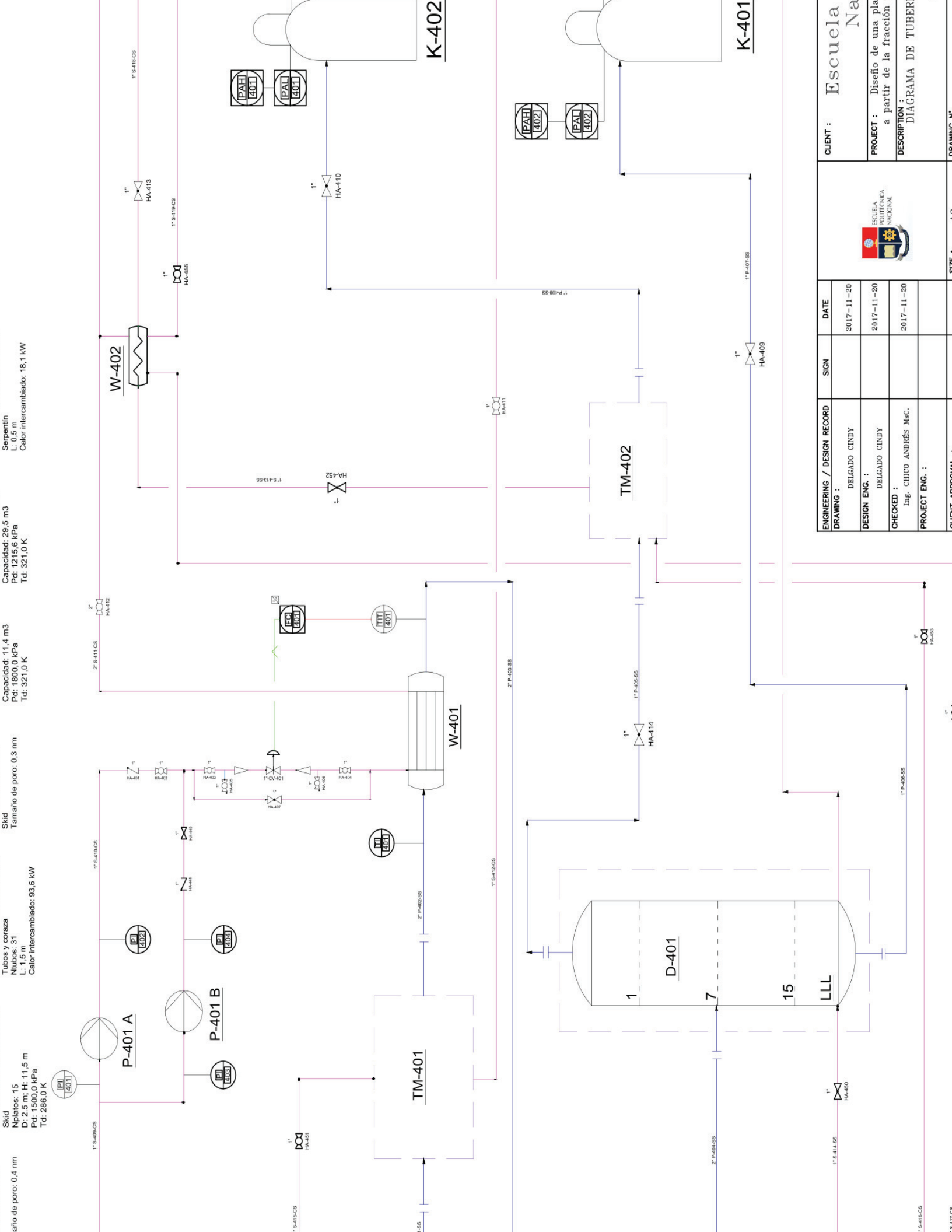
Skid
Nipolatos: 15
D: 2,5 m; H: 11,5 m
Pd: 1500,0 kPa
Td: 286,0 K

Tubos y coraza
Nipulos: 31
L: 1,5 m
Calor intercambiado: 93,6 kW

Skid
Tamaño de poro: 0,3 mm

Capacidad: 11,4 m³
Pd: 1800,0 kPa
Td: 321,0 K

Serpentin
L: 0,5 m
Calor intercambiado: 18,1 kW




ENGINEERING / DESIGN RECORD	SIGN	DATE
DRAWING :	DELGADO CINDY	2017-11-20
DESIGN ENG. :	DELGADO CINDY	2017-11-20
CHECKED :	Ing. CHEICO ANDRÉS Msc.	2017-11-20
PROJECT ENG. :		

CLIENT : Escuela Na

PROJECT : Diseño de una planta a partir de la fracción

DESCRIPTION : DIAGRAMA DE TUBER



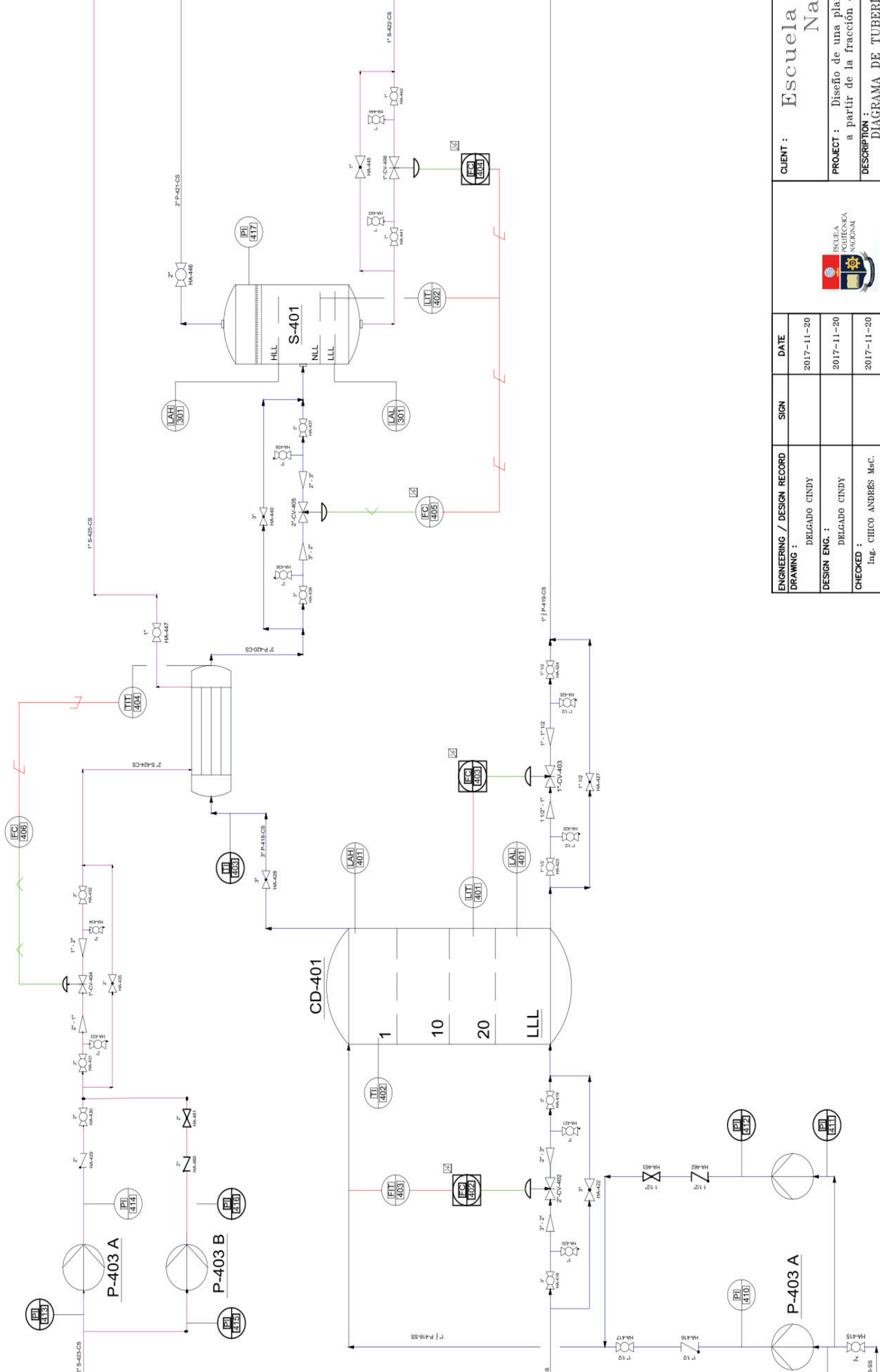
Escuela Politécnica Nacional

Capacidad: 5.0 m3/h
110.0 kPa

DESCRIPCIÓN
D: 0.7 m; H: 3.8 m
Pdr: 252.0 kPa
L: 1.5 m
Netapas: 20
Relleno: Anillos Pall metálicos

Tubos y coraza
Nubos: 31
L: 1.5 m
Calor intercambiado: 93.6 kW

DESCRIPCIÓN
D: 0.4 m; H: 1.5 m
Capacidad de líquido: 1.0 m3/h
Pdr: 252.0 kPa
L: 1.5 m
Tdr: 321.0 K




ENGINEERING / DESIGN RECORD	SIGN	DATE
DRAWING :	DELGADO CINDY	2017-11-20
DESIGN ENG. :	DELGADO CINDY	2017-11-20
CHECKED :	Ing. CHICO ANDRÉS Msc.	2017-11-20
PROJECT ENG. :		

CLIENT : Escuela Na

PROJECT : Diseño de una planta a partir de la fracción

DESCRIPTION : DIAGRAMA DE TUBERÍA



SIMBOLOGÍA

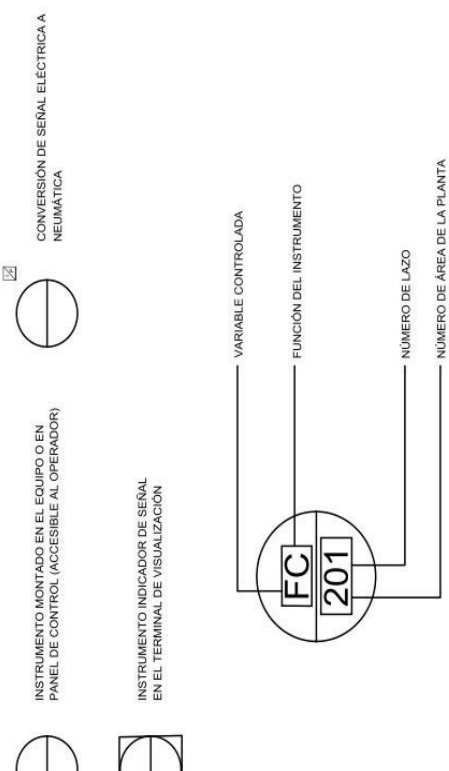
LÍNEAS



VÁLVULAS Y ACCESORIOS



INSTRUMENTACIÓN



NOMENCLATURA

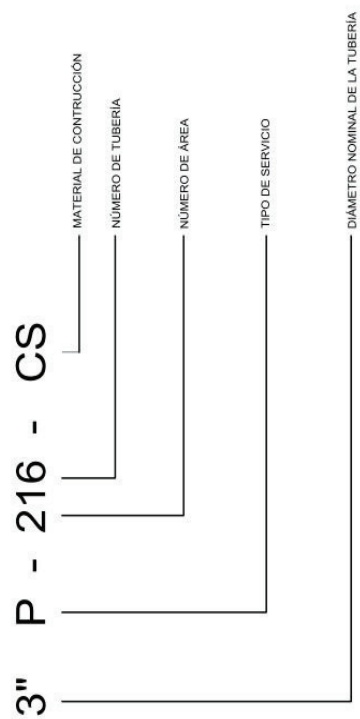
EQUIPOS

CA	COLUMNA DE ABSORCIÓN	P	BOMBA
CD	COLUMNA DE DESORCIÓN	R	REACTOR
D	COLUMNA DE DESTILACIÓN	S	SEPARADOR
F	FILTRO/CICLÓN	T	SECADOR
G	GASIFICADOR	TM	TAMIZ MOLECULAR
H	BANDA DE TRANSPORTE	V	COMPRESOR/BLOW
K	TANQUE DE ALMACENAMIENTO	W	INTERCAMBIADOR D
OG	GENERADOR DE OXÍGENO	Z	TRITURADOR

INSTRUMENTACIÓN

FI	INDICADOR DE FLUJO	PAH	ALARMA DE PRESIÓN
FIT	INDICADOR TRANSMISOR DE FLUJO	PAL	ALARMA DE PRESIÓN
FC	CONTROLADOR DE FLUJO	PI	INDICADOR DE PRESIÓN
LAH	ALARMA DE ALTO NIVEL	PIT	INDICADOR DE PRESIÓN
LAL	ALARMA DE BAJO NIVEL	PC	CONTROLADOR DE TEMPERATURA
LI	INDICADOR DE NIVEL	TI	INDICADOR DE TEMPERATURA
LIT	INDICADOR TRANSMISOR DE NIVEL	TIT	INDICADOR DE TEMPERATURA
LC	CONTROLADOR DE NIVEL	TC	CONTROLADOR DE TEMPERATURA
OAL	ALARMA DE ALTA VIBRACIÓN	SC	CONTROLADOR DE TEMPERATURA

IDENTIFICACIÓN DE LÍNEAS



ENGINEERING / DESIGN RECORD	SIGN	DATE
DELGADO CINDY		2017-07-25
DESIGN ENG. :		2017-07-25
DELGADO CINDY		2017-11-20
CHECKED :		
Ing. CHICO ANDRÉS Mac.		
PROJECT ENG. :		
CUSTOMER APPROVAL :		

CUSTOMER :	Escuela Nacional
PROJECT :	Diseño de una planta a partir de la fracción
DESCRIPTION :	SIMBOLOGÍA Y
DRAWING N° :	



4.7. DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

4.7.1. DIMENSIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

En la Tabla 4.7 se detallan las dimensiones de los equipos diseñados para la planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de RSU, según los criterios de diseño presentados en el Capítulo 3. Los cálculos de diseño y dimensionamiento se presentan en los ANEXOS X a XV.

Tabla 4.7. Dimensiones de los equipos propuestos para la planta de producción de propileno

Equipo	Dimensión	Valor (m)
Gasificador (G-101)	Diámetro	1,00
	Diámetro garganta	0,50
	Altura	4,00
Ciclón (F-102)	Diámetro	0,42
	Altura	1,70
Columna de absorción (CA-201)	Diámetro	0,50
	Altura	2,50
Reactor Fischer Tropsch (R-201)	Diámetro	0,90
	Longitud	6,00
Tanque de MEA (K-201)	Diámetro	3,00
	Altura	6,00
Separador trifásico (S-301)	Diámetro	0,50
	Altura	1,50
Columna de absorción (CA-301)	Diámetro	0,50
	Altura	4,50
Columna de desorción (CA-301)	Diámetro	0,70
	Altura	3,80
Separador bifásico (S-401)	Diámetro	0,40
	Altura	1,50

4.7.2. HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

Desde la Tabla 4.8 hasta la 4.27, se presentan las especificaciones de fabricante, parámetros de diseño y esquemas de los equipos propuestos para la planta de producción de propileno tales como: gasificador, columnas de absorción, columna de desorción y separadores. Adicionalmente se presentan las especificaciones de los equipos secundarios de la planta, seleccionados de catálogos (AB&Co Teknik, 2017; Compresores y Equipos S.A. de C.V., 2017; DIY Trade, 2017; EnviroGlobal, 2017; Flowserve, 2017; Frames, 2016; Generavapor, 2017; Henan Hongji Mine Machinery Co., Ltd., 2017; Henan Zhongke Engineering & Technology Co., Ltd., 2016; HRS Heat Exchangers, 2016; Laizhou Chenda Machinery Co., Ltd., 2017; MAN, 2017; Maskepack, 2010, p. 15; Metalmecánica especializada del golfo S.A. de C.V., 2013; Phoenix Equipment, 2017; Saci, 2016; The Oxygen Store, 2017; UNTHA, 2017; Wuxi nanquan pharmaceutical chemical container Factory, 2017).

Tabla 4.8. Hoja de especificaciones de las bandas transportadoras


HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 1			
Nombre del equipo: Banda transportadora			
Fabricante	+kepack	Código en planta	H-101/102/103
		No. unidades	3
Dimensiones		Parámetros de diseño	
Longitud (mm)	5 400	Presión (kPa)	120
Ancho (mm)	930	Temperatura (K)	326
		Material de construcción	Hierro-Aluminio
		Tipo	Automático
		Capacidad (kg h ⁻¹)	1 500
		Potencia (kW)	1,50
		Velocidad (m min ⁻¹)	90
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.9. Hoja de especificaciones de la trituradora


HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 2			
Nombre del equipo: Trituradora			
Fabricante	UNTHA	Código en planta	Z-101
		No. unidades	1
Dimensiones		Parámetros de diseño	
Longitud (mm)	4 000	Presión (kPa)	120
Ancho (mm)	4 000	Temperatura (K)	326
Altura (mm)	4 160	Material de construcción	Mixto
		Tipo	Discos de corte
		Capacidad (kg h ⁻¹)	1 500
		Potencia (kW)	78
		Tamaño de partícula final (mm)	20
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.10. Hoja de especificaciones del secador


HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 3			
Nombre del equipo: Secador			
Fabricante	WILPAC	Código en planta	T-101
		No. unidades	1
Dimensiones		Parámetros de diseño	
Longitud (mm)	3 200	Presión (kPa)	120
Ancho (mm)	1 200	Temperatura (K)	350-450
Altura (mm)	1 550	Material de construcción	Acero galvanizado
		Tipo	De secado continuo
		Capacidad (kg h ⁻¹)	1 500
		Potencia (kW)	30
		Capacidad de evaporación (Kg h ⁻¹)	120
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.11. Hoja de especificaciones del gasificador


HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 4			
Nombre del equipo: Gasificador			
Fabricante	Fengyu	Código en planta	G-101
		No. unidades	1
Dimensiones		Parámetros de diseño	
Altura (mm)	4 000	Presión (kPa)	120
Diámetro (mm)	1 000	Temperatura (K)	1 400
Espesor (mm)	15	Material de construcción	Acero
		Tipo	Downdraft
		Potencia (kW)	1 079
		Eficiencia (%)	80
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.12. Hoja de especificaciones del generador de oxígeno


HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 5			
Nombre del equipo: Generador de oxígeno			
Fabricante:	AIRSEP AS-W	Código en planta	OG-101
		No. unidades	1
Dimensiones		Parámetros de diseño	
Altura (mm)	498 (cada tanque)	Flujo volumétrico (m ³ h ⁻¹)	105,15
Diámetro (mm)	221 (cada tanque)	Presión (kPa)	448
		Temperatura (K)	293
		Peso del equipo (kg)	7 717
		Potencia (kW)	360
		Material de construcción	Acero inoxidable 304
		Tipo	Skid
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.13. Hoja de especificaciones del ciclón


HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 6			
Nombre del equipo: Ciclón			
Fabricante	Zhongke	Código en planta	F-102
		No. unidades	1
Dimensiones		Parámetros de diseño	
Altura (mm)	1 600	Presión (kPa)	88
Diámetro (mm)	500	Temperatura (K)	700
Diámetro de salida (mm)	160	Material de construcción	Acero galvanizado
Ancho de entrada (mm)	80	Tipo	Stairmand
		Eficiencia (%)	98
		Caída de presión específica (kPa m ⁻¹)	0,464
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.14. Hoja de especificaciones del intercambiador de calor

HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 7			
Nombre del equipo: Intercambiadores de calor			
Fabricante:	HRS	Código en planta	W-201/301/ 302/401/402
		No. unidades	5
Dimensiones		Parámetros de diseño	
Longitud (mm)	1,5 – 3,0	Flujo volumétrico (m ³ h ⁻¹)	45-320
Número de tubos	31 – 270	Presión (kPa)	15 000
		Temperatura (K)	770
		Material de construcción	Acero inoxidable AISI 316
		Caída de presión (kPa)	1,5
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.15. Hoja de especificaciones de la columna de absorción


HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 8			
Nombre del equipo: Columna de absorción de CO ₂			
Fabricante	Phoenix corporation	Código en planta	CA-201/301
		No. unidades	2
Dimensiones		Parámetros de diseño	
Altura (mm)	1 100	Presión (kPa)	121,6
Diámetro (mm)	500	Temperatura (K)	391,5
Espesor de la columna (mm)	3,5	Material de construcción	Acero galvanizado
Espesor de la tapa (mm)	3,5	Tipo	Columna empacada
		Tipo de empaque	Anillos PALL (metal)
		Tamaño del empaque (mm)	25
		Eficiencia (%)	70
		Tipo de tapa	Semielíptica
		Caída de presión específica (kPa m ⁻¹)	0,34
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.16. Hoja de especificaciones de la columna de desorción


HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 9			
Nombre del equipo: Columna de desorción de CO ₂			
Fabricante	Phoenix corporation	Código en planta	CD-401
		No. unidades	1
Dimensiones		Parámetros de diseño	
Altura (mm)	1 300	Presión (kPa)	252,0
Diámetro (mm)	700	Temperatura (K)	382,7
Espesor de la columna (mm)	3,5	Material de construcción	Acero galvanizado
Espesor de la tapa (mm)	3,5	Tipo	Columna empacada
		Tipo de empaque	Anillos PALL (metal)
		Tamaño del empaque (mm)	25
		Eficiencia (%)	98
		Tipo de tapa	Semielíptica
		Caída de presión específica (kPa m ⁻¹)	1,24
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.17. Hoja de especificaciones del tanque separador trifásico


HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 10			
Nombre del equipo: Separador tipo “Knock out”			
Fabricante	Megsa	Código en planta	S-301
		No. unidades	1
Dimensiones		Parámetros de diseño	
Altura (mm)	1 524	Presión (kPa)	2 200
Diámetro (mm)	405,4	Temperatura (K)	371
Espesor del recipiente (mm)	6,5	Material de construcción	Acero inoxidable 304
Espesor de la tapa (mm)	3,5	Tipo	Trifásico
		Tiempo de retención (min)	5
		Volumen del líquido (m ³)	0,04
		Capacidad del líquido (m ³ s ⁻¹)	2,05x10 ⁻⁴
		Tipo de tapa	Hemiesférica
		Eficiencia (%)	96
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.18. Hoja de especificaciones del tanque separador bifásico


HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 11			
Nombre del equipo: Separador vertical			
Fabricante	Megsa	Código en planta	S-401
		No. unidades	1
Dimensiones		Parámetros de diseño	
Altura (mm)	1 524	Presión (kPa)	252
Diámetro (mm)	405,4	Temperatura (K)	321
Espesor del recipiente (mm)	3,0	Material de construcción	Acero inoxidable 304
Espesor de la tapa (mm)	3,0	Tipo	Bifásico
		Tiempo de retención (min)	3
		Volumen del líquido (m ³)	0,04
		Capacidad del líquido (m ³ s ⁻¹)	2,05x10 ⁻⁴
		Tipo de tapa	Hemiesférica
		Eficiencia (%)	99
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.19. Hoja de especificaciones del reactor tipo Fischer-Tropsch


HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 12			
Nombre del equipo: Reactor tipo “Fischer-Tropsch”			
Fabricante	MAN	Código en planta	R-201
		No. unidades	1
Dimensiones		Parámetros de diseño	
Coraza		Presión (kPa)	2 026
Longitud (mm)	6 500	Temperatura (K)	573
Diámetro (mm)	900	Material de construcción	Acero inoxidable 316
Espesor (mm)	20	Tipo	Tubos y coraza
Tubos		Número de tubos	151
Longitud (mm)	6 000	Arreglo de los tubos	Cuadrado
Diámetro (mm)	20	Tipo de catalizador	Hierro
Espesor (mm)	5	Cantidad de catalizador (kg)	260
		Conversión (%)	92
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.20. Hoja de especificaciones del tamiz molecular


HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 13			
Nombre del equipo: Tamiz molecular (2 módulos)			
Fabricante	Frames	Código en planta	TM-401/402
		No. unidades	2
Dimensiones (por tanque)		Parámetros de diseño	
Altura (mm)	1 500	Presión (kPa)	15 000
Diámetro (mm)	500	Temperatura (K)	400
		Material de construcción	Acero inoxidable 316
		Tipo	Skid
		Capacidad (kg h ⁻¹)	150
		Tamaño de poro del relleno (nm)	0,3 y 0,4
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.21. Hoja de especificaciones de la columna de destilación criogénica


HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 14			
Nombre del equipo: Columna de destilación criogénica			
Fabricante	Wuxi Nanquan	Código en planta	D-401
		No. unidades	1
Dimensiones		Parámetros de diseño	
Altura (mm)	11 000	Presión (kPa)	1 650
Diámetro (mm)	2 500	Temperatura (K)	240
		Material de construcción	Acero inoxidable
		Tipo	Skid
		Eficiencia (%)	97
		Número de platos	15
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.22. Hoja de especificaciones del generador de vapor


HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 15			
Nombre del equipo: Generador de vapor			
Fabricante	AB&Co	Equipo Auxiliar	
		No. unidades	1
Dimensiones		Parámetros de diseño	
Altura (mm)	1600	Presión (kPa)	101,33 – 5 000
Diámetro (mm)	900	Temperatura (K)	370 – 560
Diámetro de salida (mm)	120	Material de construcción	Acero inoxidable
Ancho de entrada (mm)	120	Capacidad (kg h ⁻¹)	3 000
Esquema del equipo:			
			

Tabla 4.23. Hoja de especificaciones del generador de energía con metano

HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 16			
Nombre del equipo: Generador de electricidad por medio de gas metano			
Fabricante	Camda motor	Equipo auxiliar	
		No. unidades	1
Dimensiones		Parámetros de diseño	
Altura (mm)	2250	Potencia nominal (kW)	50
Diámetro (mm)	820	Cilindros	6
Profundidad (mm)	1500	Material de construcción	Acero inoxidable
		Combustible	Gas metano
		Velocidad clasificada (Rev/min)	1 500
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.24. Hoja de especificaciones del compresor multietapa

HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 17			
Nombre del equipo: Compresor multietapa			
Fabricante	Compresores y Equipos S.A. de C.V.	Código en planta	V-201
		No. unidades	1
Dimensiones		Parámetros de diseño	
Altura (mm)	1 100	Presión (kPa)	25 000
Longitud (mm)	1 000	Temperatura (K)	600
Ancho (mm)	1 000	Presión de descarga (kPa)	2 026
Ancho de entrada (mm)	120	Capacidad (m ³ h ⁻¹)	1 00
		Tipo	Reciprocante
Esquema del equipo:			
			

Tabla 4.25. Hoja de especificaciones de la bomba de agua y solución de MEA


HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 18			
Nombre del equipo: Bomba centrífuga			
Fabricante	Saci	Código en planta	P-201/202/301/ 302/401/402/403
		No. unidades	7
Dimensiones		Parámetros de diseño	
Altura (mm)	270	Presión (kPa)	1 200
Longitud (mm)	520	Temperatura (K)	320
Ancho (mm)	330	Presión de descarga (kPa)	101 – 1 176
		Capacidad (m ³ h ⁻¹)	Hasta 10
		Tipo	Centrífuga
Esquema del equipo:			
			

Tabla 4.26. Hoja de especificaciones de la válvula reductora de presión



HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 19			
Nombre del equipo: Reductor de presión de gas			
Fabricante	Pietro Fiorentini	Equipo auxiliar	
		No. unidades	1
Dimensiones		Parámetros de diseño	
Altura (mm)	195	Presión (kPa)	2 500
Diámetro (mm)	113,5	Temperatura (K)	700
Diámetro de salida (mm)	25,4	Material de construcción	Acero
Ancho de entrada (mm)	25,4	Tipo	De alta presión con regulador de válvula
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.27. Hoja de especificaciones del *blower*

HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 20			
Nombre del equipo: <i>Blower</i>			
Fabricante	Flowserve	Código en planta	V-102
		No. unidades	1
Dimensiones		Parámetros de diseño	
Altura (mm)	250	Presión (kPa)	550
Longitud (mm)	500	Temperatura (K)	700
Ancho (mm)	300	Material de construcción	Acero
		Presión de descarga	101 – 500
		Capacidad (m ³ h ⁻¹)	1 000
Esquema del equipo			
			

5. ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA

Para la evaluación de prefactibilidad económica de la planta de producción de propileno se tomaron en cuenta los costos de instalación y puesta en marcha, así como los ingresos por venta de productos, los costos fijos y variables asociados a la operación de la planta (Towler y Sinnott, 2001, pp. 350), los cuales se amplían en el ANEXO XVI.

5.1. INVERSIÓN INICIAL

La inversión inicial para la planta de producción de propileno tomó en cuenta el costo de diseño de los activos fijos, su fabricación, compra e instalación y también el capital de trabajo (Towler y Sinnott, 2001, pp. 305)

5.1.1. ACTIVOS FIJOS

Dentro de la inversión por concepto de activos fijos se consideró el costo de terrenos, maquinaria y equipos, que se describen en la Tabla 5.1, en donde se determinó el costo de instrumentación como un 40 % del costo total de la inversión en equipos (Towler y Sinnott, 2001, pp. 310).

Tabla 5.1. Inversión en activos fijos

Activo Fijo	Precio Unitario (USD)	Cantidad	Precio total (USD)
Terreno	-	-	300 000
Edificaciones	-	-	187 500
Equipo de oficinas	-	-	10 000
Columna de absorción de CO ₂	98 850	3	296 550
Generador de oxígeno	40 000	1	40 000

Tabla 5.1. Inversión en activos fijos (continuación...)

Activo Fijo	Precio Unitario (USD)	Cantidad	Precio total (USD)
Separador tipo "Knock out"	15 430,00	1	15 430,00
Reactor tipo "Fischer-Tropsch"	860 370,00	1	860 370,00
Gasificador	457 800,00	1	457 800,00
Columna de destilación criogénica	66 500,00	1	66 500,00
Banda transportadora	4 360,00	3	13 080,00
Trituradora 1	4 500,00	1	4 500,00
Generadores	20 000,00	2	40 000,00
Secador	8 640,00	1	8 640,00
Tamiz molecular	12 350,00	2	24 700,00
Ciclón	3 500,00	1	3 500,00
Reductor de presión de gas	500,00	2	1 000,00
Separador bifásico	10 270,00	1	10 270,00
Intercambiador	5 000,00	6	30 000,00
Tanque MEA	1 500,00	1	1 500,00
Tanque productos	3 650,00	2	7 300,00
Bombas	685,00	10	6 850,00
Instrumentación		-	755 196,00
TOTAL			3 140 686,00

5.1.2. CAPITAL DE TRABAJO

El capital de trabajo para la puesta en marcha de la planta de producción de propileno incluye el costo de los rubros necesarios para que el proyecto entre en funcionamiento, por el período de un mes. Dentro del capital de trabajo se tomó en cuenta el gasto por salarios, servicios básicos, depreciación, costos de constitución de la empresa y reactivos para arranque, los mismos se muestran en la Tabla 5.2. (Towler y Sinnott, 2001, pp. 310-315).

Tabla 5.2. Costos que constituyen el capital de trabajo

Rubro	Costo (USD)
Reactivos para arranque	102 262,58
Costos de constitución	14 950,00
Depreciación	22 947,00
Salarios	10 000,00
Servicios básicos	27 785,20
Total	177 944,78

5.2. PRESUPUESTO ANUAL

La planta de producción de propileno cuenta con un presupuesto que incluye los ingresos por concepto de ventas y los gastos por concepto de costos variables y fijos en el período de un año (Towler y Sinnott, 2001, pp. 320)

5.2.1. INGRESOS

Los ingresos de la planta de propileno están constituidos por la venta del principal producto que es el propileno y, por la venta de un subproducto de alto valor agregado, el etileno.

Los precios de venta se establecieron a partir del costo actual aproximado de importación de los mismos, ya que no existe actualmente una competencia en el mercado local (Banco Central del Ecuador, 2016). Estos valores son: 5 000,00 USD por cada tonelada de propileno y 4 500,00 USD por cada tonelada de etileno.

Se consideró que los ingresos por venta se incrementarán en un 10 % de forma anual, para un horizonte del proyecto de 10 años, como se detalla en la Tabla 5.3 (Towler y Sinnott, 2001, p. 320).

Tabla 5.3. Ingresos anuales

Año	Ingresos (USD)
0	0
1	4 711 633,92
2	5 182 797,31
3	5 701 077,04
4	6 271 184,75
5	6 898 303,22
6	7 588 133,54
7	8 346 946,90
8	9 181 641,59
9	10 099 805,75
10	11 109 786,32

5.2.2. GASTOS

Los gastos o egresos de la planta de propileno están constituidos por los costos fijos anuales tales como: salarios, depreciación, mantenimiento de equipos que pueden aproximarse como un 5 % de la inversión de los mismos y gastos administrativos que corresponden a un 1 % de la inversión total. Además, se tomaron en cuenta los costos variables en los que se incurre en un año, tales como: servicio de electricidad y agua potable y costo de reposición de MEA (Towler y Sinnott, 2001, pp. 320-322). Los gastos totales con un incremento anual del 10 %, se detallan en la Tabla 5.4.

Cabe mencionar que los RSU provenientes del cantón Rumiñahui que constituyen la materia prima para la producción de propileno, no tienen un costo de adquisición, solamente se toma en cuenta el costo del transporte desde el centro de acopio de los RSU hasta la planta de producción situada en el parque industrial Itulcachi, en el Distrito Metropolitano de Quito.

Tabla 5.4. Gastos anuales

	(USD)					
Año	Servicios básicos	Insumos	Salarios	Gastos administrativos	Depreciación	TOTAL
1	334 502,40	122 688,00	363 484,40	158 591,16	275 360,27	1 254 626,23
2	367 952,64	134 956,80	399 832,84	174 450,28	275 360,27	1 352 552,82
3	404 747,90	148 452,48	439 816,13	191 895,30	275 360,27	1 460 272,08
4	445 222,69	163 297,73	483 797,74	211 084,83	275 360,27	1 578 763,26
5	489 744,96	179 627,50	532 177,51	232 193,32	275 360,27	1 709 103,56
6	538 719,46	197 590,25	585 395,26	255 412,65	275 360,27	1 852 477,89
7	592 591,41	217 349,28	643 934,79	280 953,91	275 360,27	2 010 189,65
8	651 850,55	239 084,20	708 328,27	309 049,31	275 360,27	2 183 672,59
9	717 035,60	262 992,62	779 161,09	339 954,24	275 360,27	2 374 503,82
10	788 739,16	289 291,89	857 077,20	373 949,66	275 360,27	2 584 418,18

En la Tabla 5.5 se indica el porcentaje que cada uno de los rubros considerados como gastos tiene sobre el total de egresos.

Tabla 5.5. Porcentajes que cada gasto representa en base al total de gastos

Rubro	Servicios básicos	Insumos	Salarios	Mantenimiento	Gastos administrativos	Depreciación
Porcentaje sobre el total	17	6	18	7	1	14

Como se observa en la Tabla 5.5 el mayor egreso lo constituyen los servicios básicos y los salarios, esto es debido a los requerimientos de electricidad y agua de la planta, en especial la energía eléctrica que supone un gasto de alrededor de 330 000 USD al año, valor que es similar al de salarios, por la demanda de personal que se necesita para la planta, el cual no se aconseja reducir.

Desde otro punto de vista, se estimó que, por cada kilogramo de propileno producido, la operación cuesta aproximadamente 1,75 USD y de este valor, casi un 50 % corresponde al gasto por energía eléctrica. Si bien existe un buen margen de

ganancia al percibir un ingreso de alrededor de 5,00 USD por kilogramo de propileno, es importante implementar constantemente estrategias de reducción del uso de energía eléctrica. Una de ellas es el utilizar los subproductos obtenidos, metano e hidrocarburos líquidos, como combustibles para la generación de energía y así disminuir el consumo de la misma desde la red pública.

5.2.3. FLUJO DE EFECTIVO

El flujo de efectivo de la planta corresponde a la diferencia entre ingresos y egresos en los que se incurre en la operación de la planta, con este valor es posible conocer los indicadores financieros a la finalización del proyecto (Towler y Sinnott, 2001, pp. 325). En la Tabla 5.6 se presenta el flujo de efectivo anual para el horizonte de 10 años considerado.

Tabla 5.6. Flujo de efectivo

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ventas	0,00	4 711 633,92	5 182 797,31	5 701 077,04	6 271 184,75	6 898 303,22	7 588 133,54	8 346 946,90	9 181 641,59	10 099 805,75	11 109 786,32
Costos de ventas	0,00	-457 190,40	-502 909,44	-553 200,38	-608 520,42	-669 372,46	-736 309,71	-809 940,68	-890 934,75	-980 028,23	-1 078 031,05
Utilidad Bruta	0,00	4 254 443,52	4 679 887,87	5 147 876,66	5 662 664,33	6 228 930,76	6 851 823,83	7 537 006,22	8 290 706,84	9 119 777,52	10 031 755,27
Costos fijos y administrativos	0,00	-522 075,56	-574 283,12	-631 711,43	-694 882,57	-764 370,83	-840 807,91	-924 888,70	-1 017 377,57	-1 119 115,33	-1 231 026,86
Depreciacion	0,00	-277 026,93	-277 026,93	-277 026,93	-277 026,93	-277 026,93	-277 026,93	-277 026,93	-277 026,93	-277 026,93	-277 026,93
Utilidades Antes de impuestos	0,00	3 455 341,03	3 828 577,82	4 239 138,30	4 690 754,82	5 187 533,00	5 733 988,99	6 335 090,58	6 996 302,33	7 723 635,26	8523 701,48
Impuestos	0,00	-1 209 369,36	-1 340 002,24	-1 483 698,40	-1 641 764,19	-1 815 636,55	-2 006 896,15	-2 217 281,70	-2 448 705,82	-2 703 272,34	-2 983 295,52
UTILIDAD NETA	0,00	2 245 971,67	2 488 575,58	2 755 439,89	3 048 990,63	3 371 896,45	3 727 092,84	4 117 808,88	4 547 596,52	5 020 362,92	5 540 405,96
Inversión	-3 140 686,00										
Capital de trabajo	-197 944,78	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	197 944,78
Valor Residual	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	84 375,00
Depreciación	0,00	277 026,93	277 026,93	277 026,93	277 026,93	277 026,93	277 026,93	277 026,93	277 026,93	277 026,93	277 026,93
FLUJO DE EFECTIVO	-3 338 630,78	2 522 998,60	2 765 602,52	3 032 466,83	3 326 017,57	3 648 923,38	4 004 119,78	4 394 835,81	4 824 623,45	5 297 389,85	6 099 752,67

5.3. INDICADORES FINANCIEROS

Una vez elaborado el flujo de caja total para el horizonte, de 10 años, se determinaron los indicadores financieros tales como: el valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR), mediante una hoja de cálculo en Excel. Estos valores indican la factibilidad del proyecto y se presentan en la Tabla 5.7 (Sapag, 2007, p. 300).

Tabla 5.7. Indicadores financieros

Indicador	Valor
VAN (USD)	12 050 996,78
TIR (%)	84,83%

Como se observa en la Tabla 5.7, el VAN presenta un valor positivo, mientras que la TIR es mayor a la tasa de oportunidad, considerada como 10 % anual, que es la mayor tasa de interés que actualmente se aplica a una inversión a plazo fijo en una institución financiera (Banco Central del Ecuador, 2016).

Las condiciones mencionadas indican que el proyecto es factible (Sapag, 2007, p. 300), con un valor de TIR muy superior a la tasa de oportunidad, que indica que existe una elevada rentabilidad. Adicionalmente, es posible observar del flujo de efectivo que la inversión realizada se recupera al cabo de 2 años de operación de la planta de producción de propileno.

Para considerar posibles alternativas de cambios en los ingresos y costos anteriormente mencionados se realizó adicionalmente un análisis de sensibilidad.

5.4. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

El análisis de sensibilidad involucró la consideración de dos posibles escenarios económicos, los cuales se describen a continuación.

- Escenario 1. Los RSU usados como materia prima en la producción de propileno tienen un costo de adquisición de aproximadamente 100,00 USD por cada tonelada, ya que los residuos se pueden comercializar para usos agrícolas, como abono orgánico o para lombricultura (AllBiz, 2017). Aunque esta situación no se produce actualmente en el país, puede ser un posible futuro escenario
- Escenario 2. Se percibe un valor económico por dar una alternativa de tratamiento a los RSU. Este valor es comparable con el costo en el que incurre la empresa municipal encargada de la disposición final de los residuos, es decir, el costo que implica depositar los RSU en un relleno sanitario que es de aproximadamente 80,00 USD por cada tonelada (El Comercio, 2016). Además, dentro de este escenario se considera un ingreso adicional por venta de hidrocarburos líquidos, los cuales se obtienen como subproducto de la reacción Fischer-Tropsch. Este valor se estableció en 2,20 USD gal⁻¹ (EP PETROECUADOR, 2017)

En la Tabla 5.8 se presentan los ingresos y gastos anuales de la planta para cada uno de los escenarios analizados y de igual forma se detallan los flujos de efectivo resultantes en la Tabla 5.9, para un horizonte de 10 años.

Tabla 5.8. Ingresos y gastos anuales de la planta para cada escenario analizado

Año	Ingresos (USD)		Gastos (USD)	
	Escenario 1	Escenario 2	Escenario 1	Escenario 2
1	4 711 633,92	5 889 395,87	-3 571 812,89	-1 256 292,89
2	5 182 797,31	6 478 335,45	-3 785 515,49	-1 354 219,49
3	5 701 077,04	7 126 169,00	-4 020 588,35	-1 461 938,75
4	6 271 184,75	7 838 785,90	-4 279 168,49	-1 580 429,93
5	6 898 303,22	8 622 664,49	-4 563 606,64	-1 710 770,23
6	7 588 133,54	9 484 930,94	-4 876 488,61	-1 854 144,56
7	8 346 946,90	10 433 424,03	-5 220 658,78	-2 011 856,32
8	9 181 641,59	11 476 766,43	-5 599 245,97	-2 185 339,26

Tabla 5.8. Ingresos y gastos anuales de la planta para cada escenario analizado (continuación...)

Año	Ingresos (USD)		Gastos (USD)	
	Escenario 1	Escenario 2	Escenario 1	Escenario 2
9	10 099 805,75	12 624 443,08	-6 015 691,87	-2 376 170,49
10	11 109 786,32	13 886 887,38	-6 473 782,36	-2 586 084,84

Tabla 5.9. Flujo de efectivo del proyecto para cada escenario analizado

Año	Flujo de efectivo (USD)	
	Escenario 1	Escenario 2
0	-3 338 630,78	-3 338 630,78
1	1 770 454,60	3 288 543,86
2	1 937 804,12	3 607 702,31
3	2 121 888,59	3 958 776,60
4	2 324 381,50	4 344 958,31
5	2 547 123,71	4 769 758,20
6	2 792 140,14	5 237 038,08
7	3 061 658,21	5 751 045,95
8	3 358 128,09	6 316 454,60
9	3 684 244,95	6 938 404,11
10	4 325 293,287	7 904 868,363

En la Tabla 5.10 se detallan los indicadores VAN y TIR calculados para cada escenario analizado.

Tabla 5.10. Valores de los indicadores financieros VAN y TIR calculados para cada escenario

	VAN (USD)	TIR (%)
Escenario 1	7 426 939,67	61,50
Escenario 2	16 750 253,48	108,05

Como se observa en la Tabla 5.9, para los dos escenarios analizados se obtuvo un VAN positivo y una TIR mayor a la tasa de oportunidad, lo que implica que el proyecto es factible.

El valor actual neto más alto se consiguió en el escenario 2, en donde además de los ingresos que se perciben por venta de los productos de la planta, se incluye un ingreso por dar una alternativa de tratamiento a los RSU que actualmente son sólo desechados. Si bien este escenario planteado es el ideal, no se cuenta con una ordenanza municipal que entregue incentivos económicos a empresas que brinden alternativas de disposición de RSU. Sin embargo, el dar un uso productivo a los residuos y así reducir el impacto ambiental negativo asociado a la disposición de los mismos, a la vez que se crean fuentes de trabajo, puede reflejarse positivamente en otra clase de incentivos como reducción o exoneración de impuestos, o el hecho de que en el país se impulsen iniciativas para reducir la dependencia de combustibles fósiles y de importaciones.

Entre el caso base y el escenario 1 se observa una diferencia entre el VAN y la TIR dado que en el escenario 1 se considera un costo asociado a la adquisición de los RSU como materia prima. En la actualidad los RSU no tienen un costo como tal, sin embargo, en el caso de que exista un gasto por compra de residuos, se observa que el proyecto seguiría siendo factible con un VAN positivo y una TIR mayor que la tasa de oportunidad. El costo de los RSU considerado, de 100,00 USD por tonelada, es un aproximado del costo más elevado que actualmente tiene un abono de tipo orgánico. Si bien no se establece directamente de un costo de compra de esta materia prima, es posible que se presente un escenario en donde los RSU tengan un costo de adquisición debido a que podría presentarse una demanda de los residuos ya que actualmente se están llevando a cabo proyectos como la obtención de energía eléctrica a partir de la biodigestión de desechos en la ciudad de Quito (Ministerio del Ambiente – Ecuador, 2016).

En el caso de que se presente un escenario como el descrito, se analizó la influencia de un costo de materia prima en relación con la rentabilidad del proyecto, lo cual se muestra en la Tabla 5.11.

Tabla 5.11. Influencia del costo de materia prima sobre los indicadores financieros VAN y TIR

Costo de los RSU (USD)	VAN (USD)	TIR (%)
Sin costo	12 050 996,78	84,83
100,00	7 426 939,67	61,50
150,00	5 114 911,12	49,37
200,00	2 802 882,57	36,52
250,00	490 854,01	22,06
300,00	-1 821 174,54	1,41

Como se observa en la Tabla 5.11, la planta de producción de propileno presenta rentabilidad hasta un posible valor por compra de materia prima de 250,00 USD por tonelada, se nota que un incremento del 50 % en el costo de residuos incide en una reducción de la tasa interna de retorno en un porcentaje similar. Este escenario representa un caso extremo que difícilmente pueda presentarse, por lo que en términos generales así se deba destinar un valor a la compra de RSU en la ciudad de Quito, la implementación de la planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de los RSU para un horizonte de 10 años, constituye un proyecto factible económicamente.

6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1. CONCLUSIONES

La planta de producción de propileno a partir de la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos diseñada, tiene una capacidad de 1 340 kg h⁻¹ de residuos provenientes de la recolección realizada en el cantón Rumiñahui, en la provincia de Pichincha.

La fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos procedentes del Municipio de Rumiñahui presenta una humedad de 78,1 %, un contenido de cenizas de 9,69 % y un poder calórico de 19,64 MJ kg⁻¹.

El gasificador tipo *downdraft* para la obtención de gas de síntesis a partir de la fracción orgánica de los RSU diseñado, tiene una capacidad de 391,64 kg h⁻¹, un diámetro de 1,0 m y una altura de 4,0 m.

Las columnas de absorción diseñadas trabajan con una solución de monoetanolamina al 30 %, tienen como relleno anillos Pall metálicos y las siguientes dimensiones: 0,5 m de diámetro y 1,1 m de alto para la CA-201; y 0,5 m de diámetro y 2,3 m de alto para la CA-301.

El reactor diseñado, de tipo Fischer-Tropsch multitubular, cuenta con un relleno en cada tubo constituido de catalizador de hierro soportado en alúmina, el cual presenta una conversión de hidrógeno del 92 % y funciona con 151 tubos de 6,0 m de longitud.

La columna de desorción diseñada sirve para recuperar la solución de monoetanolamina de los procesos de absorción de CO₂ de forma que la solución pueda recircular al proceso. La columna está empacada con anillos metálicos Pall y tiene 0,7 m de diámetro y 1,3 m de altura.

El flujo de propileno es 64,26 kg h¹, el cual constituye el producto principal de la planta. Adicionalmente el flujo de etileno, subproducto de elevado valor agregado, es 24,89 kg h⁻¹.

El VAN de la planta de producción de propileno para un horizonte de operación de 10 años es 12 050 996,78 USD mientras que la TIR es 84,83 %; por lo que se concluye que el proyecto es rentable.

El escenario económico más favorable se presenta cuando se venden los subproductos de la planta y además se percibe un ingreso de 80,00 USD t⁻¹ por dar una alternativa de tratamiento a los residuos. Bajo estas condiciones se tiene un VAN de 16 750 253,48 USD y una TIR de 108,05 %.

6.2. RECOMENDACIONES

Se recomienda analizar la posibilidad de incrementar la capacidad de la planta para así tratar una mayor cantidad de residuos que actualmente no son aprovechados. En este caso se debe evaluar el tipo de gasificador a utilizar ya que el gasificador tipo *downdraft* presenta restricciones de capacidad.

Se recomienda evaluar la posibilidad de aprovechar la energía en forma de calor que se disipa en el gasificador, el cual trabaja a elevadas temperaturas. Una alternativa puede ser la generación de vapor, el cual constituye un servicio para la planta.

Se recomienda estudiar la idea de realizar variantes en el proceso propuesto para obtener otras sustancias de elevado valor agregado aparte del propileno y etileno.

Se recomienda analizar la posibilidad de utilizar los subproductos de la planta para la generación de electricidad para reducir el gasto por consumo de energía eléctrica.

7. REFERENCIAS

1. AB&Co TEknik (2017). *Steam generator boiler*. Recuperado de: <http://www.abco-technik.com/steam-boiler/Steam-Generator-Boiler.html> (Junio, 2017)
2. Addington, L. y Ness, C. (2010). An Evaluation of General “Rules of Thumb” in Amine Sweetening Unit Design and Operation. Recuperado de: <https://www.bre.com/PDF/An-Evaluation-of-General-Rules-of-Thumb-in-Amine-Sweetening-Unit-Design-and-Operation.pdf> (Mayo, 2017)
3. Allbiz. (2017). *Allbiz – Catálogo de productos*. Recuperado de: <https://all.biz/> (Julio, 2017)
4. ANSI/ISA S5.1. (2009). *Instrumentation Symbols and Identification*. Recuperado de: https://www.academia.edu/9519048/AMERICAN_NATIONAL_STANDARD_ANSI_ISA-5.1-2009_Instrumentation_Symbols_and_Identification (Noviembre, 2016).
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> (Noviembre, 2016)
6. API 650. (2007). *Welded Steel Tanks for Oil Storage*. Recuperado de: <https://law.resource.org/pub/us/cfr/ibr/002/api.650.2007.pdf> (Noviembre, 2016)
7. API. (2008). *Specification for Oil and Gas Separators*. Recuperado de: http://go-st-snip.su/download/api_12j_2008_8th_edition_specification_for_oil_and_gas_separ (Julio, 2017)
8. API 5L. (2013), *Specification for Line Pipe*. Recuperado de: <https://law.resource.org/pub/us/cfr/ibr/002/api.5l.2004.pdf> (Julio, 2017)

9. Aroonwilas, A. y Veawab, A. (2004). Characterization and Comparison of the CO₂ Absorption Performance into Single and Blended Alkanolamines in a Packed Column. *Industrial Eng. Chemical Res.* 43(9). 2228-2237. doi: 10.1021/ie0306067.
10. Arteaga-Pérez, L. E., y Casas-Ledón, Yannay; Cabrera-Hernández, Jagni; y Rodríguez, L. (2014). Gasificación de biomasa para la producción sostenible de energía. *Revisión de las tecnologías y barreras para su aplicación. Revista de química teórica y aplicada Lxxii*, 1(72), 138-145. Recuperado de: https://www.researchgate.net/publication/264541344_Gasificacion_de_biomasa_para_la_produccion_sostenible_de_energia_Revision_de_las_tecnologias_y_barreras_para_su_aplicacion (Noviembre, 2016)
11. Atkins, P. y de Paula, J. (2006). *Physical Chemistry*. (9na. ed.). Nueva York, Estados Unidos: Oxford.
12. Banco Central del Ecuador (2016). Comercio Exterior-Consulta de Totales por Nandina. Recuperado de: <http://www.bce.fin.ec/comercioExterior/consultaTotXNandinaConGrafico.jsp> (Octubre, 2016).
13. Basu, P. (2010). *Biomass gasification and pyrolysis. Comprehensive Renewable Energy*, 1(5). doi. 10.1016/B978-0-08-087872-0.00514-X.
14. Basu, P., y Kaushal, P. (2009). Modeling of Pyrolysis and Gasification of Biomass in Fluidized Beds: A Review. *Chemical Product and Process Modeling*, 4(1), 2-47. doi: 10.2202/1934-2659.1338.
15. Bradin, D. (2009). *Production of polypropylene from renewable resources*. Recuperado de: <https://scholar.google.com/scholar> (Octubre, 2016)
16. British Standard European Norm. (2009). BS EN 14774-3 *Solid biofuels-Determination of moisture content-Oven dry method*.

17. British Standard European Norm. (2009). BS EN 14775 *Solid biofuels- Determination of ash content*.
18. British Standard European Norm. (2009). BS EN 19418 *Solid biofuels- Determination of calorific value*.
19. Camacho, F., Sánchez, S. y Pacheco, R. (2000). Absorción de dióxido de carbono puro en disoluciones acuosas de monoetanolamina. *Afinidad*, LVII(485), 17-24. Recuperado de: [http://www.ugr.es/~fcamacho/Original es/Trabajos%20Publicados/AFIN_2000.pdf](http://www.ugr.es/~fcamacho/Original%20es/Trabajos%20Publicados/AFIN_2000.pdf) (Junio, 2017)
20. Carmody, P. (2015). *Equilibrio Instantáneo CO₂ del Agua es Importante para los Separadores y Tanques de la Recuperación del CO₂ Destinado a la RMC*. Recuperado de: <http://www.jmcampbell.com/tip-of-the-month/spanish/?p=1608> (Junio, 2017)
21. Castillo, M. (2012). *Estudio de caracterización de residuos sólidos urbanos domésticos y asimilables a domésticos para el Distrito Metropolitano de Quito*. Recuperado de: http://www.emaseo.gob.ec/documentos/pdf/Caracterizacion_residuos.pdf. (Octubre, 2016).
22. Compresores y Equipos S.A. de C.V. (2017). *Compresor multietapa*. Recuperado de: <http://www.compresoresyequipos.com.mx/monterrey/compresores-multi-etapa/> (Junio, 2017)
23. Cuatrecasas, LI. (2012). *Organización de la Producción y Dirección de Operaciones*. (1ra. ed.) Madrid: Ediciones Díaz de Santos.
24. Dantas, A., Marques, J. y dos Santos, V. (2011). Current stage of development of GLT technology and perspectives for Brazil. *Quim. Nova* 34(10). 1704-1716 doi. 10.1590/S0100-40422011001000004.

25. DIY Trade. (2017). *Power and Generating sets*. Recuperado de: https://www.diytrade.com/china/pd/12599371/Fengyu_1MW_rice_husk_wood_chip_biomass_gasifier_power_generation_power_plant.html (Junio, 2017)
26. Echeverri, C. (2006). Diseño Óptimo de Ciclones. *Ingenierías Universidad de Medellín*, 5(9). Recuperado de: <http://revistas.udem.edu.co/index.php/ingenierias/article/view/239/226> (Julio, 2017)
27. El Comercio. (2016). *Actualidad. Quito*. Recuperado de: <http://www.elcomercio.com/actualidad/rellenosanitario-inga-operatividad-quito-basura.html> (Julio, 2017)
28. EQTEC. (2014). *Eqtec Gasifier Technology*. Recuperado de: http://www.eqtec.es/fixer/56/EQTEC%20gasifier%20Technology_ES.pdf (Octubre, 2016)
29. Engineers Edge. (2017). *Maximum Allowable Stress Values*. Recuperado de: https://www.engineersedge.com/pressure,045vessel/maximum_allowable_stress_values_13906.htm (Mayo, 2017)
30. EnviroGlobal. (2017). *Wagner WS-11*. Recuperado de: <http://enviroglobal.es/product/Wagner-ws-11/> (Junio, 2017)
31. Fierro, J., Terreros, P., Granados, M., Ojeda, M., y Pérez, F. (2003). La síntesis de hidrocarburos Fischer-Tropsch. Retos y Perspectivas. *Anales de La Real Sociedad Española de Química. Segunda Época*, 2(2). 107-114. Recuperado de: <https://scholar.google.com/scholar?hl=es&q=La+s%C3%ADntesis+de+hidrocarburos+FischerTropsch.+Retos+y+Perspectivas.&btnG=&lr=>. (Noviembre, 2016).
32. Flowserve. (2017). *Sistemas de vacío y compresores SIHI*. Recuperado de: <https://www.flowserve.com/sites/default/files/2017-01/SIHI%20Engineered%20Systems%20ES%20A4.pdf> (Junio, 2017)

33. Frames. (2016). *Tecnología de tamiz molecular*. Recuperado de: <http://www.frames-group.com/getattachment/7059896e-d441-4c77-a7fc-27adbc5bb8b/Molecular-Sieve-pl-Spanish.pdf.aspx?ext=.pdf> (Junio, 2017)
34. Garfias-Vázquez, M., y Barnés-de-Castro, F. (2005). Diseño de una torre desetanizadora para la separación de hidrocarburos gaseosos. *Tecnología Ciencia y Educación*, 11(1-2), 17-27. Recuperado de: <http://www.imiq.org/wp-content/uploads/2012/02/1361.pdf>. (Noviembre, 2016).
35. GeneraVapor (2017). *Catálogo de válvulas reductoras de presión*. Recuperado de: <http://www.generavapor.com.pe/catalogo/valvulas-reguladoras-para-gas-755-valvula-reductora-de-presion-para-gas-hp100.html> (Julio, 2017).
36. Goff, G. y Rochelle, G. (2004). Monoethanolamine Degradation: O₂ Mass Transfer Effects under CO₂ Capture Conditions. *Industrial Eng. Chemical Res.* 43(1). 6400-6408. doi: 10.1021/ie0400245.
37. Google Ecuador. (2017). *Parque Industrial Itulcachi*. Recuperado de: <https://www.google.com.ec/maps/place/PARQUE+INDUSTRIAL+ITULCACHI/@-0.2867511,-78337668,2643m/data=!3m1!1e3!4m5!3m4!1s0x91d594899b7b8f65:0x456d3b63e1ba693e!8m2!3d-0.2867565!4d-78.3354793> (Enero, 2017)
38. He, Y., Zhang, Z., Xiang, S. y Fronczek, F. (2012). High Separation Capacity and Selectivity of C₂ Hydrocarbons over Methane within a Microporous Metal–Organic Framework. *Chemical Eur.* 18(10). 1901-1904. doi: 10.1002/chem.201103927
39. Henan Hongji Mine Machinery Co., Ltd. (2017). *Gasificador*. Recuperado de: <http://www.sinocrusher.es/b18-gas-furnace.html> (Junio 2017).

40. Henan Zhongke Engineering & Technology Co., Ltd. (2016). *Alta eficiencia ciclón colector de polvo de desulfuración de gases de combustión en lecho fluidizado*. Recuperado de: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/high-efficiency-flue-gas-fluidized-bed-desulfurization-cyclone-dust-collector-1784952823.html> (Junio 2017).
41. Henley, E. y Seader, J. (2000). *Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química*. (1era. ed.). Ciudad de México, México: Reverté.
42. HRS Heat Exchangers. (2016). *HRS Serie G*. Recuperado de: <https://www.hrs-heatexchangers.com/es/wp-content/uploads/2016/11/HRS-Serie-G-2016.pdf> (Julio, 2017)
43. Incropera, F., DeWitt, Bergman, T. y Lavine A. (2011). *Fundamentals of Heat and Mass Transfer* (7ma. ed.). Ciudad de Jefferson, Estados Unidos de América: John Wiley & Sons.
44. Ingeniería Insustrial Online. (2016). *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/> (Julio, 2017)
45. Jess, A. y Kern, C. (2009). Modeling of Multi-Tubular Reactors for Fischer-Tropsch Synthesis. *Chemical Engineering Technology* 32(8). 1164-115. doi: 10.1002/ceat.200900131.
46. KLM Technology Group. (2015). *Molecular Sieves*. Recuperado de: <http://www.klmtechgroup.com/> (Junio, 2017)
47. Laizhou Chengda Machinery Co., Ltd. (2017). *Wood dryer, Wood pellet dryer, Wood biomass pellet dryer*. Recuperado de: https://www.alibaba.com/product-detail/wood-dryer-wood-pellet-dryer-wood_.html (Junio 2017).

48. Linde. (2010). *MSDS Propileno*. Recuperado de: http://www.linde-gas.co/internet.lg.lg.col/en/images/SEGURIDADPROPILENO144_76225.pdf?v=. (Julio, 2017)
49. Luyben, W. (2001). Design of Cooled Tubular Reactors. *Industrial Engineering Chemical Res.* 40(24). 5775-5783. doi: 10.1021/ie0006716.
50. Luyben, W. (2007). *Chemical Reactor Design and Control*. (1era. ed.). Nueva Jersey, Estados Unidos: Wiley-Interscience.
51. MAN Reactors & Apparatus (2017). *Fischer-Tropsch Synthese Reactor*. Recuperado de: [http://dwe.man.eu/chemical-reactors/methanation-reactors-\(sng\)](http://dwe.man.eu/chemical-reactors/methanation-reactors-(sng)) (Junio 2017).
52. Maskepack (2010). *Banda transportadora y elevador*. Recuperado de: https://articulo.mercadolibre.com.ec/MEC-411951657-vendo-banda-transportadora-y-elevador-_JM (Junio 2017)
53. Mazzone, L. y Fernández, F. (2006). Modelling of Fischer-Tropsch Synthesis in a Tubular Reactor. *Latin American Applied Research* 36(1). 141-148. Recuperado de: http://www.scielo.org.ar/scielo.php?script=sci_abstract&pid=S0327-07932006000300002 (Marzo, 2017)
54. Medina, E. (2015). *Diseño de un Proceso para la Obtención de Petróleo Sintético mediante la Síntesis de Fischer-Tropsch. Parte 1: Unidad de Absorción*. (Trabajo de fin de grado). Universidad de Cádiz, España.
55. Metalmecánica especializada del golfo S.A. de C.V. (2013). *Separador bifásico vertical*. Recuperado de: <http://www.megsa.com.mx/productos.html#prettyPhoto/0/> (Junio 2017).
56. Meteonorm. (2017). *Climate database*. Recuperado de: <http://www.meteonorm.com/> (Enero, 2017)

57. Min, J. Nam, S. y Kim, N. (2006). A study on the characteristics of particulate matter in the syngas produced from the waste gasification with cleaning systems for energy utilization. *J Mater Cycles Waste Management* 5(1). 5-15. doi: 10.1007/s10163-016-0501-4.
58. Ministerio del Ambiente Ecuador. (2016). *Programa Nacional para la Gestión Integral de Desechos Sólidos – PNGIDS ECUADOR*. Recuperado de: <http://www.ambiente.gob.ec/programa-pngids-ecuador/> (Octubre, 2016)
59. Mungaray, A. y Ramírez, M. (2004). *Lecciones de microeconomía para microempresas*. (1ra. ed.) Ciudad de México: Universidad de Baja California.
60. Municipio del Distrito Metropolitano de Quito. (2016). *Ordenanza Metropolitana No, 0127*. Recuperado de: http://www7.quito.gob.ec/mdmq_ordenanzas/Ordenanzas/ORDENANZAS%20A%20C3%91OS%20ANTERIORES/ORDM-27%20-%20INMUEBLES%20MUNICIPALES%20-%20ARRENDAMIENTO.pdf (Junio, 2017)
61. NIST. (2017). *Libro del web de Química del National Institute of Standards and Technology*. Recuperado de: <http://webbook.nist.gov/chemistry/> (Mayo, 2017)
62. Paes, R. (2014). *Información ambiental en hogares. INEC – Ecuador en cifras*. Recuperado de: http://www.ecuadorencifras.gob.ec/documentos/web-inec/Encuestas_Ambientales/Hogares_2014/Documento_tecnico_Modulo_Ambiental_Hogares_2014. (Octubre, 2016).
63. PDVSA. (2000). *Manual de diseño de proceso*. Recuperado de: <https://es.scribd.com/doc/131311225/PDVSA-MDP-01-DP-01-TEMPERATURA-Y-PRESION-DE-DISENO> (Junio, 2017)

64. Perry, R., Green, D. y Moloney, J. (2001). *Manual del Ingeniero Químico*. (4ta. ed.). Madrid, España: McGraw-Hill.
65. Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. (4ta. ed.). Singapur: McGraw Hill International Editions.
66. PETROECUADOR. (2016). *Precios de venta combustibles*. Recuperado de: http://www.eppetroecuador.ec/wp-content/uploads/downloads/2017/10/ESTRUCTURA-DE-PRECIOS-NOVIEMBRE-2017-1_18809.pdf (Noviembre, 2017)
67. Phoenix equipment corporation (2017). *Used chemical process plants for sale*. Recuperado de: <http://www.phxequip.com/Multimedia/documents/plants/amine-plant-40-250-mmscfd-2225.pdf> (Junio 2017).
68. Ramírez, L. (2014). Análisis de las emisiones de CO₂ de los materiales usados en palas de aerogeneradores de eje vertical. En *Conferencia Científica Internacional Sostenibilidad y Cambio Climático (SyCC 14)*, Santo Domingo, República Dominicana. Recuperado de: https://www.researchgate.net/publication/303345390_Analisis_de_las_emisiones_de_CO2_de_los_materiales_usados_en_palas_de_aerogeneradores_de_eje_vertical (Octubre, 2017)
69. Raschig Jaeger Technologies. (2017). *Packed Columns*. Recuperado de: <http://s341789233.online.de/editor/assets/Info%20RASCHIG%20Pall-Ring-350.pdf> (Junio, 2017)
70. Reed, T. y Das, A. (1988). *Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems*. Recuperado de: <https://www.nrel.gov/docs/legosti/old/3022.pdf> (Mayo, 2017)

71. Rumiñahui-Aseo, EPM. (2016). *Empresa Pública Municipal de Residuos Sólidos*. Recuperado de: <http://www.ruminahui-aseo.gob.ec/serviciosepmr/> (Octubre, 2016)
72. Saci. (2016). *Bombas centrifugas*. Recuperado de: <http://www.sacipumps.com/DESCARGAS/General%20Catalogue%202016.pdf> (Junio, 2017)
73. Salas, J. (2005). Usos y comercialización de desechos sólidos industriales. *Revista Tecnología en Marcha*, 18(3), 53-60. Recuperado de: <https://dialnet.unirioja.es/descarga/articulo/4835508.pdf> (Octubre, 2016)
74. Sánchez, J., Pujol, R. y Coda, F. (2006). Planta para la recuperación del dióxido de carbono de los gases de combustión. *Técnica Industrial* 26(1). 35-41. doi: 10.1002/ceat.200900131.
75. Sapag Chain, N. (2007). *Proyectos de inversión*. (1era. ed.). Ciudad de México, México: Person Educación.
76. Sistema Único de Información Ambiental (SUIA). (2017). *Catálogo de Actividades Ambientales*. Recuperado de: http://suia.ambiente.gob.ec/catalogo_ambiental. (Junio, 2017)
77. Stewart, M. y Arnold, K. (2010 a). *Surface production operations: Design of Gas-Handling Systems and Facilities*. (3ra. ed.). Houston: Gulf Pub. Co., Book Division.
78. Stewart, M. y Arnold, K. (2010 b). *Produced water treatment field manual*. (1era. ed.) Gulf Professional: Oxford.
79. Steynberg, A. y Dry, M. (2004). *Fischer-Tropsch Technology*. (1era. ed.). Amsterdam: Elsevier.

80. Streeter, V., Wylie, B y Bedford, K. (2000). *Mecánica de Fluidos*. (9na. ed.) Santafé de Bogotá, Colombia: McGraw – Hill Interamericana, S.A.
81. The oxygen store (2017). *Airsep AS-W oxygen generator 4000-4,600 CUFTS PER HOUR*. Recuperado de: <https://www.theoxygenstore.com/airsep-as-w-oxygen-generator.html> (Junio 2017).
82. Tinaut, F., Melgar, A., Pérez, J. y Horrillo, A. (2008). Effect of biomass particle size and air superficial velocity on the gasification process in a downdraft fixed bed gasifier. An experimental and modelling study. *Fuel Process Technology* 89(11). 1076-1089. doi: 10.1016/2008.04.010.
83. Towler, G. y Sinnott, R. (2008). *Chemical Engineering Design - Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. (2da. ed.). Chemical Engineering Design. doi. 10: 0-8400-5444-0.
84. Triadó, X. (2014). *El PERT. Un método eficaz para planificación de actividades*. Recuperado de: <http://ocw.ub.edu/documentacio/teoria-i-sistemesdinfor-macio/fitxers/tema-3/PERTcast.pdf> (Julio,2017)
85. Trueba, I. (2001). *El método Pert*. Recuperado de: <http://ocw.upm.es/proyectos-de-ingenieria/proyectos-de-desarrollo-rural-i/Materiales-de-cada-tema/P-lanificacion-de-proyectos.-Metodo-PERT.pdf> (Julio, 2017)
86. UNED. (2011). *Gestión y tratamiento de residuos sólidos urbanos*. Recuperado de: <http://www2.uned.es/biblioteca/rsu/pagina4.htm>. (Octubre, 2016).
87. UNTHA shredding technology (2017). *Trituradora RS150*. Recuperado de: http://www.untha.com/es/trituradores/trituradores/rs150_p55 (Junio 2017).
88. Valiente, A. (2012). *Problemas de balance de materia y energía en la industria alimentario*. (2da. Ed). Ciudad de México, México: Limusa.

89. Van der Berghe, E. (2015). *Diseño y administre su propia empresa*. Recuperado de: https://books.google.com.ec/books?id=kdzDDQAAQBAJ&pg=PT76&dq=macrolocalizacion+y+microlocalizacion+de+una+planta&hl=es-419&sa=X&ved=0ahUKEwi8lLu1a7UAhWF1CYKHXMUA_oQ6AEILzAD#v=onepage&q=macrolocalizacion&f=false (Junio, 2017).
90. Wuxi nanquan pharmaceutical chemical container factory (2017). *Distillation column equipment*. Recuperado de: https://www.alibaba.com/product-detail/ASME-certificate-distillation-equipment-distillation-column_60586486446.html?s=p (Junio 2017)
91. Zainal, Z., Ali, R., Lean, C. y Seetharamu, K. (2001). Prediction of a performance of a downdraft gasifier using equilibrium modeling for different biomass materials. *Energy Conversion & Management*. 1(42). 1499-1515. doi. 10.1016/S0196-8904(00)00078-9.

ANEXOS

ANEXO I

CARACTERIZACIÓN DE LA FRACCIÓN ORGÁNICA DE LOS RSU

La materia prima que ingresa a la planta de producción de propileno la constituye la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (RSU) provenientes del cantón Rumiñahui. Para realizar los balances de masa y energía, así como el diseño del gasificador, fue necesario realizar una caracterización física de los RSU y así conocer la humedad, el contenido de cenizas y el poder calórico de los residuos (Basu y Kaushal, 2009, p. 10). Las muestras de la materia prima fueron proporcionadas por la empresa encargada de la recolección de los RSU en el cantón Rumiñahui.

La determinación del contenido de humedad en la fracción orgánica de los RSU se realizó bajo el procedimiento especificado en la norma Estándar Británico (BS EN 14774-3): “*Solid biofuels – Determination of moisture content-Oven dry method. Moisture in general analysis sample*” (BS EN 14774-3, 2009). Se sometieron 3 muestras de la fracción recolectada a un secado a 373 K por un período de 12 horas y los resultados de estos análisis se presentan en la Tabla AI.2.

La determinación del contenido de cenizas presente en la fracción orgánica de los RSU se realizó bajo el procedimiento descrito en la Norma Europea – Estándar Británico (BS EN 14775): “*Solid biofuels – Determination of ash content*” (BS EN 14775, 2009). Se sometieron 3 muestras de la fracción recolectada a un tratamiento térmico a 623 K por un período de 120 minutos. Los resultados de estos análisis se presentan en la Tabla AI.3.

La determinación del poder calórico de la fracción orgánica de los RSU se realizó bajo el procedimiento descrito en la Norma Europea – Estándar Británico (BS EN 14918): “*Solid biofuels – Determination of calorific value*” (BS EN 14918, 2009). Se analizaron 3 muestras de la fracción recolectada y se realizaron 2 ensayos por cada muestra. Los resultados de estos análisis se presentan en la Tabla AI.4.

En la Tabla AI.1 se detallan las especificaciones de los equipos utilizados para realizar los diferentes análisis anteriormente descritos, los cuales se realizaron en los laboratorios de la Facultad de Ingeniería Química y Agroindustria de la Escuela Politécnica Nacional, dentro del proyecto de vinculación “Caracterización de los residuos sólidos de origen doméstico y comercial producidos en el cantón Rumiñahui”, código PVS-2016- 017, cuyo respaldo se muestra en la Figura AI.1

Tabla AI.1. Especificaciones de los equipos usados para los análisis de caracterización de la fracción orgánica de los RSU

Análisis	Especificación del equipo				
	Tipo	Marca	Modelo	Precisión	Especificaciones adicionales
Contenido de humedad	Estufa eléctrica	“POL-EKO”	SLN-115-STD	0,1 °C	-
Contenido de cenizas	Mufla eléctrica	“Nabertherm”	L9/11/C6	1,0 °C	-
Poder calórico	Calorímetro adiabático	“Parr”	2917	0,1 °C	Constante del calorímetro: 7654,7 kJ kg ⁻¹ Calor de combustión del alambre empleado: 26,9 J

Tabla AI.2. Resultados de los ensayos de contenido de humedad de la fracción orgánica de los RSU

# Crisol	Peso crisol (g)			Peso crisol + muestra (g)						Humedad (%)
	t = 60 min	t = 80 min	t = 0 min	t = 120 min	t = 140 min	t = 160 min	t = 180 min	t = 12 horas		
1	19,674	19,674	30,016	26,374	25,652	25,225	25,032	21,967	77,83	
2	21,476	21,475	34,005	29,939	29,070	28,554	28,310	24,009	79,78	
3	21,351	21,351	29,895	26,122	25,446	25,070	24,899	23,343	76,69	

Tabla AI.3. Resultados de los ensayos de contenido de cenizas de la fracción orgánica de los RSU

# Crisol	Peso crisol (g)	Peso crisol + muestra (g)			Humedad (%)	Contenido cenizas (% p/p en base seca)
		Antes secado	Después secado	Después de 120 min a 550 °C		
1	19,684	27,9975	21,4501	19,8560	78,7500	9,8317
2	21,476	34,7335	24,1836	21,7321	79,5800	9,5277
3	21,352	29,6110	22,9883	21,5093	80,1800	9,7187

Tabla AI.4. Resultados de los ensayos de poder calórico de la fracción orgánica de los RSU

# Crisol	# Ensayo	T inicial (°C)	T final (°C)	Masa crisol (g)	Masa muestra + alambre (g)	Masa alambre (g)	Masa perdida en manipulación (g)	Masa muestra (g)	Masa crisol + cenizas (g)	Masa final Residuo (g)	Poder calórico (kJ/kg)
1	1	20,40	20,80	12,1672	0,3012	0,0120	0,0008	0,2884	12,2435	0,0763	14 309,194
	2	20,20	20,90	12,1672	0,5502	0,0104	0,0682	0,4716	12,2987	0,1315	15 675,948
2	1	20,30	21,60	12,2014	0,4818	0,0103	0,1283	0,3432	12,2550	0,0536	34 268,681
	2	20,30	21,30	12,1673	0,5638	0,0100	0,0016	0,5522	12,2567	0,0894	16 481,850
3	1	20,20	20,90	12,2019	0,3688	0,0100	0,0144	0,3444	12,2353	0,0334	17 142,733
	2	20,20	21,30	12,2018	0,5981	0,1050	0,0195	0,4736	12,2549	0,0531	19 960,214

Por otra parte, con los datos del análisis elemental de la fracción orgánica de los RSU presentados en el Capítulo 4, Sección 4.2, se determinó la fórmula empírica correspondiente a los residuos, procedimiento detallado en la Tabla AI.5

Tabla AI.5. Resultados de la determinación de la fórmula empírica de la fracción orgánica de los RSU

Elemento	Composición (%)	g (Para 100 g)	Peso atómico (g/mol)	Moles	Relación	Relación/2	Subíndices
C	0,50	57,01	12,00	4,75	2,14	1,07	1,00
H	0,06	7,41	1,00	7,41	3,36	1,68	1,58
O	0,32	35,58	16,00	2,22	1,11	0,56	0,53

Por tanto, la fórmula empírica de la fracción orgánica de los RSU, de peso molecular 22,01 kg kmol⁻¹ queda:



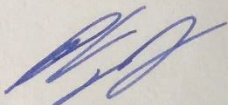
CERTIFICADO

Quito, 25 de mayo de 2017

A quien corresponda.

Certifico que la señorita Cindy Gabriela Delgado Delgado con C.I. 0401559984 participó en el desarrollo del proyecto de vinculación: "Caracterización de los residuos sólidos de origen doméstico y comercial producidos en el cantón Rumiñahui", código PVS-2016-017; para el cual realizó análisis de propiedades físicas: humedad, contenido de cenizas, contenido de materia volátil y poder calórico de los residuos sólidos. Dichos ensayos se llevaron a cabo en el Laboratorio de Cerámica de la Escuela Politécnica Nacional, bajo supervisión y con la colaboración del Ingeniero Andrés Chico, MSc., jefe del Laboratorio de Cerámica; del 1 al 21 de octubre de 2016.

Atentamente;



Ing. Paul Vargas Jentsch, Ph.D

DIRECTOR PROYECTO "CARACTERIZACIÓN DE LOS RESIDUOS SÓLIDOS
DE ORIGEN DOMÉSTICO Y COMERCIAL PRODUCIDOS EN EL CANTÓN
RUMIÑAHUI"

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

Figura AI.1. Certificado de la participación en el proyecto de vinculación PVS-2016-01

ANEXO II

BALANCE DE MASA EN LOS EQUIPOS DE PREPARACIÓN DE LA MATERIA PRIMA (RSU)

Para que la materia prima que sirve como combustible del gasificador ingrese bajo condiciones adecuadas fue necesario seleccionar equipos de trituración y secado, ya que es aconsejable que el diámetro de partícula del combustible no supere los 20 mm para un gasificador tipo *downdraft* (Basu y Kaushal, 2009, pp. 10-13) y la humedad de entrada requerida de los RSU al gasificador es 25 %.

Triturador Z-101

Para reducir el tamaño de partícula de la parte orgánica de los RSU que contiene desechos orgánicos de cocina y/o restos de comida, se seleccionó un triturador de discos de corte cuyo tamaño de partícula final es 15 (mm), el balance de masa de este equipo y las condiciones de operación se muestran en la Tabla AII.1.

Tabla AII.1. Balance de masa y condiciones de operación del triturador Z-101

Parámetro	Valor	Unidades
Flujo másico de residuos orgánicos de entrada	576,77	kg h ⁻¹
Flujo másico de residuos orgánicos de salida	576,77	kg h ⁻¹
Tamaño de partícula inicial	30,00	mm
Tamaño de partícula final*	15,00	mm
Temperatura de operación	293,00	K
Presión de operación	101,30	kPa
Potencia*	78,00	kW

* (Untha, 2017)

Secador T-101

Para que la materia prima que ingrese al gasificador tenga una humedad aproximada del 25 %, se seleccionó un secador continuo para disminuir la humedad de la fracción de RSU correspondiente a desechos orgánicos. La cantidad de agua evaporada se calculó con la Ecuación AII.1 (Valiente, 2012, p. 34). El balance de masa de este equipo y las condiciones de operación se muestran en la Tabla AII.3.

$$E = F_1 * w_1 - F_1 * \left(\frac{1 - w_1}{1 - w_2} \right) \quad [\text{AII.1}]$$

Donde:

E: agua evaporada (kg h^{-1})

F_1 : flujo másico de entrada del material húmedo (kg h^{-1})

w_1 : fracción de humedad inicial, en peso

w_2 : fracción de humedad final, en peso

$$E = 1\,340,00 * 0,781 - 1\,340,00 * \left(\frac{1 - 0,781}{1 - 0,25} \right) = 948,36 \text{ (kg h}^{-1}\text{)}$$

Tabla AII.2. Balance de masa y condiciones de operación del secador T-101

Parámetro	Valor	Unidades
Flujo másico de residuos orgánicos de entrada ($w=0.78$)	1 340,00	kg h^{-1}
Flujo másico de residuos orgánicos de salida ($w=0.25$)	391,64	kg h^{-1}
Agua evaporada	948,36	kg h^{-1}
Temperatura de operación	350,00	K
Presión de operación	101,30	kPa
Potencia*	60,00	kW

* (Laizhou Chengda Machinery Co., 2017)

ANEXO III

BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN EL GASIFICADOR Y SISTEMA DE REMOCIÓN DE MATERIAL PARTICULADO

Para realizar el balance de masa y energía en el gasificador se tomó en cuenta el modelo matemático de equilibrio presentado por Zainal et al., (2001) en donde se realizan una serie de aproximaciones para la resolución del balance de masa y energía en un gasificador tipo *downdraft*, tomando en cuenta una reacción global de gasificación con el fin de simplificar la complejidad del proceso.

Para el desarrollo del modelo de equilibrio en un gasificador tipo *downdraft*, las reacciones químicas tomadas en cuenta son (Zainal et al., 2001, p. 1501), las que se presentan en las Ecuaciones AIII.1, AIII.2 Y AIII.3.



Las Ecuaciones AIII.1 y AIII.2 se combinan en la reacción "*shift*", presentada en la Ecuación AIII.4:

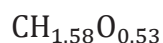


Las constantes de equilibrio para las reacciones expresadas en las ecuaciones AIII.3 y AIII.4 son, respectivamente:

$$K_1 = \frac{P_{\text{CH}_4}}{(P_{\text{H}_2})^2} \quad [\text{AIII.5}]$$

$$K_2 = \frac{P_{\text{CO}_2} * P_{\text{H}_2}}{P_{\text{CO}} * P_{\text{H}_2\text{O}}} \quad [\text{AIII.6}]$$

La fórmula empírica para los RSU es:



La reacción global para la gasificación puede ser descrita con la Ecuación AIII.7 (Zainal et al., 2001, p. 1502):



Donde:

- w: cantidad de agua por kmol de RSU
- m: cantidad de oxígeno por kmol de RSU
- x_i : coeficiente del producto de la reacción i

Se definió el contenido de humedad (M) presente en la materia prima con la Ecuación AIII.8, para un peso molecular de RSU de 22,01 kg kmol⁻¹ (Zainal et al., 2001, p. 1502):

$$M = \frac{\text{masa de agua}}{\text{masa de materia húmeda}} * 100\% \quad [\text{AIII.8}]$$

$$M = \frac{18 w}{22,01 + 18 w} * 100\%$$

Se tiene que:

$$w = \frac{22,01 M}{18 (1 - M)}$$

De la reacción global se tienen 6 incógnitas: x_1, x_2, x_3, x_4, x_5 y m , por lo que se deben formular 6 reacciones, 3 de ellas del balance de masa por especies, las cuales se expresan en las Ecuaciones AIII.9, AIII.10 y AIII.11:

Balance de carbono:

$$x_2 + x_3 + x_5 = 1 \quad \text{[AIII.9]}$$

Balance de hidrógeno:

$$1,58 + 2w = 2x_1 + 2x_4 + 4x_5$$

$$0,79 + w = x_1 + x_4 + 2x_5 \quad \text{[AIII.10]}$$

Balance de oxígeno:

$$0,53 + w + 2m = x_2 + 2x_3 + x_4 \quad \text{[AIII.11]}$$

De las Ecuaciones AIII.5 y AIII.6 se tienen las Ecuaciones AIII.12 y AIII.13:

$$K_1 = \frac{x_5}{(x_1)^2} \quad \text{[AIII.12]}$$

$$K_2 = \frac{x_3 * x_1}{x_2 * x_4} \quad \text{[AIII.13]}$$

El balance de energía en el gasificador, asumiendo un proceso adiabático, se describe por la Ecuación AIII.14 (Zainal et al., 2001, p. 1503):

$$H_{fRSU}^0 + w (H_{fH_2O(l)}^0 + L_{vap}) + m H_{fO_2}^0 = x_1 H_{fH_2}^0 + x_2 H_{fCO}^0 + x_3 H_{fCO_2}^0 \quad [AIII.14]$$

$$+ x_4 H_{fH_2O(g)}^0 + x_5 H_{fCH_4}^0 + \Delta T (x_1 C_{pH_2} + x_2 C_{pCO} + x_3 C_{pCO_2} + x_4 C_{pH_2O} + x_5 C_{pCH_4})$$

Conociendo que bajo condiciones estándar las entalpías de formación de elementos diatómicos son nulas (Zainal et al., 2001, p. 1503), la Ecuación AIII.14 se expresa en la Ecuación AIII.15:

$$H_{fRSU}^0 + w (H_{fH_2O(l)}^0 + L_{vap}) = x_2 H_{fCO}^0 + x_3 H_{fCO_2}^0 + x_4 H_{fH_2O(g)}^0 + x_5 H_{fCH_4}^0$$

$$+ \Delta T (x_1 C_{pH_2} + x_2 C_{pCO} + x_3 C_{pCO_2} + x_4 C_{pH_2O} + x_5 C_{pCH_4}) \quad [AIII.15]$$

Donde:

H_{fRSU}^0	entalpía de formación de los RSU (kJ kgmol^{-1})
$H_{fH_2O(l)}^0$	entalpía de formación del agua líquida (kJ kgmol^{-1})
L_{vap}	calor latente de vaporización del agua (kJ kgmol^{-1})
$H_{fH_2O(g)}^0$	entalpía de formación del vapor de agua (kJ kgmol^{-1})
H_{fi}^0	entalpía de formación del componente i (kJ kgmol^{-1})
C_{pi}	calor específico del componente i ($\text{kJ kgmol}^{-1} \text{K}^{-1}$)

Además, se consideró que ΔT corresponde a la diferencia entre la temperatura ambiente y la temperatura de gasificación.

Tomando en cuenta que se puede denotar al cambio de entalpía de un compuesto gaseoso como dH , se tiene la Ecuación AIII.16 (Zainal et al., 2001, p. 1503):

$$dH_i = H_{fi}^0 + \Delta H_i, \quad y \quad \Delta H_i = \Delta T (C_{pi}) \quad [AIII.16]$$

Para los RSU y el agua se tiene:

$$dH_{RSU} = H_{fRSU}^0$$

$$dH_{H_2O(l)} = H_{fH_2O(l)}^0 + L_{vap}$$

Por lo tanto, la Ecuación [AIII.15] queda en la Ecuación AIII.17:

$$\begin{aligned} dH_{RSU} + wdH_{H_2O(l)} \\ = x_1dH_{H_2} + x_2dH_{CO} + x_3dH_{CO_2} + x_4dH_{H_2O(g)} + x_5dH_{CH_4} \end{aligned} \quad [AIII.17]$$

De las Ecuaciones AIII.9, AIII.10, AIII.11, AIII.12, AIII.13 y AIII.17 se obtiene el sistema de 6 ecuaciones y 6 incógnitas que se analizará posteriormente. Agrupando dicho sistema se tiene:

De la Ecuación AIII.9, la Ecuación AIII.18:

$$x_5 = 1 - x_2 - x_3 \quad [AIII.18]$$

De la Ecuación AIII.10, la Ecuación AIII.19:

$$x_4 = 0,79 + w - x_1 - 2x_5 \quad [AIII.19]$$

Sustituyendo la Ecuación AIII.18 en la Ecuación AIII.19, se tiene la Ecuación AIII.20:

$$\begin{aligned} x_4 &= 0,79 + w - x_1 - 2(1 - x_2 - x_3) \\ x_4 &= w - x_1 + 2x_2 + 2x_3 - 1,21 \end{aligned} \quad [AIII.20]$$

De la Ecuación [AIII.11]:

$$m = \frac{1}{2}(x_2 + 2x_3 + x_4 - w - 0,53) \quad [AIII.21]$$

Sustituyendo la Ecuación AIII.20 en la Ecuación AIII.21, se obtiene la Ecuación AIII.22:

$$m = \frac{1}{2}(x_2 + 2x_3 + w - x_1 + 2x_2 + 2x_3 - 1,21 - w - 0,53)$$

$$m = \frac{1}{2}(-x_1 + 3x_2 + 4x_3 - 1,74) \quad [\text{AIII.22}]$$

De la Ecuación AIII.12 y AIII.13; se obtienen las Ecuaciones AIII.23 y AIII.24.

$$x_5 = K_1 * (x_1)^2 \quad [\text{AIII.23}]$$

$$x_3 * x_1 = K_2 * x_2 * x_4 \quad [\text{AIII.24}]$$

Sustituyendo la Ecuación AIII.18 en la Ecuación AIII.23, se obtiene la Ecuación AIII.25:

$$1 - x_2 - x_3 = K_1 * (x_1)^2$$

$$(x_1)^2 K_1 + x_2 + x_3 - 1 = 0 \quad [\text{AIII.25}]$$

Sustituyendo la Ecuación AIII.19 en la Ecuación AIII.24, se obtiene la Ecuación AIII.26:

$$x_3 x_1 - x_2 (w - x_1 + 2x_2 + 2x_3 - 1,19) K_2 = 0$$

$$- (x_1 x_2) K_2 + (w - 1,19) x_2 K_2 + 2(x_2)^2 K_2 + 2(x_2 x_3) K_2 - x_1 x_3 = 0 \quad [\text{AIII.26}]$$

Sustituyendo las Ecuaciones AIII.18, AIII.20 y AIII.22 en la Ecuación AIII.17 se tiene la Ecuación AIII.27:

$$x_1 dH_{H_2} + x_2 dH_{CO} + x_3 dH_{CO_2} + (w - x_1 + 2x_2 + 2x_3 - 1,21) dH_{H_2O(g)} + \\ (1 - x_2 - x_3) dH_{CH_4} - dH_{RSU} - w dH_{H_2O(l)} = 0$$

$$(dH_{H_2} - dH_{H_2O(g)}) x_1 + (dH_{CO} + 2dH_{H_2O(g)} - dH_{CH_4}) x_2 + \\ (dH_{CO_2} + 2 dH_{H_2O(g)} - dH_{CH_4}) x_3 + w (dH_{H_2O(g)} - dH_{H_2O(l)}) - 1,21dH_{H_2O(g)} \\ + dH_{CH_4} - dH_{RSU} = 0 \quad [AIII.27]$$

Para simplificar la Ecuación AIII.27 se agrupa de la siguiente manera:

$$A = dH_{H_2} - dH_{H_2O(g)}$$

$$B = dH_{CO} + 2dH_{H_2O(g)} - dH_{CH_4}$$

$$C = dH_{CO_2} + 2 dH_{H_2O(g)} - dH_{CH_4}$$

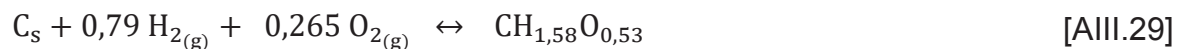
$$D = dH_{H_2O(g)} - dH_{H_2O(l)}$$

$$E = - 1,21 dH_{H_2O(g)} + dH_{CH_4} - dH_{RSU}$$

Por lo tanto, se tiene la Ecuación AIII.28:

$$Ax_1 + Bx_2 + Cx_3 + Dw + E = 0 \quad [AIII.28]$$

El calor de formación de una mol de RSU ($CH_{1,58}O_{0,53}$), teóricamente está dado por la reacción (Zainal et al., 2001, p. 1503):



Sin embargo, la formación de dicho compuesto se basa en las siguientes reacciones, con calores de formación conocidos (Zainal et al., 2001, p. 1505):

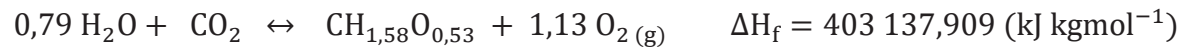
(a):



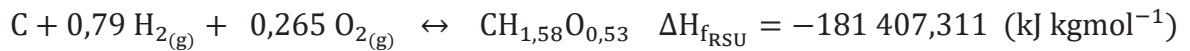
(b):



(c):



(a)+(b)+(c):



Sabiendo que la reacción (c) corresponde a la combustión de los RSU, por lo tanto, se toma en cuenta el poder calórico obtenido experimentalmente.

A una presión constante, el calor específico se expresa con la Ecuación AIII.30 y la entalpía con la Ecuación AIII.31 (Zainal et al., 2001, p. 1505).

$$C_p = \left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_p \rightarrow dH = C_p * dT \quad [\text{AIII.30}]$$

$$\Delta H = \int_{T_1}^{T_2} C_p dT \quad [\text{AIII.31}]$$

Integrando la Ecuación AIII.31 se tiene la Ecuación AIII.32:

$$\Delta H = C_{p_m} (T_2 - T_1) \quad [\text{AIII.32}]$$

Donde C_{p_m} es el calor específico promedio entre las temperaturas T_2 (gasificación) y T_1 (ambiente), y se expresa con la Ecuación AIII.33 (Zainal et al., 2001, p. 1505):

$$C_{p_m} = \frac{\int_{T_1}^{T_2} C_p dT}{T_2 - T_1} \quad [\text{AIII.33}]$$

Teniendo en cuenta la Ecuación AIII.34:

$$T_m = \frac{T_2 + T_1}{2} \quad [\text{AIII.34}]$$

El calor específico medio en función de la temperatura, de manera empírica, puede expresarse con la Ecuación AIII.35 (Perry et al., 2001, p. (2)174):

$$C_{p_m} = R \left(A + B T_m + \frac{C}{3} (4 T_m^2 - T_1 T_2) + \frac{D}{T_1 T_2} \right) \quad [\text{AIII.35}]$$

Donde A, B, C y D son constantes propias de los gases en estudio y se muestran en la Tabla AIII.1 y R es la constante universal de los gases.

▪ EJEMPLO DE CÁLCULO

Tomando en consideración una temperatura ambiente $T_1 = 298 \text{ K}$ y una temperatura de gasificación $T_2 = 1\,173 \text{ K}$, se tiene:

$$T_m = \frac{T_2 + T_1}{2} = \frac{(298 + 1\,173)\text{K}}{2} = 735,5 \text{ K}$$

Reemplazando la T_m y las respectivas constantes de los gases en la ecuación [AIII.35]:

$$C_{p_{H_2}} = 8,314 \left(3,249 + (0,422 * 10^{-3} * 735,5) + \frac{0,083 * 10^5}{(298 * 1\,173)} \right)$$

$$C_{p_{H_2}} = 29,790 \text{ (kJ kgmol}^{-1} \text{ K}^{-1}\text{)}$$

$$C_{pCH_4} = 80,561 (\text{kJ kgmol}^{-1} \text{K}^{-1})$$

$$C_{pCO} = 31,400 (\text{kJ kgmol}^{-1} \text{K}^{-1})$$

$$C_{pCO_2} = 49,020 (\text{kJ kgmol}^{-1} \text{K}^{-1})$$

$$C_{pH_2O} = 38,004 (\text{kJ kgmol}^{-1} \text{K}^{-1})$$

De la Ecuación AIII.32, el cambio de entalpía para cada gas será:

$$\Delta H_{H_2} = C_{pH_2} (T_2 - T_1) = 29,790 (\text{kJ kgmol}^{-1} \text{K}^{-1}) * (1\,173 - 298)\text{K}$$

$$\Delta H_{H_2} = 26\,066,343 (\text{kJ kgmol}^{-1})$$

$$\Delta H_{CH_4} = 51\,449,722 (\text{kJ kgmol}^{-1})$$

$$\Delta H_{CO} = 27\,475,313 (\text{kJ kgmol}^{-1})$$

$$\Delta H_{CO_2} = 42\,892,474 (\text{kJ kgmol}^{-1})$$

$$\Delta H_{H_2O} = 33\,253,541 (\text{kJ kgmol}^{-1})$$

Con el valor de cambio de entalpía y la entalpía de formación, se reemplaza en la Ecuación AIII.15, para obtener el valor de dH para cada gas:

$$dH_{H_2} = H_{fH_2}^0 + \Delta H_{H_2} = 26\,066,343 (\text{kJ kgmol}^{-1})$$

$$\begin{aligned} dH_{CH_4} &= H_{fCH_4}^0 + \Delta H_{CH_4} = (-74\,520,00 + 51\,449,722) \\ &= -23\,070,278 (\text{kJ kgmol}^{-1}) \end{aligned}$$

$$dH_{CO} = -83\,049,687 (\text{kJ kgmol}^{-1})$$

$$dH_{CO_2} = -350\,616,526 (\text{kJ kgmol}^{-1})$$

$$dH_{H_2O(g)} = -208\,564,459 (\text{kJ kgmol}^{-1})$$

$$dH_{H_2O(l)} = -245\,204,000 (\text{kJ kgmol}^{-1})$$

$$dH_{RSU} = 589\,381,580 (\text{kJ kgmol}^{-1})$$

La constante de equilibrio de una reacción en función de la temperatura se expresa en la Ecuación AIII.36:

$$-R T \ln K = \Delta G^0$$

[AIII.36]

Donde ΔG^0 es la energía libre de Gibbs estándar de formación y se relaciona con la temperatura y la entalpía con la Ecuación AIII.37 (Atkins y de Paula, 2006, p. 212):

$$\frac{d(\Delta G^0/RT)}{dT} = -\frac{\Delta H^0}{RT^2} \quad [\text{AIII.37}]$$

De la Ecuación AIII.36 se tiene la Ecuación AIII.38:

$$\frac{\Delta G^0}{RT} = -\ln K \quad [\text{AIII.38}]$$

Reemplazando esta última ecuación en la Ecuación AIII.36, se obtiene la Ecuación AIII.39:

$$\frac{d \ln K}{dT} = \frac{\Delta H^0}{RT^2} \quad [\text{AIII.39}]$$

Al ser la entalpía de formación ΔH^0 una función de la temperatura, la Ecuación AIII.38 se puede integrar y obtener la Ecuación AIII.40:

$$\ln K = \int \frac{\Delta H^0}{RT^2} dT + I \quad [\text{AIII.40}]$$

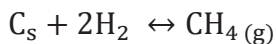
Donde I es la constante de integración.

Por otra parte, en función de la temperatura, la entalpía de formación viene dado por la Ecuación AIII.41 (Perry et al., 2001, p. (4) 5):

$$\frac{\Delta H^0}{R} = \frac{J}{R} + (\Delta A)T + \frac{\Delta B}{2}T^2 + \frac{\Delta C}{3}T^3 - \frac{\Delta D}{T} \quad [\text{AIII.41}]$$

En donde J es una constante y los términos ΔA , ΔB , ΔC y ΔD representan la suma de las constantes propias de cada gas usadas en la obtención del calor específico y

se calculan para cada reacción correspondiente. Considerando la reacción AIII.3, los términos antes mencionados serán (Perry et al., 2001, p. (4)10):



$$\Delta A = A_{CH_4} - A_C - 2A_{H_2} = 1,702 - 1,771 - (2 * 3,249) = -6,567$$

$$\Delta B = B_{CH_4} - B_C - 2B_{H_2} = 7,47 * 10^{-3}$$

$$\Delta C = C_{CH_4} - C_C - 2C_{H_2} = -2,16 * 10^{-6}$$

$$\Delta D = D_{CH_4} - D_C - 2D_{H_2} = 7,01 * 10^4$$

Sustituyendo la Ecuación AIII.41 en la Ecuación AIII.40 e integrando, se tiene la Ecuación AIII.42:

$$\ln K = -\frac{J}{RT} + (\Delta A) \ln T + \frac{\Delta B}{2} T + \frac{\Delta C}{6} T^2 - \frac{\Delta D}{2T^2} + I \quad [AIII.42]$$

Reemplazando la Ecuación AIII.38 en la Ecuación AIII.42 se obtiene la Ecuación AIII.43:

$$\Delta G^0 = J - RT \left[(\Delta A) \ln T + \frac{\Delta B}{2} T + \frac{\Delta C}{6} T^2 - \frac{\Delta D}{2T^2} + I \right] \quad [AIII.43]$$

Para conocer los valores de las constantes de integración I y J, se reemplazan los valores conocidos de la entalpía y la energía libre de Gibbs (Tabla AIII.2) correspondientes a la temperatura estándar de 298 K, de la siguiente manera, para la reacción representada en la Ecuación AIII.3:

$$\Delta H_{CH_4}^0 = -74\,520 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

$$\Delta G_{CH_4}^0 = -50\,460 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

Sustituyendo estos valores en la Ecuación AIII.41:

$$\frac{-74\,520}{8,314} = \frac{J}{8,314} + (-6,567)298 + \frac{7,47 * 10^{-3}}{2}(298)^2 + \frac{-2,16 * 10^{-6}}{3}(298)^3 - \frac{7,01 * 10^4}{298}$$

$$J = -58\,893,22$$

Y sustituyendo los valores en la Ecuación AIII.43:

$$-50\,460 = -79\,991,471 - (8,314 * 298)$$

$$\left[(-6,567) \ln(298) + \frac{7,47 * 10^{-3}}{2}(298) + \frac{-2,16 * 10^{-6}}{6}(298)^2 - \frac{7,01 * 10^4}{2(298)^2} + I \right]$$

$$I = 24,80$$

Por lo tanto, de la Ecuación AIII.42 se puede obtener el valor de la constante de reacción K_1 , para cualquier temperatura. Con lo cual es posible describir la Ecuación AIII.44:

$$\ln K_1 = \frac{76\,991,471}{RT} + (-6,567) \ln T + (3,73 * 10^{-3})T + (3,61 * 10^{-7})T^2 - \frac{3,51 * 10^4}{T^2} + 32,9 \quad [\text{AIII.44}]$$

De igual manera, para la reacción representada en la Ecuación AIII.4 se sustituyen los respectivos valores para obtener la ecuación de la constante de reacción K_2 en función de la temperatura, en la Ecuación AIII.45:

$$\ln K_2 = \frac{68\,923,159}{RT} + (1,86) \ln T - (2,69 * 10^{-4})T + \frac{5,82 * 10^4}{T^2} - 17,74 \quad [\text{AIII.45}]$$

A continuación, se presentan las Tablas AIII.1 y AIII.2 que contienen información de las propiedades de los diferentes compuestos gaseosos, para reemplazar dicha información en las ecuaciones que se han establecido.

Tabla AIII.1. Constantes de los gases para el cálculo de la capacidad calorífica

Gas	A	B	C	D
CH ₄	1,702	9,08E-03	-2,16E-06	-
H ₂	3,249	4,22E-04	-	8,30E+03
CO	3,376	5,57E-04	-	-3,10E+03
CO ₂	5,457	1,05E-03	-	-115 700
H ₂ O	3,47	1,45E-03	-	1,21E+04
C	1,771	7,71E-04	-	-86 700

(Perry et al., 2001, p. (2) 170)

Tabla AIII.2. Entalpía y energía libre de Gibbs de formación estándar de diferentes gases

Gas	Hf (kJ/kmol)	Gf (kJ/kmol)
CH ₄	-74 520	-50 460
H ₂	0	0
CO	-110 525	-137 169
CO ₂	-393 509	-394 359
H ₂ O (g)	-241 818	-228 572
H ₂ O (l)	-285 830	-237 129

(Perry et al., 2001, p. (4) 15)

Los cálculos anteriormente descritos se resolvieron mediante el software de programación MATLAB y a continuación se muestra el código desarrollado:

```

clc
clear all
H=0:5:40;
%T=1003:10:1173;
x1=zeros(1,size(H,2));
x2=x1;
x3=x1;
for ii=1:size(H,2)
R=8.314;
T=1073;
k1=exp((7682.848./(T))-(6.567*log(T))+(3.733*10.^(-3)*T)-(3.61*10.^(-7)*(T.^2))+(0.701*10.^5)/(2*T.^2))+24.8);
k2=exp((5800.53)/(T)+1.86.*(log(T))-2.69*10.^(-4)*T-(5.82*10^(4))/(T.^2)-17.745);

```

```

T1=298;
Tm=(T1+T)/2;
w=(22.01*(H(ii)/100))/(18*(1-(H(ii)/100)));

%Para H2
%Constantes
aH2=3.249;
bH2=4.22*10^-4;
cH2=0;
dH2=8.3*10^3;
HfH2=0;
LpH2=0;
GfH2=0;
CpH2=R*(aH2+bH2*Tm+(cH2/3)*(4*Tm.^2-T1*T)+dH2./(T1*T));
DeltaHH2=CpH2.*(T-298);
dHH2=DeltaHH2+HfH2;

%Para CH4
%Constantes
aCH4=1.702;
bCH4=9.08*10^-3;
cCH4=-2.16*10^-6;
dCH4=0;
HfCH4=-74520;
LpCH4=0;
GfCH4=-50460;
CpCH4=R*(aCH4+bCH4*Tm+(cCH4/3)*(4*Tm.^2-T1*T)+dCH4./(T1*T));
DeltaHCH4=CpCH4.*(T-298);
dHCH4=DeltaHCH4+HfCH4;
%Para CO
%Constantes
aCO=3.376;
bCO=5.57*10^-4;
cCO=0;
dCO=-3.1*10^3;
HfCO=-110525;
LpCO=0;
GfCO=-137169;
CpCO=R*(aCO+bCO*Tm+(cCO/3)*(4*Tm.^2-T1*T)+dCO./(T1*T));
DeltaHCO=CpCO.*(T-298);
dHCO=DeltaHCO+HfCO;
%Para CO2
%Constantes
aCO2=5.457;
bCO2=1.05*10^-3;
cCO2=0;
dCO2=-115700;
HfCO2=-393509;
LpCO2=0;
GfCO2=-394359;
CpCO2=R*(aCO2+bCO2*Tm+(cCO2/3)*(4*Tm.^2-T1*T)+dCO2./(T1*T));
DeltaHCO2=CpCO2.*(T-298);
dHCO2=DeltaHCO2+HfCO2;

%Para H2Og
%Constantes
aH2Og=3.47;
bH2Og=1.45*10^-3;
cH2Og=0;

```

```

dH2Og=12100;
HfH2Og=-241818;
LpH2Og=0;
GfH2Og=-228572;
CpH2Og=R*(aH2Og+bH2Og*Tm+(cH2Og/3)*(4*Tm.^2-T1*T)+dH2Og./(T1*T));
DeltaHH2Og=CpH2Og.*(T-298);
dHH2Og=DeltaHH2Og+HfH2Og;
    %Para H2O1
    %Constantes
aH2O1=1.771;
bH2O1=7.71*10^-4;
cH2O1=0;
dH2O1=-86700;
HfH2O1=-285830;
LpH2O1=40626;
GfH2O1=-237129;
CpH2O1=R*(aH2O1+bH2O1*Tm+(cH2O1/3)*(4*Tm.^2-T1*T)+dH2O1./(T1*T));
DeltaHH2O1=CpH2O1.*(T-298);
dHH2O1=LpH2O1+HfH2O1;
HfRSU=-118050;

A=dHH2-dHH2Og;%-1.88*dHN2;
B=dHCO+2*dHH2Og-dHCH4;%+5.64*dHN2;
C=dHCO2+2*dHH2Og-dHCH4;%7.52*dHN2;
D=dHH2Og-dHH2O1;
E=((-1.28*dHH2Og)+dHCH4-HfRSU);%-(3.6472*dHN2)
F=@(x) [k1*(x(1)^2)+x(2)+x(3)-1;-k2*(x(1)*x(2))+(w-1.19)*x(2)*k2+2*x(2)^2*k2+2*k2*(x(2)*x(3))-x(1)*x(3);(A*x(1))+(B*x(2))+(C*x(3))+(D*w)+E];
f=fsolve(F,[0.6,0.3,0.2])
x1(ii)=f(1);
x2(ii)=f(2);
x3(ii)=f(3);
syms x4 x5
x5=1-x2-x3;
x4=0.81+0.331-x1-2*x5;
mRSU=391.64; %kG/h
PMRSU=22.01; %kG/Kgmo1
n=85; %%
nH2=(mRSU*x1.*n)/PMRSU;
nCO=(mRSU*x2.*n)/PMRSU;
nCO2=(mRSU*x3.*n)/PMRSU;
nCH4=(mRSU*x5.*n)/PMRSU;
nT=nH2+nCO+nCO2+nCH4;
PH2=(nH2./nT)*100
PCO=(nCO./nT)*100
PCO2=(nCO2./nT)*100
PCH4=(nCH4./nT)*100
h1=k1*x1.^2+x2+x3-1;
h2=-k2*(x1.*x2)+(w-1.19).*x2.*k2+2*x2.^2*k2+2*k2*(x2).*(x3)-x1.*x3;
h3=A*x1+B*x2+C*x3+D;
end
plot(H,PH2,'r',H,PCO,'b',H,PCO2,'m',H,PCH4,'g')
grid on
xlabel('Humedad (%)')
ylabel('Composición del gas (%v/v)')
legend('%H2','%CO','%CO2','%CH4')

```

En la Figura AIII.1 se presentan los resultados de las fracciones molares del gas obtenido en el gasificador en función de la humedad de entrada de la materia prima.

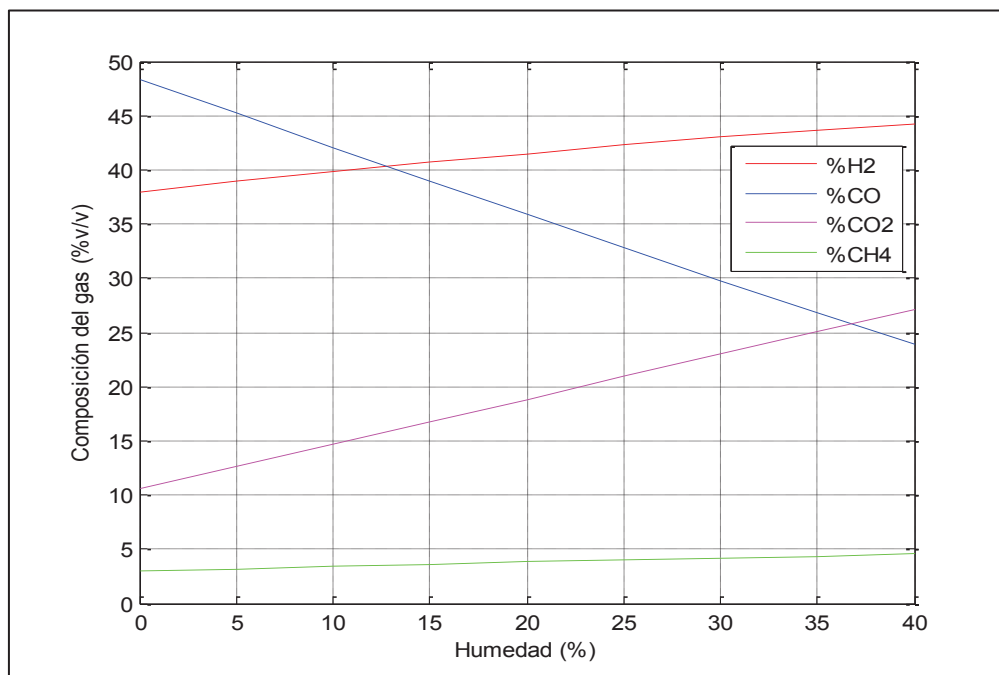


Figura AIII.1. Composición del gas obtenido en el gasificador e función de la humedad de entrada de los RSU, para una temperatura de gasificación de 1 073 (K)

En la Tabla AIII.3 se muestran los resultados de los coeficientes de la Ecuación global de gasificación (AIII.7), obtenidos de la simulación realizada en el software MATLAB, para una temperatura de gasificación de 1 073 K y una humedad de los RSU de entrada de 25 %.

Tabla AIII.3. Composición del gas de síntesis obtenido en el gasificador para una humedad inicial de los RSU de 25 %

Componente	Composición del gas (% v/v)
H ₂	47,34
CO	24,43
CO ₂	22,34
CH ₄	5,88
Total	100,00

El gas de síntesis producto tiene una densidad aproximada de $0,60 \text{ (kg m}^{-3}\text{)}$ (NIST, 2017) y de valores bibliográficos se estimó que el gas producto del gasificador sale a aproximadamente a 623 K contiene aproximadamente 500 mg de material particulado por cada metro cúbico de gas y alrededor de 3-5 % en peso de cenizas (Basu, 2010, p. 113). En la Tabla AIII.4 se presenta el balance de masa global del gasificador y las condiciones de operación.

Tabla AIII.4. Balance de masa global en el gasificador y condiciones de operación

Corriente	Flujo másico de entrada (kg h ⁻¹)	Flujo másico de salida (kg h ⁻¹)	Temperatura (K)	Presión (kPa)
RSU	391,64	-	293,00	72,00
O ₂	128,16	-	328,00	800,00
Gas de síntesis	-	501,70	623,00	72,00
Alquitranes	-	1,26	623,00	72,00
Material particulado	-	0,40	623,00	72,00
Cenizas	-	16,44	623,00	72,00
Total	519,80	519,80	-	-

Para eliminar el material particulado del gas de síntesis proveniente del gasificador se dimensionó un ciclón de alta eficiencia tipo Stairmand, el cual elimina el 90 % del polvo presente en el gas. El balance de masa en el ciclón se presenta en la Tabla AIII.5.

Tabla AIII.5. Balance de masa en el ciclón y condiciones de operación

Corriente	Flujo másico de entrada (kg h ⁻¹)	Flujo másico de salida (kg h ⁻¹)	Temperatura (K)	Presión (kPa)
Gas de síntesis	501,70	501,70	623,00	71,54
Material particulado	0,42	0,04	623,00	71,54
<i>Underflow</i>	-	0,38	623,00	71,54
Total	502,12	502,12	-	-

ANEXO IV

BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN LOS SISTEMAS DE INTERCAMBIO DE CALOR

El balance de masa y energía en los sistemas de intercambio de calor necesarios para la planta se realizó a partir de la relación entre la cantidad de calor perdido o ganado por los fluidos que intervienen en el intercambio. Esta relación se describe por la Ecuación AIV.1 (Incropera, Dewitt, Bergman y Lavine, 2011, p. 676):

$$m_f * C_{p_f} * (T_{s_f} - T_{e_f}) = m_c * C_{p_c} * (T_{e_c} - T_{s_c}) = Q \quad \text{[AIV.1]}$$

Donde:

- Q: flujo de calor intercambiado (kW)
- m_f : flujo másico del fluido frío (kg s^{-1})
- m_c : flujo másico del fluido caliente (kg s^{-1})
- C_{p_f} : capacidad calorífica del fluido frío ($\text{kJ kg}^{-1} \text{K}^{-1}$)
- C_{p_c} : capacidad calorífica del fluido caliente ($\text{kJ kg}^{-1} \text{K}^{-1}$)
- T_{s_f} : temperatura de salida del fluido frío (K)
- T_{e_f} : temperatura de entrada del fluido frío (K)
- T_{s_c} : temperatura de salida del fluido caliente (K)
- T_{e_c} : temperatura de entrada del fluido caliente (K)

En el caso de que el intercambio de calor involucre un cambio de fase en el fluido, el calor se expresa como se indica en la Ecuación AIV.2 (Incropera et al., 2011, p. 677):

$$m * [C_p * (T_{\text{sat}} - T_e) + \lambda] = Q \quad \text{[AIV.2]}$$

Donde:

- m : flujo másico del fluido (kg s^{-1})
 C_p : capacidad calorífica del fluido ($\text{kJ kg}^{-1} \text{K}^{-1}$)
 T_{sat} : temperatura de saturación del fluido (K)
 T_e : temperatura de entrada del fluido (K)
 λ : calor latente de vaporización (kJ kg^{-1})

▪ EJEMPLO DE CÁLCULO

Para el caso de los intercambiadores que involucran un cambio de fase del fluido refrigerante se tomó como ejemplo de cálculo el intercambiador W-101 que enfría el gas de síntesis que sale del ciclón, mediante un flujo de agua, las condiciones iniciales para el balance de masa se muestran en la Tabla AIV.1.

Tabla AIV.1. Condiciones iniciales de los fluidos en el intercambiador de calor W-101

Parámetro	Valor	Unidades
Flujo másico del fluido caliente (gas de salida del ciclón)	0,14	kg s^{-1}
Capacidad calorífica del fluido caliente*	1,80	$\text{kJ kg}^{-1} \text{K}^{-1}$
Capacidad calorífica del fluido frío*	4,19	$\text{kJ kg}^{-1} \text{K}^{-1}$
Temperatura de entrada del fluido caliente	623,00	K
Temperatura de entrada del fluido frío	288,00	K
Temperatura de salida del fluido caliente	293,00	K
Temperatura de saturación del fluido frío*	366,00	K
Calor latente de vaporización del fluido frío*	2 283,00	kJ kg^{-1}

* (NIST, 2017)

Para este caso fue necesario calcular el flujo másico necesario del fluido de enfriamiento, esto se realizó igualando las Ecuaciones AIV.1 y AIV.2.

$$m_f * [4,19 * (366,00 - 288,00) + 2 283,00] = 0,14 * 1,80 * (623,00 - 293,00)$$

$$m_f = 0,0317 \text{ (kg s}^{-1}\text{)}$$

$$Q = 82,78 \text{ (kW)}$$

En la Tabla AIV.2 se resume el balance de masa y energía en los intercambiadores de calor usados en la plana de producción de propileno.

Tabla AIV.2. Balance de masa en los intercambiadores de calor de la planta

Código del intercambiador	Flujo másico (kg h ⁻¹)		Flujo de calor intercambiado (kW)
	Fluido frío	Fluido caliente	
W-201	114,19	501,70	27,20
W-301	49,23	313,85	35,69
W-302	6,38	236,07	4,62
W-401	3,57	111,72	2,59
W-402	1 031,57	1 284,97	93,65
W-403	3 296,38	4 195,01	299,26

ANEXO V

BALANCE DE MASA Y ENERGÍA DE LAS TORRES DE ABSORCIÓN DE CO₂

Para remover el CO₂ presente en las corrientes de salida del gasificador de RSU y del reactor tipo Fischer – Tropsch, se utilizaron columnas de absorción que eliminan el CO₂ mediante una solución al 30 % en peso de monoetanolamina (MEA), la reacción representada en la Ecuación 3.16 es la que se lleva a cabo en el proceso de absorción (Sánchez et al., 2006, p. 38).

Conociendo el contenido de CO₂ presente en el gas de síntesis, es posible conocer el requerimiento de solución de MEA al 30 % para llevar a cabo la absorción, de acuerdo con la Ecuación 3.16:

$$6,04 \text{ kgmol CO}_2 * \frac{2 \text{ kgmol MEA}}{1 \text{ kgmol CO}_2} = 12,08 \text{ (kgmol MEA)}$$

$$12,08 \text{ kgmol MEA} * \frac{61,08 \text{ kg MEA}}{1 \text{ kgmol MEA}} * \frac{100 \text{ kg H}_2\text{O}}{30 \text{ kg MEA}} = 2 459,27 \text{ (kg H}_2\text{O)}$$

$$2 459,27 \text{ kg H}_2\text{O} * \frac{1 \text{ kgmol H}_2\text{O}}{18 \text{ kg H}_2\text{O}} = 136,63 \text{ (kgmol H}_2\text{O)}$$

▪ EJEMPLO DE CÁLCULO

Para este ejemplo de cálculo se tomó en cuenta el balance de masa y energía en el absorbedor CA-201, por lo que se consideraron los flujos molares de la corriente gaseosa proveniente del gasificador, así como los flujos molares de la solución que va a absorber el CO₂, que se presentan en la Tabla AV.1. La solución de MEA, así como la corriente gaseosa, ingresan a temperatura ambiente 293 K.

Tabla AV.1. Flujos molares de entrada al absorbedor de CO₂ CA-201

Componente	Flujo molar		Flujo molar	
	Gas (kgmol h ⁻¹)	Líquido (kgmol h ⁻¹)	Gas (lbmol h ⁻¹)	Líquido (lbmol h ⁻¹)
H ₂	12,80	-	28,15	-
CO	6,61	-	14,53	-
CO ₂	6,03	-	13,29	-
CH ₂	1,59	-	3,50	-
MEA	-	12,08	-	26,57
H ₂ O	-	136,63	-	300,58
Total	27,03	148,71	59,47	327,15

El esquema básico de un absorbedor se presenta en la Figura AV.1.

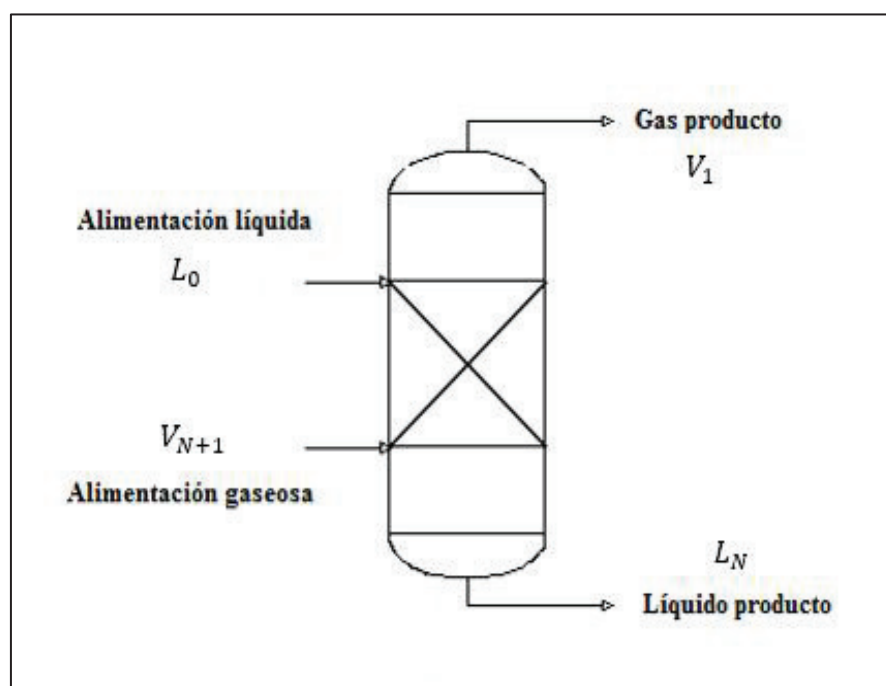


Figura AV.1. Esquema básico de un absorbedor con sus corrientes de entrada y salida
(Henley y Seader, 2000, pp. 503)

Para el cálculo del balance de masa, se realizaron varias iteraciones. Para la primera iteración se utilizó el método de aproximación de Kremser, se calculó el factor de absorción del CO₂ con la Ecuación AV.1 y, el factor de desorción se

calculó solamente para los compuestos de la solución absorbedora, con la ecuación AV.2 (Henley y Seader, 2000, pp. 503-511).

Para esta primera aproximación se tomaron los flujos de entrada de gas y líquido y su temperatura media.

Los cálculos se evaluaron para 10 y 15 etapas teóricas.

$$A_i = \frac{L}{C_{p_i} * V} \quad [AV.1]$$

$$S_i = \frac{C_{p_i} * V}{L} \quad [AV.2]$$

Donde:

A_i : factor de absorción para un componente i (kJ kgmol K^{-1})

S_i : factor de absorción para un componente i (kJ kgmol K^{-1})

C_{p_i} : Capacidad calorífica de un componente i a una temperatura dada (kJ kgmol K^{-1})

L: flujo molar líquido (kgmol h^{-1})

V: flujo molar gaseoso (kgmol h^{-1})

Las capacidades caloríficas de los componentes que ingresan al absorbedor toman en cuenta las constantes asociadas a cada componente, mostradas en la Tabla AV.2.

Es importante mencionar que no se calcularon los factores de absorción de los componentes gaseosos excepto del CO_2 , ya que en proceso de absorción la solución de MEA se encarga de captar el CO_2 y la absorción de los otros componentes del gas de síntesis es casi nula (Sánchez et al., 2006, p. 39).

Tabla AV.2. Constantes de los componentes para el cálculo de las capacidades caloríficas a temperaturas determinadas

Componente	Constantes de capacidad calorífica (J kg ⁻¹ K ⁻¹)				
	C1 * E-05	C2 * E-05	C3 * E-03	C4 * E-05	C5
CO ₂	0,2937	0,3454	1,4280	0,2640	588,00
MEA	-1,8087	0,0787	-0,0137	0,0169	0
H ₂ O	2,7637	-0,0209	0,0812	-0,0141	9,37E-06

(Perry et al., 2001, p. (2)173, (2)182)

La capacidad calorífica de un gas a una determinada temperatura (T) se calculó con la Ecuación AV.3 y, para un líquido con la Ecuación AV.4 (Perry et al., 2001, p. (2)174, (2)182):

$$C_p = C_1 + C_2 * \left[\frac{\frac{C_3}{T}}{\sinh\left(\frac{C_3}{T}\right)} \right]^2 + C_4 * \left[\frac{\frac{C_5}{T}}{\cosh\left(\frac{C_5}{T}\right)} \right]^2 \quad (\text{kJ kgmol K}^{-1}) \quad [\text{AV.3}]$$

$$C_p = C_1 + C_2 * T + C_3 * T^2 + C_4 * T^3 + C_5 * T^4 \quad (\text{kJ kgmol K}^{-1}) \quad [\text{AV.4}]$$

El ejemplo de cálculo del factor de absorción se realizó para el CO₂ a la entrada del absorbedor:

$$T = 293 \text{ (K)}$$

$$C_{p\text{CO}_2} = 0,2937\text{E-}05 + 0,3454\text{E-}05 * \left[\frac{\frac{1,4280\text{E-}03}{293}}{\sinh\left(\frac{1,4280\text{E-}03}{293}\right)} \right]^2 + 0,2640\text{E-}05$$

$$* \left[\frac{\frac{588}{293}}{\cosh\left(\frac{588}{293}\right)} \right]^2 = 35,49 \text{ (kJ kgmol K}^{-1}\text{)}$$

$$A_{\text{CO}_2} = \frac{148,71}{35,49 * 27,03} = 0,15 \text{ (kJ kgmol K}^{-1}\text{)}$$

Para la MEA se calculó su factor de desorción a la entrada del absorbedor:

$$C_{p_{MEA}} = -1,81E + 05 + (3,79E + 03 * 293) - (13,80 * 293^2) + (1,69E-02 * 293^3)$$

$$C_{p_{MEA}} = 170,99 \text{ (kJ kgmol K}^{-1}\text{)}$$

$$S_{MEA} = \frac{170,99 * 27,03}{148,71} = 30,87 \text{ (kJ kgmol K}^{-1}\text{)}$$

Se calcularon los factores de absorción y desorción efectivos para los respectivos compuestos con las relaciones de Edmister descritas en las Ecuaciones AV.5 y AV.6 (Henley y Seader, 2000, p. 507).

$$A_{e_i} = [A_N * (A_1 + 1) + 0,25]^{1/2} - 0,50 \quad \text{[AV.5]}$$

$$S_{e_i} = [S_1 * (S_N + 1) + 0,25]^{1/2} - 0,50 \quad \text{[AV.6]}$$

Donde:

A_{e_i} : factor de absorción efectivo para el componente i

S_{e_i} : factor de desorción efectivo para el componente i

A_N : factor de absorción del componente i en la etapa N

A_1 : factor de absorción del componente i en la etapa inicial 1

S_N : factor de desorción del componente i en la etapa N

S_1 : factor de desorción del componente i en la etapa inicial 1

Para el cálculo los factores de absorción y desorción efectivos, fue necesario asumir valores de las corrientes de salida V_1 y L_N y de las temperaturas de salida (Henley y Seader, 2000, p. 507; Sánchez et al., 2006, p. 39).

Los valores inicialmente supuestos se presentan en la Tabla AV.3.

Tabla AV.3. Flujos molares y temperaturas de entrada y salida del absorbedor de CO₂

Componente	Flujo molar (kgmol h ⁻¹)	Flujo molar (lbmol h ⁻¹)	Temperatura (K)	Temperatura (°F)
Alimentación líquida (L ₀)	148,71	327,15	293	67,73
Líquido producto (L _N)	155,04	341,09	310	98,33
Alimentación gaseosa (V _{N+1})	27,03	59,47	293	67,73
Gas producto (V ₁)	22,43	49,35	310	98,33

Con los valores de los flujos molares de entrada y los supuestos de salida (Tabla AV.3) fue posible la determinación de los flujos molares totales del gas en la primera (2) y última etapa (N) y del líquido en la primera etapa (1), con las ecuaciones de Horton y Franklin, presentadas en las Ecuaciones AV.7, AV.8y AV.9 (Henley y Seader, 2000, p. 507).

El ejemplo de cálculo se realizó para 10 etapas.

$$V_2 = V_1 * \left(\frac{V_{N+1}}{V_1} \right)^{\frac{1}{N}} \quad [\text{AV.7}]$$

$$V_N = V_{N+1} * \left(\frac{V_1}{V_{N+1}} \right)^{\frac{1}{N}} \quad [\text{AV.8}]$$

$$L_1 = L_0 + V_2 - V_1 \quad [\text{AV.9}]$$

Donde:

N: etapas teóricas

V₁: flujo molar del gas producto (kgmol h⁻¹)

V₂: flujo molar del gas en la primera etapa (kgmol h⁻¹)

V_N: flujo molar del gas en la etapa final N (kgmol h⁻¹)

V_{N+1}: flujo molar del gas alimentado (kgmol h⁻¹)

L₁: flujo molar del líquido en la primera etapa (kgmol h⁻¹)

L_0 : flujo molar del líquido alimentado (kgmol h^{-1})

Por lo tanto:

$$V_2 = 22,43 * \left(\frac{27,03}{22,43}\right)^{\frac{1}{10}} = 22,85 \text{ (kgmol h}^{-1}\text{)} = 50,28 \text{ (lbmol h}^{-1}\text{)}$$

$$V_N = 27,03 * \left(\frac{22,43}{27,03}\right)^{\frac{1}{10}} = 26,53 \text{ (kgmol h}^{-1}\text{)} = 58,37 \text{ (lbmol h}^{-1}\text{)}$$

$$L_1 = 148,71 + 22,85 - 22,43 = 149,13 \text{ (kgmol h}^{-1}\text{)} = 328,08 \text{ (lbmol h}^{-1}\text{)}$$

Se calcularon los factores de absorción y desorción en las etapas 1 y N con las Ecuaciones AV.1 y AV.2:

Para el CO_2 :

$$A_{\text{CO}_2,1} = \frac{L_1}{C_{p\text{CO}_2,1} * V_1} = \frac{328,08}{8,84 * 49,35} = 0,752 \text{ (Btu}^{-1} \text{ lbmol K)}$$

$$A_{\text{CO}_2,N} = \frac{L_N}{C_{p\text{CO}_2,N} * V_N} = \frac{341,09}{8,16 * 58,37} = 0,716 \text{ (Btu}^{-1} \text{ lbmol K)}$$

Para la MEA:

$$S_{\text{MEA},1} = \frac{C_{p\text{MEA},1} * V_1}{L_1} = \frac{40,87 * 49,35}{328,08} = 6,15 \text{ (Btu lbmol}^{-1} \text{ }^\circ\text{F}^{-1}\text{)}$$

$$S_{\text{MEA},N} = \frac{C_{p\text{MEA},N} * V_N}{L_N} = \frac{41,31 * 58,37}{341,09} = 7,07 \text{ (Btu lbmol}^{-1} \text{ }^\circ\text{F}^{-1}\text{)}$$

Los factores de absorción y desorción efectivos se calcularon con las Ecuaciones AV.5 y AV.6:

Para el CO₂:

$$A_{e_{\text{CO}_2}} = [0,623 * (0,689 + 1) + 0,25]^{\frac{1}{2}} - 0,50$$

$$A_{e_{\text{CO}_2}} = 0,64$$

Para la MEA:

$$S_{e_{\text{MEA}}} = [6,15 * (7,07 + 1) + 0,25]^{\frac{1}{2}} - 0,50$$

$$S_{e_{\text{MEA}}} = 6,60$$

Se calcularon además las fracciones absorbidas y no absorbidas del CO₂ y de la solución de MEA con las ecuaciones AV.10 y AV.11 (Henley y Seader, 2000, p. 505). Se tomó en cuenta además que las fracciones absorbidas del resto de componentes del gas de síntesis es 0,99, dato que se tomó de un software de simulación y de bibliografía (Sánchez et al., 2006, p. 39).

$$\phi_{A_i} = \frac{A_e - 1}{A_e^{N+1} - 1} \quad [\text{AV.10}]$$

$$\phi_{S_i} = \frac{S_e - 1}{S_e^{N+1} - 1} \quad [\text{AV.11}]$$

Donde:

ϕ_{A_i} : fracción absorbida del componente i

ϕ_{S_i} : fracción no absorbida del componente i

Por lo tanto, para el CO₂ y la MEA:

$$\phi_{\text{Aco}_2} = \frac{0,722 - 1}{(0,722)^{10+1} - 1} = 0,286$$

$$\phi_{\text{SMEA}} = \frac{6,60 - 1}{(6,60)^{10+1} - 1} = 5,41 * 10^{-9}$$

Con las Ecuaciones AV.12 y AV.13 fue posible calcular los flujos de cada componente a la salida del absorbedor, de gas y líquido respectivamente (Henley y Seader, 2000, pp. 507,511).

$$(v_i)_1 = (v_i)_{N+1} * \phi_{A_i} + (l_i)_0 * (1 - \phi_{S_i}) \quad [\text{AV.12}]$$

$$(l_i)_N = (l_i)_0 + (v_i)_{N+1} - (v_i)_1 \quad [\text{AV.13}]$$

Donde:

- $(v_i)_1$: flujo molar del componente i en el gas producto (lbmol h^{-1})
- $(v_i)_{N+1}$: flujo molar del componente i en el gas alimentado (lbmol h^{-1})
- $(l_i)_0$: flujo molar del componente i en el líquido alimentado (lbmol h^{-1})
- $(l_i)_N$: flujo molar del componente i en el líquido producto (lbmol h^{-1})

Para el CO_2 :

$$(v_{\text{CO}_2})_1 = 13,29 * 0,29 + 0 * (1 - 0) = 3,85 \text{ (lbmol h}^{-1}\text{)}$$

$$(l_{\text{CO}_2})_N = 0 + 13,29 - 3,80 = 9,49 \text{ (lbmol h}^{-1}\text{)}$$

En la Tabla AV.4 se muestran los resultados de la primera iteración realizada para el balance de masa.

Tabla AV.4. Resultados iniciales; factores de absorción y desorción, fracciones absorbidas y no absorbidas y fluidos molares de los componentes a la salida del absorbedor, para 10 etapas.

	Cp_N	Cp_1	A	S	A_n	A_1	S_n	S_1	A_e	S_e	Φ_A	Φ_s	$(V)_1$	$(I)_N$
H ₂	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,999	-	27,870	0,002
CO	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,999	-	14,380	0,001
CO ₂	9,196	9,383	0,610	-	0,635	0,709	-	-	0,656	-	0,286	-	3,850	9,487
CH ₄	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,999	-	3,460	0,003
MEA	41,867	40,868	-	7,497	-	-	7,164	6,147	-	6,602	-	5,40E-09	0,000	26,570
H ₂ O	18,032	18,077	-	2,609	-	-	3,086	2,719	-	2,870	-	1,72E-05	0,000	300,580
Total	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	49,518	337,100

Para la segunda iteración se tomaron los valores de los flujos de salida calculados y se volvió a calcular los flujos de las etapas iniciales y finales con las Ecuaciones AV.7, AV.8 y AV.9.

$$V_2 = 49,52 * \left(\frac{59,47}{49,52}\right)^{\frac{1}{10}} = 50,43 \text{ (lbmol h}^{-1}\text{)}$$

$$V_N = 59,47 * \left(\frac{49,52}{59,47}\right)^{\frac{1}{10}} = 58,39 \text{ (lbmol h}^{-1}\text{)}$$

$$L_1 = 327,15 + 50,27 - 49,52 = 328,01 \text{ (lbmol h}^{-1}\text{)}$$

El siguiente paso fue calcular las temperaturas de las corrientes líquidas y gaseosas en las etapas finales, con la Ecuación AV.14 (Henley y Seader, 2000, p. 509).

$$\frac{T_N - T_1}{T_N - T_0} = \frac{V_{N+1} - V_2}{V_{N+1} - V_1} \quad \text{[AV.14]}$$

Donde:

T_N : Temperatura en el líquido producto (etapa N) (°F)

T_1 : Temperatura en el gas producto (etapa 1) (°F)

T_0 : Temperatura de la alimentación líquida (°F)

De la Ecuación AVI.14 se obtuvo:

$$\frac{T_N - T_1}{T_N - 67,73} = \frac{59,47 - 50,43}{59,47 - 49,52}$$

$$T_1 - 0,09 T_N = 61,54$$

Además, el balance global de energía se describe en la Ecuación AV.15 (Henley y Seader, 2000, p. 512):

$$V_{N+1} * H_{V_{N+1}} + L_0 * H_{L_0} = V_1 * H_{V_1} + L_N * H_{L_N} \quad [AV.15]$$

La entalpía total a la entrada y salida del absorbedor se calculó con la entalpía de cada componente, la cual se estima de datos de bibliografía para una determinada temperatura. Estos datos se tabulan en la Tabla AV.5. Para determinar las temperaturas de entrada y salida de las corrientes, se asumió la temperatura de salida del gas $T_1 = 77 \text{ }^\circ\text{F}$.

$$T_1 - 0,08 T_N = 62,62$$

$$T_N = 179,75 \text{ }^\circ\text{F}$$

Tabla AV.5. Valores de entalpía a diferentes temperaturas de los componentes que ingresan al absorbedor

Componente	H_{L_N} ($T = 179,75 \text{ }^\circ\text{F}$)	H_{V_1} ($T = 77,00 \text{ }^\circ\text{F}$)	$H_{V_{N+1}}$ ($T = 67,73 \text{ }^\circ\text{F}$)	H_{L_0} ($T = 67,73 \text{ }^\circ\text{F}$)
	(Btu lbmol - 1)			
H ₂	-	3 633,50	3 526,00	-
CO	-	7 224,00	6 983,20	-
CO ₂	16 138,76	15 306,28	13 546,72	-
CH ₄	-	8 242,24	8 187,20	-
MEA	-11 254 347,00	-	-	-116 585,90
H ₂ O	2 842,40	-	-	640,00
Total	-11 235 365,84	34 406,02	32 243,12	-115 945,90

(Perry et al., 2001, p. (2)205, (2)372)

Con los valores de entalpía y de los flujos molares de entrada y salida previamente determinados, se calculó el valor del calor total Q_T de la Ecuación AV.15 que describe el balance global de energía.

$$V_{N+1} * H_{V_{N+1}} + L_0 * H_{L_0} - V_1 * H_{V_1} - L_N * H_{L_N} = Q_T$$

$$Q_T = (59,47 * 32\ 243,12) - (327,15 * 115\ 945,90) - (49,60 * 34\ 406,02) \\ + (337,03 * 1\ 125\ 365,84)$$

$$Q_T = 3,41\ E + 08\ (\text{Btu}\ h^{-1})$$

Una vez calculado un valor inicial de Q_T , se realizaron por segunda ocasión los cálculos anteriormente descritos, asumiendo un nuevo valor de $T_1 = 82\ ^\circ\text{F}$, para el cual corresponde un nuevo valor de $T_N = 230\ ^\circ\text{F}$. Con estos valores se obtuvo un nuevo valor de $Q_T = -1,30\text{E} + 09\ \text{Btu}\ h^{-1}$ y mediante una interpolación por método gráfico mostrada en la Figura AV.2 se obtuvo el valor de la temperatura a la salida de la corriente líquida $T_N = 189\ ^\circ\text{F}$, considerando un proceso adiabático $Q_T = 0$ (Henley y Seader, 2000., p. 513).

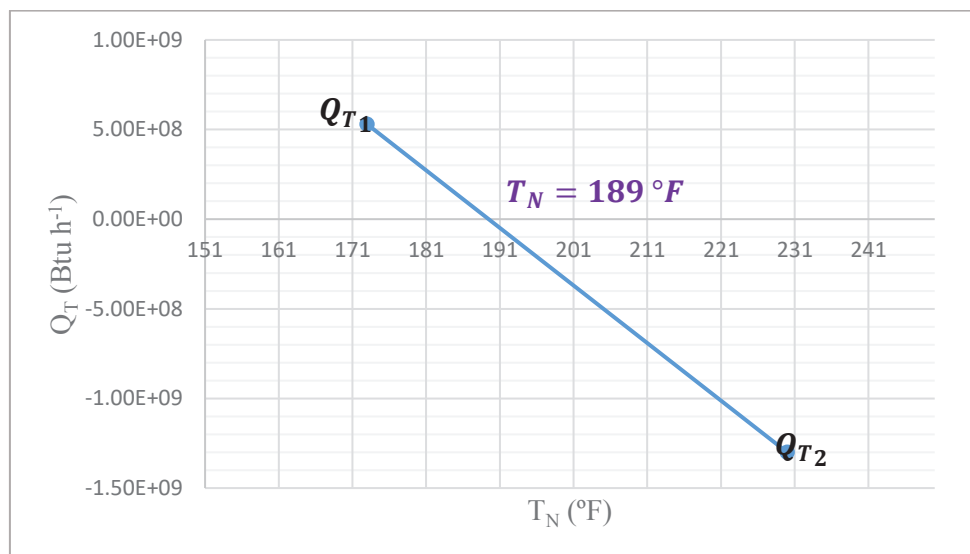


Figura AV.2. Flujo de calor total en el absorbedor en función de la temperatura del líquido producto

Este proceso iterativo se realizó varias veces hasta obtener resultados finales de T_N , L_N y V_1 que no cambien en más de 0,25 % entre las últimas iteraciones (Henley y Seader, 2000, p. 514).

En la Tabla AV.6 se muestran los valores de temperaturas y flujos de entrada y salida del absorbedor para las varias iteraciones realizadas.

Tabla AV.6. Valores de flujos molares totales y temperaturas de salida del absorbedor para las diferentes iteraciones realizadas

Iteración	V_1	L_N	T_1	T_N
	(lbmol h ¹)		(°F)	
0	49,35	341,09	98,33	98,33
1	49,60	337,55	77,00	173,00
2	49,62	336,53	82,00	230,00
3	49,61	336,54	78,94	189,00
4	49,61	336,54	79,87	199,00
5	49,61	336,54	79,31	193,00
6	49,61	336,54	79,59	196,00
7	49,61	336,54	79,45	194,50
8	49,61	336,54	79,52	195,25
9	49,61	336,54	79,50	194,90

Después de realizadas 9 iteraciones se obtuvieron los resultados finales de los datos a la salida del absorbedor.

En la Tabla AV.7 se presenta el balance de masa para cada componente de donde fue posible obtener el valor del porcentaje de remoción del CO₂, para las 10 y 15 etapas evaluadas.

Tabla AV.7. Resultados del balance de masa para el absorbedor de CO₂, para 10 y 15 etapas

Compuesto	10 etapas				15 etapas			
	V_{N+1}	L_0	V_1	L_N	V_{N+1}	L_0	V_1	L_N
	(lb h ¹)				(lb h ¹)			
H ₂	56,30	-	56,30	-	56,30	-	56,30	-
CO	406,84	-	406,84	-	406,84	-	406,84	-
CO ₂	584,62	-	171,37	413,25	584,62	-	169,30	415,32
CH ₄	55,97	-	55,97	-	55,97	-	55,97	-

Tabla AV.7. Resultados del balance de masa para el absorbedor de CO₂, para 10 y 15 etapas (continuación...)

Compuesto	10 etapas				15 etapas			
	V _{N+1}	L ₀	V ₁	L _N	V _{N+1}	L ₀	V ₁	L _N
	(lb h ⁻¹)				(lb h ⁻¹)			
MEA	-	1 623,12	-	1 623,12	-	1 623,12	-	1 623,12
H ₂ O	-	5 410,40	-	5 410,40	-	5 410,40	-	5 410,40
Total	1 103,73	7 033,52	690,48	7 446,78	1 103,73	7 033,52	688,41	7 448,85

El porcentaje de remoción de CO₂ se calculó para 10 y 15 etapas:

$$\% \text{ Remoción CO}_{2_{10}} = \frac{584,62 - 171,37}{584,62} * 100 = 70,68 \%$$

$$\% \text{ Remoción CO}_{2_{15}} = \frac{584,62 - 169,30}{584,62} * 100 = 71,04 \%$$

Fue posible determinar que entre 10 y 15 etapas no existe una diferencia considerable en el porcentaje de remoción de CO₂, por lo que se va a trabajar en el proceso con un absorbedor de 10 etapas teóricas.

En las Tablas AV.8 y AV.9 se presenta el balance de masa final y las condiciones de operación para el absorbedor de CO₂.

Tabla AV.8. Balance de masa por componente para el absorbedor de CO₂ CA-201 de 10 etapas

	V _{N+1}	L ₀	V ₁	L _N	y _{N+1}	x ₀	y ₁	x _N	% Remoción
	(kg h ⁻¹)								
H ₂	25,59	-	25,59	-	0,47	-	0,57	-	-
CO	184,93	-	184,93	-	0,24	-	0,29	-	-
CO ₂	265,74	-	77,89	187,84	0,22	-	0,08	0,03	70,73
CH ₄	25,44	-	25,44	-	0,06	-	0,07	0,00	-

Tabla AV.8. Balance de masa por componente para el absorbedor de CO₂ CA-201 de 10 etapas (continuación...)

	V_{N+1}	L_0	V_1	L_N	y_{N+1}	x_0	y_1	x_N	% Remoción
	(kg h ⁻¹)								
MEA	-	737,78	-	737,78	-	0,08	-	0,08	-
H ₂ O	-	2 459,27	-	2 459,27	-	0,92	-	0,89	-
Total	501,70	3 197,06	313,85	3 384,90	1,00	1,00	1,00	1,00	-

Tabla AV.9. Balance de masa global y condiciones de operación para el absorbedor de CO₂ CA-201 de 10 etapas

Corriente	Flujo molar (kgmol h ⁻¹)	Flujo másico (kg h ⁻¹)	Temperatura (K)	Presión (kPa)
Alimentación líquida (L_0)	148,71	3 197,06	293,00	101,33
Líquido producto (L_N)	152,97	3 384,90	363,65	101,33
Alimentación gaseosa (V_{N+1})	27,03	501,70	293,00	101,33
Gas producto (V_1)	22,55	313,85	299,53	100,77

De la misma manera anteriormente descrita se procedió para determinar el balance de masa y energía en el absorbedor CA-301 que elimina el CO₂ de la corriente de salida del reactor tipo Fischer – Tropsch, para este caso se evaluó un absorbedor de 20 etapas con una presión de entrada de la alimentación gaseosa de 202,66 kPa ya que se requiere de un mayor porcentaje de remoción de CO₂. Los resultados del balance de masa por componente y global, así como las condiciones de operación, se presentan en la Tabla AV.10 y AV.11.

Tabla AV.10. Balance de masa por componente para el absorbedor de CO₂ CA-301 de 20 etapas

Comp.	V_{N+1}	L_0	V_1	L_N	y_{N+1}	x_0	y_1	x_N	% Remoción
	(kg h ⁻¹)								
H ₂	1,61	-	1,61	-	0,11	-	0,17	-	-

Tabla AV.10. Balance de masa por componente para el absorbedor de CO₂ CA-301 de 20 etapas (continuación...)

Comp.	V _{N+1}	L ₀	V ₁	L _N	y _{N+1}	x ₀	y ₁	x _N	% Remoción
	(kg h ⁻¹)								
Olefinas	98,29	-	98,29	-	0,34	-	0,53	-	-
CO ₂	116,79	-	1,32	118,53	0,37	-	0,01	0,04	99,17
CH ₄	20,87	-	20,87	-	0,18	-	0,29	-	-
MEA	-	331,66	-	331,66	-	0,08	-	0,08	-
H ₂ O	-	1 087,00	-	1 087,00	-	0,92	-	0,88	-
Total	237,56	1 418,66	122,09	1 534,10	1,00		1,00		-

Tabla AV.11. Balance de masa global y condiciones de operación para el absorbedor de CO₂ CA-301 de 20 etapas

Corriente	Flujo molar (kgmol h ⁻¹)	Flujo másico (kg h ⁻¹)	Temperatura (K)	Presión (kPa)
Alimentación líquida (L ₀)	66,85	1 418,66	293,00	202,66
Líquido producto (L _N)	69,53	1 656,19	342,00	202,66
Alimentación gaseosa (V _{N+1})	7,36	237,56	293,00	202,66
Gas producto (V ₁)	4,68	122,09	340,45	201,64

ANEXO VI

BALANCE DE MASA Y ENERGÍA DE LA TORRE DE DESORCIÓN DE CO₂

Para recuperar la solución de monoetanolamina (MEA), enriquecida con CO₂, proveniente de las corrientes de las torres de absorción de CO₂, se utilizó una torre empacada de similares características a las torres de absorción, en donde se lleva a cabo la reacción representada en la Ecuación 3.16, la cual es reversible. Para ello fue necesario el uso de vapor de agua como agente desorbedor (Sánchez et al., 2006, p. 38):

Se estimaron las condiciones de operación de la torre de desorción a partir de la cantidad de líquido que ingresa a la columna, esto es 5 397,24 L h⁻¹. De este valor es posible estimar el requerimiento de vapor, el cual ingresa en una relación con respecto a la corriente líquida de 0,10 kg L⁻¹. El vapor debe ingresar a una temperatura de aproximadamente 395 K y la columna típicamente opera a 210 kPa (Sánchez et al., 2006, p. 38; Addington y Ness, 2010, p. 6).

La cantidad de vapor requerida se calculó con la relación respecto a la corriente líquida, anteriormente mencionada:

$$m \text{ vapor} = 5\,397,24 * 0,10 = 539,72 \text{ (kg h}^{-1}\text{)} = 30,00 \text{ (kgmol h}^{-1}\text{)}$$

Para los cálculos del balance de masa y energía se emplearon las relaciones presentadas por Henley y Seader (2000), que corresponden al método de grupo de Edmister y la aproximación de Kremser. De forma similar a los absorbedores, los cálculos se realizaron para un número estimado de 20 etapas, para obtener la máxima separación de CO₂ posible.

En la Tabla AVI.1 se detallan los flujos molares de entrada a la torre de desorción, los cuales son la suma de los flujos de líquido provenientes de las torres de absorción.

Tabla AVI.1. Flujos molares de entrada al desorbedor de CO₂

Componente	Flujo molar		Flujo molar	
	Vapor (kgmol h ⁻¹)	Líquido (kgmol h ⁻¹)	Vapor (lbmol h ⁻¹)	Líquido (lbmol h ⁻¹)
CO ₂	-	6,95	-	15,30
MEA	-	17,51	-	38,52
H ₂ O	30,00	198,05	66,00	435,70
Total	30,00	222,51	66,00	489,52

El esquema básico de una torre de desorción, similar a la de absorción, se presenta en la Figura AVI.1.

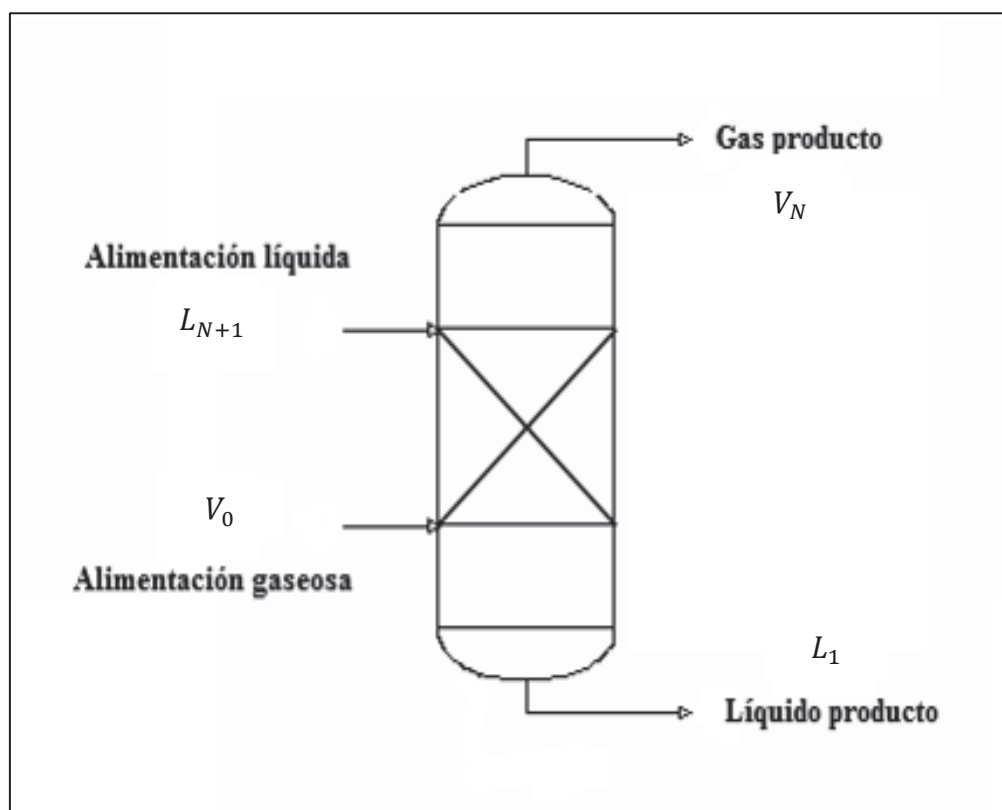


Figura AVI.1. Esquema básico de un desorbedor con sus corrientes de entrada y salida (Henley y Seader, 2000, pp. 503)

Para la primera iteración se definieron los flujos de entrada al desorbedor y sus temperaturas, mostrados en la Tabla AVI.2 y se estimaron valores iniciales de temperaturas y flujos de salida del desorbedor.

Tabla AVI.2. Flujos molares y temperaturas de entrada y salida del desorbedor de CO₂

Componente	Flujo molar (kgmol h ⁻¹)	Flujo molar (lbmol h ⁻¹)	Temperatura (K)	Temperatura (°F)
Alimentación líquida (L _{N+1})	222,51	489,52	342,00	156,20
Líquido producto (L ₁)	245,00	539,00	395,00	251,60
Alimentación gaseosa (V ₀)	30,00	66,00	395,00	251,60
Gas producto (V _N)	13,00	28,60	395,00	251,60

Se calcularon los valores de los flujos totales en las etapas extremas con las Ecuaciones AVI.1, AVI.2 y AVI.3 (Henley y Seader, 2000, p. 515).

$$L_2 = L_1 * \left(\frac{L_{N+1}}{L_1} \right)^{\frac{1}{N}} \quad [\text{AVI.1}]$$

$$L_N = L_{N+1} * \left(\frac{L_1}{L_{N+1}} \right)^{\frac{1}{N}} \quad [\text{AVI.2}]$$

$$V_1 = V_0 + L_2 - L_1 \quad [\text{AVI.3}]$$

Donde:

N: etapas teóricas

V₁: flujo molar del gas en la primera etapa (kgmol h⁻¹)

L₂: flujo molar del líquido en la primera etapa (kgmol h⁻¹)

L_N: flujo molar del líquido en la etapa N (kgmol h⁻¹)

L_{N+1}: flujo molar del líquido alimentado (kgmol h⁻¹)

L₁: flujo molar del líquido producto (kgmol h⁻¹)

V₀: flujo molar del vapor alimentado (kgmol h⁻¹)

Con los valores de la Tabla AVI. 2, para 20 etapas, se calculó:

$$L_2 = 245,00 * \left(\frac{222,51}{245,00}\right)^{\frac{1}{20}} = 246,18 \text{ (kgmol h}^{-1}\text{)}$$

$$L_N = 222,51 * \left(\frac{245,00}{222,51}\right)^{\frac{1}{20}} = 223,58 \text{ (kgmol h}^{-1}\text{)}$$

$$V_1 = 35,98 + 243,82 - 245,00 = 34,81 \text{ (kgmol h}^{-1}\text{)}$$

Se calcularon las presiones de vapor de cada componente en las etapas extremas del desorbedor con la Ecuación AVI.4 y las respectivas constantes de los componentes (NIST, 2017).

$$\log_{10}(P_{V_i}) = A - \frac{B}{T + C} \quad \text{[AVI.4]}$$

Donde:

P_{V_i} : presión de vapor del componente i (mmHg)

T: temperatura de la etapa extrema (°C)

A, B, C: constante propia de cada componente

Ejemplo de cálculo para el CO₂, a la temperatura de la etapa N:

$$\log_{10}(P_{V_{CO_2}}) = 9,81 - \frac{1\ 347,79}{(395 - 273) + 273,00}$$

$$P_{V_{CO_2}} = 2,50 * 10^6 \text{ (mmHg)} = 3,34 * 10^5 \text{ (kPa)}$$

Para este caso se consideró que el componente clave, es decir, el que se desea separar de la fase líquida, es el CO₂ para el cual se estimó un flujo molar en el líquido producto $L_{1CO_2} = 0,14$, ya que estos procesos presentan un porcentaje de remoción del componente clave de aproximadamente el 98 % (Henley y Seader,

2000, p. 516; Sánchez et al., 2009, p. 39). La fracción de desorción de CO₂ se calculó con la Ecuación AVI.5 (Henley y Seader, 2000, p. 517).

$$\phi_S = \frac{L_{1\text{CO}_2}}{L_{N+1\text{CO}_2}} \quad [\text{AVI.5}]$$

Donde:

ϕ_S : fracción de desorción de CO₂

$L_{1\text{CO}_2}$: flujo molar de CO₂ en el líquido producto (kgmol h⁻¹)

$L_{N+1\text{CO}_2}$: flujo molar de CO₂ en el líquido alimentado (kgmol h⁻¹)

$$\phi_S = \frac{0,14}{6,95} = 0,02$$

Con el valor de la presión de vapor del componente clave y la presión de operación del desorbedor se calculó la constante de presión con la Ecuación AVI.6, para cada componente (Henley y Seader, 2000, p. 517).

$$K_i = \frac{P_{Vi}}{P_{op}} \quad [\text{AVI.6}]$$

Donde:

K_i : constante de presión del componente i

P_{op} : presión de operación (kPa)

Para el CO₂:

$$K_{\text{CO}_2} = \frac{3,34 * 10^5}{210} = 1\,590,48$$

Con los valores anteriores se calculó el flujo del agente de desorción, con la Ecuación AVI.7 (Henley y Seader, 2000, p. 517).

$$V_0 = \frac{L_{N+1}}{K_{CO_2}} * (1 - \phi_S) \quad [AVI.7]$$

Donde:

V_0 : flujo del agente de desorción (kgmol h^{-1})

$$V_0 = \frac{222,51}{1\ 590,48} * (1 - 0,02)$$

$$V_0 = 0,14 \text{ (kgmol h}^{-1}\text{)}$$

El valor calculado del flujo del agente de desorción (vapor de agua) para este caso, fue un valor muy pequeño, esto es debido al valor de la constante de presión del CO_2 , el cual no es confiable ya que a altas temperaturas los valores de la presión de vapor de dicho compuesto pueden ser erróneos, por esto se tomó el valor de flujo de vapor inicialmente estimado: $30,00 \text{ kgmol h}^{-1}$. Se calcularon los valores de los factores de desorción y factores de desorción efectivos para la MEA y el agua, con las Ecuaciones AVI.8 y AVI.9 (Henley y Seader, 2000, p. 517)

$$S_i = \frac{K_i * V_0}{L_{N+1}} \quad [AVI.8]$$

$$S_{e_i} = [S_1 * (S_N + 1) + 0,25]^{1/2} - 0,50 \quad [AVI.9]$$

Donde:

S_i : factor de absorción del componente i a la temperatura de entrada del vapor

S_{e_i} : factor de desorción efectivo para el componente i

S_N : factor de desorción del componente i en la etapa N

S_1 : factor de desorción del componente i en la etapa inicial 1

Para el agua en la etapa 1 y N:

$$S_{1H_2O} = \frac{1,00 * 30,00}{222,51} = 0,13$$

$$S_{NH_2O} = \frac{0,14 * 30,00}{222,51} = 0,02$$

$$S_{e_i} = [0,13 * (0,02 + 1) + 0,25]^{1/2} - 0,50$$

$$S_{e_i} = 0,12$$

La fracción no desorbida del componente i se calculó con la Ecuación AVI.10 (Henley y Seader, 2000, p. 518).

$$\phi_{S_i} = \frac{S_{e_i} - 1}{S_{e_i}^{(N+1)} - 1} \quad [AVI.10]$$

Donde:

ϕ_{S_i} : fracción no desorbida del componente i

Para el agua:

$$\phi_{S_i} = \frac{0,12 - 1}{0,12^{(20+1)} - 1} = 0,88$$

Los flujos molares de los componentes en la corriente líquida y gaseosa se calcularon con las Ecuaciones AVI.11 y AVI.12 (Henley y Seader, 2000, p. 519).

$$L_{1i} = L_{N+1i} * \phi_{S_i} \quad [AVI.11]$$

$$V_{N_i} = V_{0_i} + L_{N+1_i} - L_{1_i} \quad [\text{AVI.12}]$$

Donde:

L_{1_i} : flujo molar del componente i en el líquido producto (kgmol h^{-1})

L_{N+1_i} : flujo molar del componente i en la alimentación líquida (kgmol h^{-1})

V_{N_i} : flujo molar del componente i en el gas producto (kgmol h^{-1})

V_{0_i} : flujo molar del componente i en la alimentación gaseosa (kgmol h^{-1})

El flujo molar de agua que ingresa al desorbedor es $198,05 \text{ kgmol h}^{-1}$, mientras que el flujo de agua de salida es $173,73 \text{ kgmol h}^{-1}$, por lo que se tiene:

$$L_{1\text{H}_2\text{O}} = 198,05 * 0,88$$

$$L_{1\text{H}_2\text{O}} = 174,28 \text{ (kgmol h}^{-1}\text{)}$$

$$V_{N\text{H}_2\text{O}} = 30,00 + 198,05 - 173,73$$

$$V_{N\text{H}_2\text{O}} = 54,30 \text{ (kgmol h}^{-1}\text{)}$$

En la Tabla AVI.3 se presentan los resultados de los diferentes parámetros calculados correspondientes a la primera iteración

Tabla AVI.3. Resultados iniciales: factores de absorción y desorción, fracciones absorbidas y no absorbidas y flujos molares de los componentes a la salida del desorbedor de CO_2 , de 20 etapas

Componente	K_N	K_1	S_N	S_1	ϕ_s	S_e	L_1 (kgmol h^{-1})	V_N (kgmol h^{-1})
CO_2	1588,73	470,19	214,09	63,36	0,02	214,00	0,14	6,82
MEA	0,08	0,00	0,01	0,00	0,98	0,00	17,50	0,01
H_2O	1,00	0,14	0,13	0,02	0,86	0,12	173,73	54,30
Total	-	-	--	-	-	--	191,37	61,13

Para la segunda iteración se tomaron como iniciales los valores de los flujos de salida anteriormente calculados, y se calculó un nuevo valor de L_N con la Ecuación AVI.2

$$L_N = 222,51 * \left(\frac{191,37}{222,51}\right)^{\frac{1}{20}} = 220,84 \text{ (kgmol h}^{-1}\text{)}$$

Se estimó a continuación la temperatura del líquido en la etapa N con la Ecuación AVI.13, asumiendo un valor de temperatura de salida del líquido de 10 °F más que la temperatura de entrada del líquido (Henley y Seader, 2000, p. 515).

$$\frac{T_{N+1} - T_N}{T_{N+1} - T_1} = \frac{L_{N+1} - L_N}{L_{N+1} - L_1} \quad \text{[AVI.13]}$$

Donde:

T_{N+1} : temperatura del líquido alimentado (°F)

T_1 : temperatura del líquido producto (°F)

T_N : temperatura del líquido en la etapa N (°F)

Asumiendo:

$$T_1 = 156,20 + 10,00 = 166,20 \text{ (°F)}$$

Se obtuvo T_N de la Ecuación AVII.13:

$$\frac{156,20 - T_N}{156,20 - 166,20} = \frac{222,51 - 220,84}{222,51 - 191,37}$$

$$T_N = 156,74 \text{ (°F)}$$

Además, el balance global de energía se describe en la Ecuación AVI.14 (Henley y Seader, 2000, p. 512):

$$L_{N+1} * H_{L_{N+1}} + V_0 * H_{V_0} = L_1 * H_{L_1} + V_N * H_{V_N} \quad [\text{AVI.14}]$$

La entalpía total a la entrada y salida del desorbedor se calculó con la entalpía de cada componente, la cual se estimó de datos de bibliografía para una determinada temperatura. Estos datos se tabulan en la Tabla AVI.4.

Con los valores de entalpía y de los flujos molares de entrada y salida previamente determinados, se calculó el valor del calor total Q_T de la Ecuación AVI.14 que describe el balance global de energía.

Tabla AVI.4. Valores de entalpía a diferentes temperaturas de las corrientes de entrada y salida del desorbedor

Componente	$H_{L_{N+1}}$ (T = 156, 20 °F)	H_{V_0} (T = 251, 60 °F)	H_{L_1} (T = 162, 20 °F)	H_{V_N} (T = 156, 74 °F)
	(Btu lbmol ⁻¹)			
CO ₂	-168 911,49	--	-168 717,66	-168 898,60
MEA	-110 227,43	--	-109 460,81	-110 176,66
H ₂ O	-121 849,17	-103 064,17	-121 481,92	-121 824,74
Total	-400 988,09	-103 064,17	-399 660,40	-400 899,99

(Perry et al., 2001, pp. (2)205, (2)372; NIST, 2017)

$$Q_T = [489,52 * (-400 988,09)] + [65,97 * (-103 064,17)] \\ - [421,00 * (-399 660,40)] - [134,49 * (-400 899,99)]$$

$$Q_T = 1,94E + 07 \text{ (Btu h}^{-1}\text{)}$$

Una vez calculado un valor inicial de Q_T , se realizaron por segunda ocasión los cálculos anteriormente descritos, asumiendo un nuevo valor de $T_1 = 176,20$ °F para el cual corresponde un nuevo valor de $T_N = 157,27$ °F.

Con los valores mencionados se obtuvo un nuevo valor de $Q_T = 1,87E + 06$ Btu h⁻¹ y mediante una extrapolación por método gráfico mostrada en la Figura AVI.2 se

obtuvo el valor de la temperatura a la salida de la corriente líquida $T_N = 157,42 \text{ }^\circ\text{F}$ considerando un proceso adiabático $Q_T = 0$ (Henley y Seader, 2000., p. 513).

Al igual que los cálculos realizados para el balance de masa en las torres de absorción de CO_2 , este proceso iterativo se realizó varias veces hasta obtener resultados finales de T_N , L_1 y V_N que no cambien en más de 0,25 % entre las últimas iteraciones (Henley y Seader, 2000, p. 514).

En la Tabla AVI.5 se muestran los valores de temperaturas y flujos de entrada y salida del absorbedor para las varias iteraciones realizadas.

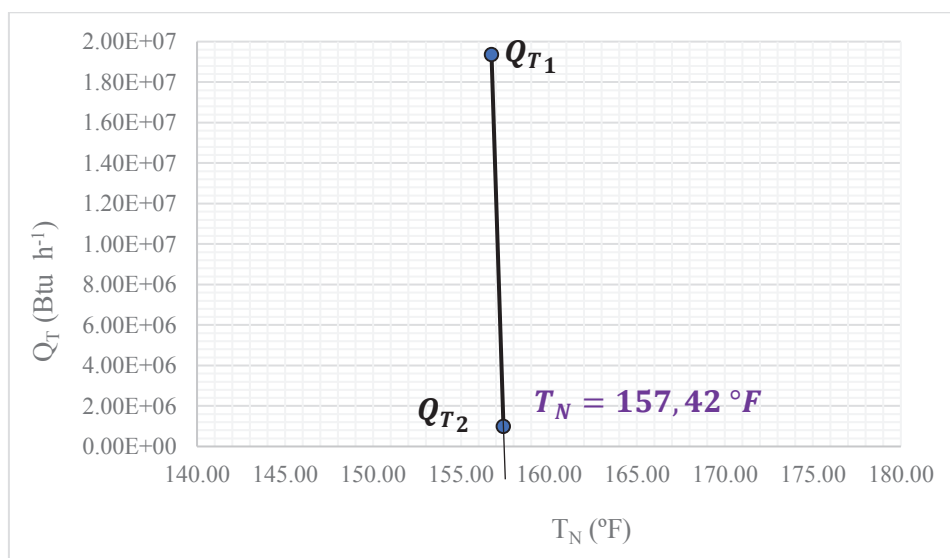


Figura AVI.2. Flujo de calor total en el desorbedor en función de la temperatura del gas producto

Tabla AVI.5. Valores de flujos molares totales y temperaturas de salida del absorbedor para las diferentes iteraciones realizadas

Iteración	L_1	V_N	T_1	T_N
	(lbmol h ¹)		(°F)	
0	539,00	28,60	251,60	251,60
1	421,01	134,48	166,20	156,74
2	421,00	134,49	176,20	157,27
3	421,00	134,49	180,00	157,48

Tabla AVI.5. Valores de flujos molares totales y temperaturas de salida del absorbedor para las diferentes iteraciones realizadas (continuación...)

Iteración	L_1	V_N	T_1	T_N
	(lbmol h ¹)		(°F)	
4	421,00	134,49	178,20	157,38
5	421,00	134,49	179,10	157,43
6	421,00	134,49	178,65	157,40
7	421,00	134,49	178,90	157,42
8	421,00	134,49	178,80	157,41
9	421,00	134,49	178,82	157,41

Después de realizadas 9 iteraciones se obtuvieron los resultados finales de los datos a la salida del desorbedor de CO₂. En las Tablas AVI.6 y AVI.7 se presenta el balance de masa final y las condiciones de operación para el desorbedor de CO₂.

Tabla AVI.6. Balance de masa por componente para el desorbedor de CO₂ de 20 etapas

Componente	L_{N+1}	V_0	L_1	V_N	x_{N+1}	y_0	x_1	y_N
	(kg h ⁻¹)							
CO ₂	305,98	-	6,12	299,86	0,03		0,00	0,11
MEA	1 069,45	-	1 068,66	0,79	0,08		0,09	0,00
H ₂ O	3 564,82	539,72	3 127,12	977,43	0,89	1,00	0,91	0,89
Total	4 940,25	539,72	4 201,90	1 278,08	1,00	1,00	1,00	1,00

Tabla AVI.7. Balance de masa global y condiciones de operación para el absorbedor de CO₂ de 10 etapas

Corriente	Flujo molar (kgmol h ⁻¹)	Flujo másico (kg h ⁻¹)	Temperatura (K)	Presión (kPa)
Alimentación líquida (L_{N+1})	222,51	4 940,25	342,00	210,00
Líquido producto (L_1)	191,36	4 201,90	354,73	210,00
Alimentación gaseosa (V_0)	29,98	539,72	395,00	210,00
Gas producto (V_N)	61,13	1 278,08	342,83	210,00

ANEXO VII

BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN EL REACTOR TIPO FISCHER-TROPSCH

El balance de masa y energía del reactor tipo Fischer Tropsch se resolvió mediante el software MATLAB, conjuntamente con las ecuaciones de diseño del reactor. El código desarrollado en el software se presenta posteriormente en el ANEXO XII. Para los cálculos del balance de masa y energía se tomó en cuenta la cinética de las reacciones principales que se llevan a cabo en el proceso y están descritas en el Capítulo 3, Sección 3.4.

Los flujos molares de entrada y salida de los componentes que intervienen en el proceso se resumen en la Tabla VII.1

Tabla AVII.1. Flujos molares de los componentes del gas de entrada y salida

Componente	Flujo de entrada (kgmol h ⁻¹)	Fracción molar	Flujo de salida (kgmol h ⁻¹)	Fracción molar
H ₂	12,80	0,56	0,80	0,08
CO	6,60	0,29	-	-
CO ₂	1,77	0,08	2,68	0,26
CH ₄	1,59	0,07	1,61	0,16
Olefinas	-	-	3,21	0,32
H ₂ O	-	-	1,88	0,18
Total	22,76	1,00	10,18	1,00

Para analizar la cinética de las reacciones se tomó en cuenta que la reacción principal que se llevó a cabo en el reactor, fue la reacción de producción de propileno, ya que las condiciones de operación y el catalizador utilizado favorecen dicha reacción. Sin embargo, no todo el producto de la reacción de producción de hidrocarburos corresponde a un solo compuesto y es complejo calcular con exactitud la cantidad producida del mismo. Por ello se han desarrollado modelos

estadísticos a partir de la experimentación, que pueden predecir la cantidad aproximada de un definido producto de reacción dependiendo del tipo de catalizador y las condiciones de operación a las que se somete el proceso (Mazzone y Fernández, 2006, p. 144). A esto se le conoce como la distribución de Anderson-Schulz-Flory (ASF) y permite estimar la fracción molar del producto requerido de la reacción con base en la corriente total de salida del reactor, esto se muestra en la Ecuación AVII.1 (Fierro, Terreros, Granados, Ojeda y Pérez, 2003, p. 109).

$$x_n = \alpha^{(n-1)} * (1 - \alpha) \quad \text{[AVII.1]}$$

Donde:

- x_n : fracción molar del producto principal
- α : factor de probabilidad
- n : número de carbonos del producto principal

El factor de probabilidad está relacionado con el catalizador y la temperatura de operación del proceso, para las condiciones analizadas en el reactor Fischer-Tropsch en el presente proyecto (catalizador de hierro y temperatura superior a 550 K), se puede tomar un valor de α de 0,70 (Fierro et al., 2003, p. 109; Jess y Kern, 2009, p. 1166).

Por lo tanto, con la Ecuación AVII.1 se tiene:

$$x_3 = 0,70^{(3-1)} * (1 - 0,70)$$

$$x_3 = 0,15$$

Como se ha mencionado, la producción de olefinas de cadena corta se ve favorecida a las condiciones a las que opera el reactor, por lo que se debe considerar la producción de etileno (Mazzone y Fernández, 2006, p. 143).

$$x_2 = n_T - [0,70^{(2-1)} * (1 - 0,70)]$$

$$x_2 = 0,30 - [0,70^{(2-1)} * (1 - 0,70)]$$

$$x_2 = 0,09$$

Se consideró además que el resto de los productos de hidrocarburos que posiblemente se pudieron haber formado en el reactor corresponden a compuestos C₈₊ (Mazzone y Fernández, 2006, p. 143).

Con las consideraciones antes descritas se calcularon los flujos molares de todos los productos de la reacción Fischer-Tropsch y se muestran en la Tabla AVII.2.

Tabla AVII.2. Flujos molares de los componentes del gas producto del proceso tipo Fischer-Tropsch

Componente	Flujo de salida (kgmol h ⁻¹)	Fracción molar
H ₂	0,80	0,08
CO ₂	2,68	0,26
CH ₄	1,61	0,16
C ₃ H ₈	0,95	0,09
C ₂ H ₄	1,50	0,15
C ₈₊	0,77	0,08
H ₂ O	1,87	0,18
Total	10,18	1,00

Por otra parte, se consideró que el reactor multitubular usará vapor de agua como fluido de enfriamiento, para calcular el flujo del vapor se calculó el calor total en el reactor, con la Ecuación AVII.2 (Luyben, 2001, p. 5778)

$$Q = U * A_r * (T_{max} - T_i)$$

[AVII.2]

Donde:

- Q: flujo de calor en el reactor (kW)
 U: coeficiente global de transferencia de calor ($\text{kW m}^{-2} \text{K}^{-1}$)
 A_r: área de transferencia de calor (m^2)
 T_{max}: temperatura máxima que se alcanza en el reactor (K)
 T_i: temperatura de ingreso del refrigerante (K)

Para los resultados obtenidos detallados en el Anexo XII, se calculó:

$$Q = 0,13 * 56,93 * (573,00 - 553,00)$$

$$Q = 148,00 \text{ (kW)}$$

La cantidad de vapor de agua necesaria se calculó con la Ecuación AIV.1

$$148,00 = m_{\text{vapor}} * 2,36 * (573,00 - 553,00)$$

$$m_{\text{vapor}} = 3,13 \text{ (kg s}^{-1}\text{)} = 11\ 288,13 \text{ (kg h}^{-1}\text{)}$$

En la Tabla AVII.3 se presenta el balance de masa global y las condiciones de operación del reactor tipo Fischer-Tropsch

Tabla AVII.3. Balance de masa y condiciones de operación en el reactor tipo Fischer-Tropsch

Corriente	Flujo de entrada (kgmol h ⁻¹)	Flujo de salida (kgmol h ⁻¹)	Temperatura (K)	Presión (kPa)
Gas de síntesis	313,80	-	553,00	2 026,00
Vapor de agua	22 557,30	22 557,30	573,00	210,00
Gas de salida del reactor	-	313,80	553,00	2 026,00

ANEXO VIII

BALANCE DE MASA EN LOS SEPARADORES

Para el cálculo del balance de masa en los separadores trifásico y bifásico que eliminan los líquidos presentes en las corrientes gaseosas se consideró como dato inicial la eficiencia de separación según el sistema que ingresa al equipo y las condiciones de operación (Stewart y Arnold, 2010b, pp. 118).

▪ EJEMPLO DE CÁLCULO

Se presenta como ejemplo de cálculo el balance de masa en el tanque separador de gas y líquidos que eliminará la mayor parte de agua y los hidrocarburos líquidos que puedan estar presentes a la salida del reactor tipo Fischer-Tropsch, un esquema básico del proceso se presenta en la Figura AVIII.1

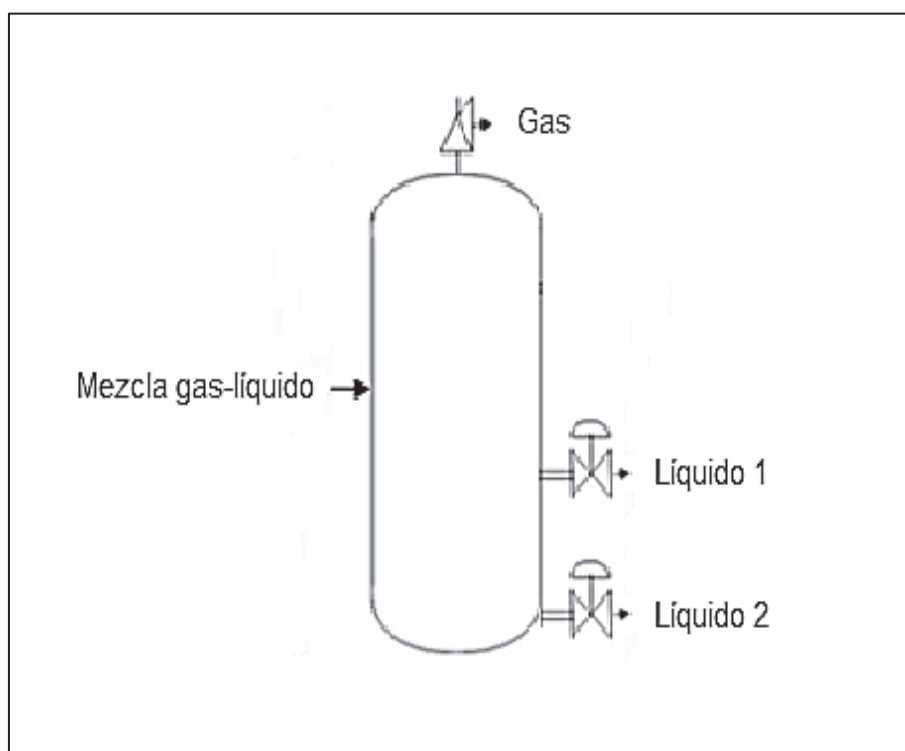


Figura AVIII.1. Esquema básico de un separador trifásico
(Towler y Sinnott, 2008, p. 230)

Para el caso de la separación de los productos gaseosos del agua y los hidrocarburos condensables provenientes del reactor tipo Fischer-Tropsch, la eficiencia de separación es de aproximadamente 90 % (Steynberg y Dry, 2004, p. 496), esto se comprobó con el uso de un software de simulación de procesos químicos, en donde se obtuvo un valor de 96 %.

El balance de masa para el componente que pasa a la fase líquida se calculó con la Ecuación AVIII.1 (Towler y Sinnott, 2008, p. 232).

$$L_i = F_i * \eta \quad \text{[AVIII.1]}$$

Donde:

F_i : flujo másico condensable que ingresa al separador (kg h^{-1})

L_i : flujo másico del componente i en la fase líquida (kg h^{-1})

η : eficiencia de la separación

Para el agua presente en los productos de reacción:

$$L_{\text{condensables}} = (33,74 + 45,64) * 0,96$$

$$L_{\text{condensables}} = 76,32 \text{ (kg h}^{-1}\text{)}$$

El flujo másico de líquidos en la fase gaseosa (V):

$$V_{\text{líquidos}} = 79,38 - 76,32$$

$$V_{\text{líquidos}} = 3,06 \text{ (kg h}^{-1}\text{)}$$

El balance de masa por componente del separador de los productos de la reacción Fischer-Tropsch (S-301) se presenta en la Tabla AVIII.1

Tabla AVIII.1. Balance de masa por componente en el separador S-301

Componente	Flujo de entrada (kg h ⁻¹)	Flujo de salida gas (kg h ⁻¹)	Flujo de salida líquido (kg h ⁻¹)
H ₂	1,61	1,61	-
CO ₂	117,83	117,83	-
CH ₄	25,71	25,71	-
C ₂ H ₄	26,50	26,50	-
C ₃ H ₈	62,83	62,83	-
C ₈₊	45,64	0,36	45,28
H ₂ O	33,74	2,70	31,04
Total	313,85	237,53	76,32

El balance de masa global y las condiciones de operación del separador S-301 se resumen en la Tabla AVIII.2.

De similar forma se realizaron los cálculos para el balance de masa en el separador (S-401) que elimina el CO₂ de la corriente gaseosa de salida de la torre de desorción de CO₂.

La separación bifásica presenta una eficiencia del 99 %, valor obtenido de un software de simulación de procesos. En la Tabla AVIII.3 se presenta el balance de masa global y las condiciones de operación del separador S-401.

Tabla AVIII.2. Balance de masa y condiciones de operación en el separador S-301

Corriente	Flujo de entrada (kg h ⁻¹)	Flujo de salida de gas (kg h ⁻¹)	Flujo de salida de líquido (kg h ⁻¹)	Temperatura (K)	Presión (kPa)
Productos gaseosos de reacción	313,85	237,53	-	343,00	2 000,00
Productos condensables de reacción	-	3,06	76,32	343,00	2 000,00

Tabla AVIII.3. Balance de masa y condiciones de operación en el separador S-401

Corriente	Flujo de entrada (kg h⁻¹)	Flujo de salida de gas (kg h⁻¹)	Flujo de salida de líquido (kg h⁻¹)	Temperatura (K)	Presión (kPa)
CO ₂ + H ₂ O	1 279,15	303,16	-	293,00	210,00
Agua	.	1,34	974,61	293,00	210,00

ANEXO IX

BALANCE DE MASA EN LOS EQUIPOS DE PURIFICACIÓN DE OLEFINAS

Para la separación de los productos olefínicos provenientes del reactor Fischer-Tropsch, una vez eliminada la mayor parte de agua presente, fue necesario seleccionar equipos de purificación como tamices moleculares y una columna de separación criogénica, para poder obtener los productos valiosos de la planta que son el propileno y el etileno, como subproducto.

Tamiz molecular TM-401

La corriente gaseosa de salida del separador bifásico S-301 contiene aún una pequeña cantidad de agua. Para remover esta humedad se seleccionó un tamiz molecular 4-A, el cual tiene una capacidad de absorción de 25 % de su peso (KLM Technology Group, 2015, p. 18). El balance de masa de este equipo y las condiciones de operación se muestran en la Tabla AIX.1.

Tabla AIX.1. Balance de masa y condiciones de operación del tamiz molecular TM-401

Parámetro	Valor	Unidades
Flujo másico de olefinas de entrada	122,09	kg h ⁻¹
Flujo másico de olefinas de salida	115,03	kg h ⁻¹
Impurezas	7,05	kg h ⁻¹
Temperatura de operación	340,00	K
Presión de operación	201,66	kPa

Separador criogénico D-401

Para separar el propileno de la corriente de olefinas proveniente del tamiz molecular TM-401, se seleccionó un separador criogénico de 15 platos que recupera el 97 %

de propileno de la corriente de entrada. Este equipo trabaja con su propio sistema de enfriamiento para alcanzar las bajas temperaturas requeridas (Garfias y Barnés, 2005, p. 18). El balance de masa de este equipo y las condiciones de operación se muestran en la Tabla AIX.2.

Tabla AIX.2. Balance de masa y condiciones de operación del separador criogénico D-401

Parámetro	Valor	Unidades
Flujo másico de olefinas de entrada	115,03	kg h ⁻¹
Flujo másico de propileno (fondo)	64,23	kg h ⁻¹
Flujo másico de destilado	45,76	kg h ⁻¹
Temperatura de operación	280,00	K
Presión de operación	1 600,00	kPa

Tamiz molecular TM-402

Para la separación de etileno y metano que salen de la corriente gaseosa del separador criogénico se evaluó un tamiz molecular tipo UTSA 33a con una capacidad de absorción de 100 mg g⁻¹ (He et al., 2012, p. 615) El balance de masa de este equipo y las condiciones de operación se muestran en la Tabla AIX.3.

Tabla AIX.3. Balance de masa y condiciones de operación del tamiz molecular TM-402

Parámetro	Valor	Unidades
Flujo másico gaseoso de entrada	45,76	kg h ⁻¹
Flujo másico de etileno de salida	24,89	kg h ⁻¹
Flujo másico de metano de salida	21,12	kg h ⁻¹
Temperatura de operación	293,00	K
Presión de operación	1 520,00	kPa

ANEXO X

DISEÑO DEL GASIFICADOR Y DEL CICLÓN

Para la obtención del gas de síntesis a partir de la fracción orgánica de los RSU, se dimensionó un gasificador tipo *downdraft* que usará como medio gasificante oxígeno puro y para el cual, los RSU de entrada tendrán una humedad del 25 %.

Los datos necesarios para el dimensionamiento del gasificador se detallan en la Tabla AX.1.

Tabla AX.1. Parámetros necesarios para el dimensionamiento del gasificador

Parámetro	Valor	Unidades
Flujo de RSU	391,64	kg h ⁻¹
Poder calórico de RSU	18 314,64	kJ kg ⁻¹
Poder calórico de RSU	403 137,91	kJ kgmol ⁻¹
Rendimiento del gas	80	%
Carga en el hogar del gasificador	12,00	MW m ²

Se calculó la potencia del gas de salida con la Ecuación 3.8:

$$\text{LHV} * m_{\text{gas}} = \text{Potencia del gas} = \text{PCI} * m_{\text{RSU}} * n$$

$$\text{Potencia del gas} = 18\,314,64 \frac{\text{kJ}}{\text{kgRSU}} * 391,64 \frac{\text{kgRSU}}{\text{h}} * 0,80 * \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}} * \frac{1 \text{ MW}}{1\,000 \text{ kW}}$$

$$\text{Potencia del gas} = 1,59 \text{ (MW)}$$

El área transversal del hogar se calculó con la Ecuación 3.7.

$$A_{\text{thogar}} = \frac{\text{Potencia del gas de salida}}{\text{Carga en el hogar}} = \frac{1,59 \text{ MW}}{12,00 \text{ MW m}^2}$$

$$A_{\text{thogar}} = 0,13 \text{ m}^2$$

El diámetro del hogar se calculó con la Ecuación 3.9.

$$D_g = 2 * \sqrt{\frac{A_{\text{thogar}}}{\pi}} = 2 * \sqrt{\frac{0,13}{\pi}}$$

$$D_g = 0,41 \text{ m}$$

Sabiendo que la relación entre el diámetro del hogar y el diámetro del resto del cilindro es 2, se calculó este último (Basu, 2010, p. 208).

$$D = 2 * D_g = 2 * 0,41$$

$$D = 0,82 \text{ (m)}$$

La altura del gasificador se calculó usando las ecuaciones 3.10, 3.11 y 3.12.

$$L_r = 0,82 * \frac{3 * 0,41}{2}$$

$$L_r = 0,49 \text{ (m)}$$

$$L_c = 1,50 * 0,49$$

$$L_c = 0,74 \text{ (m)}$$

$$L_T = \frac{0,49 + 0,74}{0,35}$$

$$L_T = 3,50 \text{ (m)}$$

Considerando un factor de seguridad del 20% (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37).

$$D = 0,80 * 1,20$$

$$D \approx 1,00 \text{ (m)} \text{ y } D_g \approx 0,50 \text{ (m)}$$

$$L_T = 3,50 * 1,20$$

$$L_T \approx 4,00 \text{ (m)}$$

La temperatura de operación máxima del gasificador se estimó con la consideración de que una temperatura máxima de gasificación está entre 1 273 y 1 373 K, para lo cual se tomó el valor más alto. (Basu, 2010, p. 210).

El gasificador operará a presión atmosférica, por lo que la presión de operación máxima es de 73 kPa. La temperatura y presión de diseño del gasificador se determinaron con las ecuaciones 3.1 y 3.2.

$$T_d = 1\,100 + 28 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_d = 1\,128 \text{ }^\circ\text{C} = 1\,401 \text{ K}$$

$$P_d = 73 * 1.2$$

$$P_d = 87,60 \text{ kPa}$$

El espesor de las paredes del gasificador se calculó con la Ecuación 3.4, para un valor de esfuerzo máximo permisible del material acero SA-516 de 23 300 (kPa) (Engineers Edge, 2016).

$$t = \frac{12,70 * 39,37}{(2 * 3379,00 * 0,85) - (1,20 * 12,70)}$$

$$t = 0,09(\text{in}) \approx 3,00 \text{ (mm)}$$

Ciclón F-101

Para diseñar el ciclón que permitirá la separación del material particulado de la corriente de gas proveniente del gasificador se trabajó con el flujo másico del gas de síntesis calculado que fue de $502,39 \text{ kg h}^{-1}$, el cual contiene aproximadamente 500 mg m^{-3} de partículas sólidas, de acuerdo con valores bibliográficos (Tinaut et al., 2008, p. 1078).

Se seleccionó un ciclón de alta eficiencia tipo Stairmand cuyas características se detallaron en la Tabla 3.3.

El gas de salida del gasificador a una temperatura de $350 \text{ }^{\circ}\text{C}$ tiene una densidad de $0,36 \text{ kg m}^{-3}$, considerando su composición. El área del ducto de entrada y el diámetro del ciclón se calcularon con las Ecuaciones 3.13 y 3.14:

$$Q = \frac{502,39 \text{ (kg h}^{-1}\text{)}}{0,36 \text{ (kg m}^{-3}\text{)}} = 1395,52 \text{ (m}^3 \text{ h}^{-1}\text{)} * \frac{1 \text{ (h)}}{3\,600 \text{ (s)}}$$

$$Q = 0,38 \text{ (m}^3 \text{ s}^{-1}\text{)}$$

$$A_e = \frac{0,38}{21,30}$$

$$A_e = 0,018 \text{ (m}^2\text{)}$$

Según las relaciones mostradas en la Tabla 3.3:

$A_e = \text{altura entrada} * \text{ancho de entrada}$

Altura de entrada = $a = 0,50 * D_C$

Ancho de entrada = $b = 0,20 * D_C$

$$A_e = 0,50 * D_C * 0,2 * D_C$$

$$D_C = \sqrt{\frac{0,018}{0,50 * 0,20}}$$

$$D_C = 0,42 \text{ (m)}$$

Las diferentes dimensiones del ciclón se calcularon con las relaciones de la tabla 3.4 y se resumen en la Tabla AX.2.

Tabla AX.2. Dimensiones del ciclón F-101 tipo *Stairmand* de alta eficiencia

Dimensión	Nomenclatura	Valor	Unidades
Diámetro del ciclón	D_c	0,424	m
Altura de entrada	a	0,212	m
Ancho de entrada	b	0,085	m
Altura de salida	S	0,212	m
Diámetro de salida	D_s	0,212	m
Altura parte cilíndrica	h	0,637	m
Altura parte cónica	z	1,061	m
Altura total del ciclón	H	1,697	m
Diámetro salida partículas	B	0,159	m

Dado que el valor del diámetro del ciclón fue menor a 1, se comprueba que un solo ciclón es necesario para la limpieza del gas de salida del gasificador.

La caída de presión en el ciclón se calculó con la Ecuación 3.15, con las siguientes consideraciones:

$$A_e = 0,018 \text{ (m}^2\text{)} = 18\,000 \text{ (mm}^2\text{)}$$

$$A_{\text{ciclón}} = \pi * D_C * H$$

$$A_{\text{ciclón}} = \pi * 420 * 1\,697 = 2,26 * 10^6 \text{ (mm}^2\text{)}$$

Se calculó el parámetro Ψ y la relación entre radios con la Ecuación AX.1 y AX.2 respectivamente, con un factor de fricción $f_c = 0,005$ (Towler y Sinnott, 2008, p. 601).

$$\Psi = \frac{f_c * A_{\text{ciclón}}}{A_e} \quad [\text{AX.1}]$$

$$\frac{r_t}{r_e} = \frac{D_c - \left(\frac{b}{2}\right)}{D_s} \quad [\text{AX.2}]$$

$$\Psi = \frac{0,005 * 2,24 * 10^6}{18\,000} = 0,63$$

$$\frac{r_t}{r_e} = \frac{0,42 - \left(\frac{0,085}{2}\right)}{0,212} = 1,78$$

Con los dos parámetros anteriormente calculados, se pudo encontrar el factor de diseño del ciclón ($\phi = 0,95$), con la Figura AX.1 (Towler y Sinnott, 2008, p. 598)

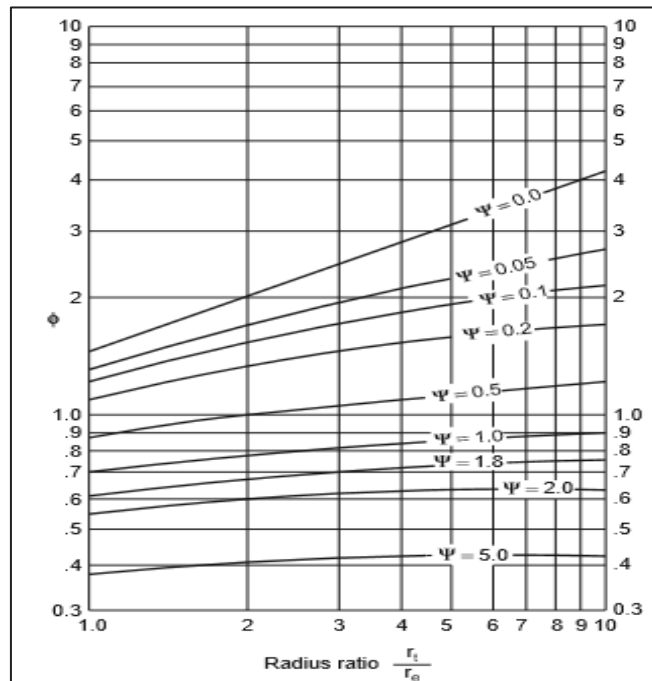


Figura AX.1. Gráfica de relación radios del ciclón en función del parámetro Ψ y el factor de diseño del ciclón
(Towler y Sinnott, 2008, p. 598)

La velocidad del gas de salida se calculó con el área del ducto de salida (A_f), con la Ecuación AX.3 (Towler y Sinnott, 2008, p. 601).

$$A_f = \frac{\pi * D_s}{4} \quad [AX.3]$$

$$A_f = \frac{\pi * 0,212}{4}$$

$$A_f = 0,17 \text{ (m}^2\text{)}$$

$$V_f = \frac{0,38}{0,17}$$

$$V_f = 2,26 \text{ (m s}^{-1}\text{)}$$

Con la Ecuación 3.15:

$$\Delta P = \frac{0,36}{203} \{21,30^2 [1 + (2 * 0,95^2) * ((2 * 1,80) - 1)] + 2 * 2,30^2\}$$

$$\Delta P = 4,60 \text{ (mbar)}$$

$$\Delta P = 460,00 \text{ (Pa)}$$

Se comprobó que el diseño del ciclón es válido ya que se obtuvo un valor de caída de presión menor al valor permisible que es de 2 488 Pa.

La temperatura de operación del ciclón se determinó tomando en cuenta la temperatura de salida de la corriente gaseosa del gasificador, que es de normalmente 350 °C y máximo de 400 °C (Zainal et al., 2001, p. 1509). La temperatura de diseño del ciclón se calculó con la Ecuación 3.1.

$$T_d = 400 + 28$$

$$T_d = 428 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

La presión máxima de operación del ciclón se determinó al conocer la presión del gas de salida del gasificador que es de 73 kPa. La presión de diseño del ciclón se calculó con la Ecuación 3.2:

$$P_d = 73 * 1,20$$

$$T_d = 87,60 \text{ (kPa)}$$

ANEXO XI

DISEÑO DE LAS TORRES DE ABSORCIÓN DE CO₂

Para el diseño de las torres de absorción de CO₂ se tomó en cuenta que se trabajará con columnas empacadas que removerán el CO₂ de las corrientes gaseosas del gasificador y del reactor Fischer-Tropsch mediante absorción con una solución al 30 % en peso de monoetanolamina (MEA).

▪ EJEMPLO DE CÁLCULO

Para empezar con el diseño fue necesario determinar las propiedades físicas de las corrientes de entrada a la torre de absorción y, para este ejemplo de cálculo se usaron los datos del proceso de absorción de CO₂ de la corriente proveniente del gasificador, estos se muestran en la Tabla AXI.1.

Tabla AXI.1. Propiedades físicas líquido y el gas en el absorbedor de CO₂

Fluido en el absorbedor	Densidad (kg m ⁻³)	Viscosidad (N s m ⁻²)		Temperatura media (K)	Presión (kPa)
Líquido	1 030,50	1,75E-03		328,00	101,33
Gas	0,67	-		296,26	101,33

(Perry et al., 2001, pp. (2)206, (2)355)

Se calculó el factor F_{LV} de correlación de gas y líquido en la columna con la Ecuación 3.17.

$$F_{LV} = \frac{L}{V} * \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} = \frac{3\,197,06}{501,70} * \sqrt{\frac{0,77}{1\,011,00}}$$

$$F_{LV} = 0,18$$

Se estimaron los valores de la fracción de inundación K_4 en la columna, mediante la relación de "The Norton Co." (Towler y Sinnott, 2008, pp. 756).

$$K_4 = 0,85 \text{ (para la caída de presión de diseño)}$$

$$K_4 = 2,00 \text{ (para la inundación)}$$

Se calculó el porcentaje de inundación en el absorbedor con la Ecuación 3.18.

$$\% \text{ Inundación} = \sqrt{\frac{0,85}{2,00}}$$

$$\% \text{ Inundación} = 65,19 \%$$

De la Ecuación 3.19 se determinó el flujo másico de gas por unidad de área transversal del absorbedor, considerando un factor de empaque de 160 m^{-1} para anillos Pall de 2,54 cm (Towler y Sinnott, 2008, pp. 744).

$$0,85 = \frac{13,1 * (V_w)^2 * 160 * \left(\frac{1,75E - 03}{1\ 030,50}\right)^{0,1}}{0,67 * (1\ 030,50 - 0,67)}$$

$$V_w = 1,03 \text{ (kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}\text{)}$$

Con el valor anterior y el flujo másico del gas, fue posible determinar el área transversal de la columna de absorción, con la Ecuación 3.20:

$$A_t = \frac{501,70 \text{ (kg h}^{-1}\text{)}}{1,03 \text{ (kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}\text{)}} * \frac{1 \text{ (h)}}{3\ 600 \text{ (s)}} = 0,14 \text{ m}^2$$

Considerando que la columna tiene una geometría cilíndrica, el diámetro se calculó con la Ecuación 3.21:

$$D = 2 * \sqrt{\frac{A_t}{\pi}} = 0,42 \text{ (m)}$$

Considerando el factor de seguridad de 10 % para el diámetro de la columna (Towler y Sinnott, 2008, pp. 745):

$$D \approx 0,50 \text{ (m)}$$

La altura de una unidad de transferencia se calculó con la Ecuación 3.23:

$$G_m = \frac{V_{N+1}}{V_1/V_w} = \frac{27,03 \text{ (kgmol h}^{-1}\text{)}}{0,08 \text{ m}^2} * \frac{1 \text{ (h)}}{3\,600 \text{ (s)}} = 0,09 \text{ (kgmol m}^{-2} \text{ s}^{-1}\text{)}$$

$$HUT = \frac{0,09 \text{ (kgmol m}^{-2} \text{ s}^{-1}\text{)}}{1,80E - 04 \text{ (kgmol m}^{-3} \text{ s}^{-1}\text{)}}$$

$$HUT = 526,62 \text{ (m)}$$

Los datos bibliográficos del equilibrio a 20 °C para el CO₂ y una solución al 30 % en peso de monoetanolamina se presentan en la Tabla AXI.2 y en la Figura AXI.1 (Camacho et al., 2000, p. 20).

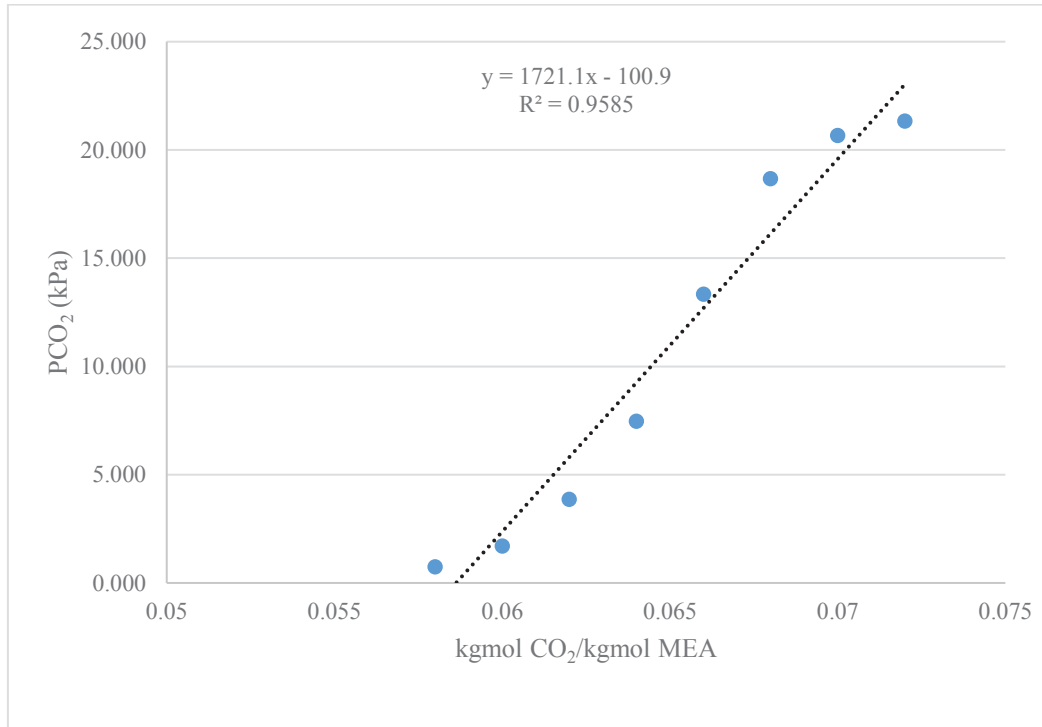
Tabla AXI.2. Datos de equilibrio del CO₂/solución de MEA

$\frac{\text{kgmol CO}_2}{\text{kgmol solución de MEA}}$	Presión parcial CO ₂ (mm Hg)
0,058	5,60
0,060	12,80
0,062	29,00
0,064	56,00
0,066	100,00
0,068	140,00
0,070	155,00

Tabla AXI.2. Datos de equilibrio del CO₂/solución de MEA (continuación...)

$\frac{\text{kgmol CO}_2}{\text{kgmol solución de MEA}}$	Presión parcial CO ₂ (mm Hg)
0,072	160,00

(Camacho et al., 2000, p. 20)

**Figura AXI.1.** Gráfica de equilibrio del sistema CO₂/solución de MEA

De la Figura AXI.1 se obtuvo la Ecuación característica AXI.1.:

$$Y^* = 1\,721,1 * X^* - 100,9 \quad [\text{AXI.1}]$$

Conociendo que la fracción de CO₂ que ingresa en el líquido de alimentación es igual a cero ($X_2 = 0$), que la fracción de CO₂ remanente en el gas de salida es 0,079 ($Y_2 = 0,079$) y conociendo los flujos molares de gas y líquido, la Ecuación 3.25 se expresa:

$$X^* - 0 = \frac{0,06}{0,31} * (Y - 0,079)$$

$$X^* = 0,20 * (Y - 0,079)$$

Para determinar el NUT con la Ecuación AXI.1, fue necesario determinar el área bajo la curva de manera gráfica, para ello se dieron valores de Y y se calcularon los valores correspondientes de X* y Y*, los cuales se muestran en la Tabla AXI.3 y su representación gráfica en la Figura AXI.2.

Tabla AXI.3. Valores de las concentraciones de CO₂ en el gas y en el equilibrio, para la determinación del NUT

Y	Y*	Y - Y*	$\frac{1}{Y - Y^*}$
0,223	-56,823	57,047	0,018
0,213	-59,864	60,078	0,017
0,203	-62,906	63,109	0,016
0,193	-65,947	66,141	0,015
0,183	-68,988	69,172	0,014
0,173	-72,029	72,203	0,014
0,163	-75,070	75,234	0,013
0,153	-78,112	78,265	0,013
0,143	-81,153	81,297	0,012
0,133	-84,194	84,328	0,012
0,123	-87,235	87,359	0,011
0,113	-90,276	90,390	0,011
0,103	-93,318	93,422	0,011
0,093	-96,359	96,453	0,010
0,079	-100,748	100,828	0,010

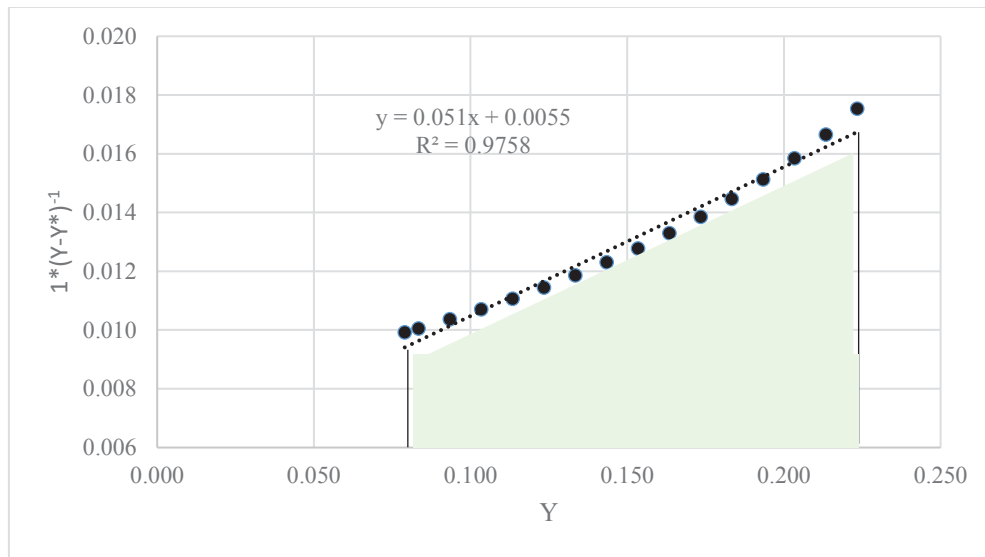


Figura AXI.2. Gráfica del número de unidades de transferencia para el sistema CO_2 /solución de MEA

De la Figura AXI.2 fue posible obtener la función correspondiente para calcular el NUT con la Ecuación AXI.1, con las concentraciones de CO_2 en el gas a la entrada y a la salida del absorbedor:

$$\text{NUT} = \int_{0.079}^{0.223} (0,051 * Y + 0,0055) dY$$

$$\text{NUT} = 1,9\text{E} - 03$$

Con la Ecuación 3.22 se calculó la altura de la columna de absorción:

$$Z = 526,62 * 1,9\text{E} - 03$$

$$Z = 1,00 \text{ (m)}$$

Considerando el 10 % de seguridad para el diseño (Towler y Sinnott, 2008, p.760):

$$\mathbf{Z = 1,10 \text{ (m)}}$$

Para los parámetros calculados para el absorbedor, con la Figura 3.3 se obtuvo una caída de presión de aproximadamente 250 Pa m^{-1} de empaque, que corresponde a

25 mmH₂O m⁻¹ de empaque, el cual es un valor menor a la caída de presión permisible para absorbedores, por lo que el diseño realizado es satisfactorio.

La temperatura y presión de diseño se calcularon con las Ecuaciones 3.1 y 3.2:

$$T_d = 90,50 + 28,00$$

$$T_d = 118,50 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

$$P_d = 101,33 * 1,20$$

$$P_d = 121,60 \text{ (kPa)}$$

El espesor de la pared de la torre de absorción se calculó con la Ecuación 3.4, para el acero inoxidable AISI 304, cuyo esfuerzo permisible es 12 000,00 psi (Engineers Edge, 2016).

$$t = \frac{17,64 * 19,68}{(2 * 12\ 000 * 0,85) - (1,20 * 121,60)}$$

$$t = 0,02 \text{ (in)}$$

La tapa seleccionada para la torre de absorción es elipsoidal y su espesor se calculó con la ecuación 3.5.

$$t_p = \frac{17,64 * 19,68}{(2 * 12\ 000 * 0,85) - (0,20 * 121,60)} = 0,02 \text{ (in)}$$

Dado que el cálculo da como resultado un espesor muy pequeño, por motivos de diseño se tomará un valor de espesor mínimo, para la pared del equipo y su tapa (Towler y Sinnott, 2008, p. 991):

$$t = t_p = 0,13 \text{ (in)} \approx 3,50 \text{ (mm)}$$

Los parámetros de diseño de las torres de absorción CA-201 y CA-301 se resumen en las Tablas AXI.4 y AXI.5, respectivamente.

Tabla AXI.4. Parámetros de diseño de la torre de absorción CA-201

Parámetro	Valor	Unidades
Temperatura de diseño	391,50	K
Presión de diseño	121,60	kPa
Diámetro de la torre	500,00	mm
Altura de la torre	1 100,00	mm
Número de etapas	10	-
Tipo de relleno	Anillos metálicos Pall	-
Caída de presión específica	0,25	kPa m ⁻¹
Espesor de la pared de la columna	3,50	mm
Tipo de tapa	Semielíptica	-
Espesor de la tapa	3,50	mm

Tabla AXI.5. Parámetros de diseño de la torre de absorción CA-301

Parámetro	Valor	Unidades
Temperatura de diseño	400,00	K
Presión de diseño	243,20	kPa
Diámetro de la torre	500,00	mm
Altura de la torre	2 300,00	mm
Número de etapas	20	-
Tipo de relleno	Anillos metálicos Pall	-
Caída de presión específica	0,23	kPa m ⁻¹
Espesor de la pared de la columna	3,50	mm
Tipo de tapa	Semielíptica	-
Espesor de la tapa	3,50	mm

ANEXO XII

DISEÑO DEL REACTOR TIPO FISCHER-TROPSCH

Para realizar el diseño del reactor multitubular tipo Fischer-Tropsch se tomaron en cuenta en primera instancia las condiciones de operación para favorecer la conversión del gas de síntesis en olefinas de cadena corta, principalmente propileno. Por ello se trabajó a temperatura de 553 K y presión de 2 026 kPa (Bradin, 2009, p. 7; Jess y Kern, 2009, p. 1170).

También se fijaron los parámetros iniciales para el diseño del reactor, los cuales se muestran en las Tablas AXII.1 y AXII.2.

Tabla AXII.1. Flujos de los componentes del gas de entrada

Componente	Flujo de entrada (kgmol h ⁻¹)	Fracción molar
H ₂	12,80	0,56
CO	6,60	0,29
CO ₂	1,77	0,08
CH ₄	1,59	0,07
Total	22,76	1,00

Tabla AXII.2. Propiedades del gas de entrada

Parámetro	Valor	Unidades
Peso molecular	16,24	kg kmol ⁻¹
Densidad del gas	0,304	kg m ⁻³
Viscosidad del gas*	1,50E-05	N s m ⁻²

*(Jess y Kern, 2009, p. 1165)

Para los cálculos posteriores fue necesario estimar valores iniciales del diámetro interno y la longitud de los tubos a partir de datos bibliográficos de dimensiones

típicas de reactores tipo Fischer-Tropsch. Estos datos se presentan en la Tabla AXII.3.

Tabla AXII.3. Dimensiones típicas de los tubos de un reactor tipo Fischer-Tropsch

Dimensión	Valor	Unidades
Diámetro interno	20 – 30	mm
Diámetro externo	26 – 36	mm
Longitud	6 000 – 12 000	mm

(Jess y Kern, 2009, p. 1165)

Se establecieron también valores bibliográficos de las constantes propias de cada componente para el cálculo de las capacidades caloríficas de los componentes que intervienen en la reacción, que se detallan en la Tabla AXII.4.

Tabla AXII.4. Constantes para el cálculo de las capacidades calóricas de los componentes que intervienen un reactor tipo Fischer-Tropsch

Componente	a	b	c	d
H ₂	6,95	-4,50E-04	9,50E-07	-2,00E-10
CO	6,73	4,00E-04	1,28E-06	-5,30E-10
CO ₂	21,57	6,36E+02	1,20E+05	7,50E-09
CH ₄	19,22	52,10	11,95	-11,30
C ₃ H ₆	1,97	27,69E-3	-5,25E-06	-
H ₂ O	30,17	9,92E-03	1,12E-06	-

(Perry et al., 2001, pp. (2)180, (2)190; Mazzone y Fernández, 2006, p. 147)

Se resolvieron las Ecuaciones de la 3.33 a la 3.40 correspondientes al diseño de reactor multitubular, mediante el software de programación MATLAB, juntamente con las ecuaciones de balance de masa y energía del reactor. Para este efecto se probaron diferentes valores de dimensiones de los tubos dentro de los valores bibliográficos establecidos. Además, se evaluó la simulación con un valor del peso de catalizador inicial de 300 kg, hasta llegar al valor final adecuado para obtener el valor máximo posible de conversión de H₂. El resumen de los parámetros de diseño

del reactor obtenidos en el software se muestra en la Tabla AXII.5, y se presenta el código desarrollado en MATLAB y la Figura AXII.1, obtenida del perfil de temperatura del reactor con respecto al peso del catalizador.

Código desarrollado en MATLAB:

```

clc
clear all
i=1;
W(i)=0;

%Condiciones iniciales
T(i)=553;           %K
P(i)=20*1.013;     %bar

%Flujos molares de los componentes del gas a la entrada
Fh2(i)=3.55E-3;    %kgmol/s
Fco(i)=1.84E-3;    %kgmol/s
Fco2(i)=4.92E-4;   %kgmol/s
Fch4(i)=4.42E-4;   %kgmol/s
Fole(i)=0;         %kgmol/s
Fh2o(i)=0;         %kgmol/s
Ft(i)=Fh2(i)+Fco(i)+Fco2(i)+Fch4(i)+Fole(i)+Fh2o(i); %kgmol/s

%Propiedades del catalizador
dcat=790;          %kg/m3
Dcat=3E-3;         %m
e=0.5;            %porosidad
f=1.75*(1-e)/(e^3); %factor de fricción

%Dimensiones de los tubos
l=6;              %m
di=0.02;         %m

%Peso del catalizador
Wt=240;          %kg

%Número de tubos
Nt=Wt*4/(l*dcat*pi*di^2)

while W(i)<Wt
    %BALANCE DE MASA

    %Concentraciones molares a la entrada
    Ch2=((Fh2(i)*P/Ft(i))/(0.082*T))*1000; %mol/m3
    Cco=((Fco(i)*P/Ft(i))/(0.082*T))*1000; %mol/m3
    Cco2=((Fco2(i)*P/Ft(i))/(0.082*T))*1000; %mol/m3
    Cch4=((Fch4(i)*P/Ft(i))/(0.082*T))*1000; %mol/m3
    Cole=((Fole(i)*P/Ft(i))/(0.082*T))*1000; %mol/m3
    Ch2o=((Fh2o(i)*P/Ft(i))/(0.082*T))*1000; %mol/m3

    %Constantes de las velocidades de reacción

```

```

R=8.314; %J/molK
k1=8.1*exp(-52000/(R*T(i))); %m3/kgs
k2=27.3*exp(-70000/(R*T(i))); %m3/kgs
k3=155*exp(-70000/(R*T(i))); %m3/kgs

%Velocidades de reacción
R1=((k1*Ch2)/(1+(1.6*(Ch2o/Cco))))/1000; %kgmol/s kg
R2=(k2*Ch2)/1000; %kgmol/s kg
R3=(k3*Ch2o)/1000; %kgmol/s kg

%Productos
dw=0.5; %kg
dF1=R1*dw; %kmol/s
dF2=R2*dw; %kmol/s
dF3=R3*dw; %kmol/s

%Flujos molares a la salida
Fh2(i+1)=Fh2(i)-(2*dF1)-(3*dF2)-dF3; %kgmol/s
Fco(i+1)=Fco(i)-dF1-dF2-dF3; %kgmol/s
Fco2(i+1)=Fco2(i)+dF3; %kgmol/s
Fch4(i+1)=Fch4(i)+dF2; %kgmol/s
Fole(i+1)=Fole(i)+dF1; %kgmol/s
Fh2o(i+1)=Fh2o(i)+dF1+dF2-dF3; %kgmol/s
Ft(i+1)=Fh2(i+1)+Fco(i+1)+Fco2(i+1)+Fch4(i+1)+Fole(i+1)+Fh2o(i+1); %kgmol/s

%PARÁMETROS DE DISEÑO

%Entalpías de Reacción
H1=-41300; %kJ/kgmol
H2=-206000; %kJ/kgmol
H3=-41000; %kJ/kgmol

%Propiedades del gas
dgas=0.304; %kg/m3
PM=16.24; %kg/kmol
u=1.5E-5; %Ns/m2
PMh2=2; %kg/kgmol
PMco=28; %kg/kgmol
PMco2=44; %kg/kgmol
PMch4=16; %kg/kgmol
PMole=42; %kg/kgmol
PMh2o=18; %kg/kgmol

%Velocidad superficial del gas
Vs=(4*Ft(i)*PM)/(dgas*pi*Nt*e*di^2); %m/s

%Flujo por cada tubo
Ftubo=Vs*pi*(di^2)/4*dgas/PM; %kgmol/s

%Número de Reynolds
Re=(Dcat*Vs*dgas)/u;

```

```

%Coeficiente global de transferencia de calor
U=0.01554+(0.6885E-6)*(Vs*dgas)/u;           %kW/Km2

        %BALANCE DE ENERGÍA

        T(i+1)=T(i);

%Capacidades Caloríficas

        %Constantes

%Para el H2
aH2=6.95;
bH2=-4.5E-4;
cH2=9.5E-7;
dH2=-2.0E-10;

%Para el CO
aCO=6.726;
bCO=4.0E-4;
cCO=1.28E-6;
dCO=-5.3E-10;

%Para el CO2
aCO2=21.5663;
bCO2=0.063627;
cCO2=0.000012;
dCO2=7.50E-9;

%Para el CH4
ach4=19.218;
bch4=52.1031;
cch4=11.9535;
dch4=-11.299;

%Para el propileno
apro=1.97;
bpro=27.69E-3;
cpro=-5.25E-6;
dpro=0;

%Para el H2O
aH2O=30.117;
bH2O=9.92E-3;
cH2O=1.12E-6;

Cph2=aH2+bH2*(T(i)-553)/2+cH2*((T(i)-553)^2)/3+dH2*((T(i)-553)^3)/4;
%kJ/kgmolK

Cpco=aCO+bCO*(T(i)-553)/2+cCO*((T(i)-553)^2)/3+dCO*((T(i)-553)^3)/4;
%kJ/kgmolK

Cpco2=aCO2+bCO2*(T(i)-553)/2+cCO2*((T(i)-553)^2)/3+dCO2*((T(i)-553)^3)/4;
%kJ/kgmolK

```

```

Cpch4=ach4+bch4*(T(i)-553)/2+cch4*((T(i)-553)^2)/3+dch4*((T(i)-553)^3)/4;
%kJ/kgmolK

Cpole=apro+bpro*(T(i)-553)+cpro*((T(i)-553)^2)+dpro*((T(i)-553)^3)/4;
%kJ/kgmolK

Cph2o=aH2O+bH2O*(T(i)-553)/2+cH2O*((T(i)-553)^2)/3;
%kJ/kgmolK

Tt(1)=553;

%Perfil de Temperatura
Tt(i+1)=Tt(i)+((-H1*R1)-4*U*(Tt(i)-553)/(dcat*di))*dw/((Fh2(i)*Cph2)+(Fco(i)*Cpco)+(Fco2(i)*Cpco2)+(Fch4(i)*Cpch4)+(Fole(i)*Cpole)+(Fh2o(i)*Cph2o));

%Caída de Presion
P(i+1)=P(i)-dw*(f*1*dgas*Vs^2)/(Dcat*Wt*10^5);
deltaP=P(i)-P(i+1);

W(i+1)=W(i)+dw;
i=i+1;
end

plot(W,Tt,'m')
grid on
xlabel('Peso del catalizador (kg)')
ylabel('Temperatura (K)')

```

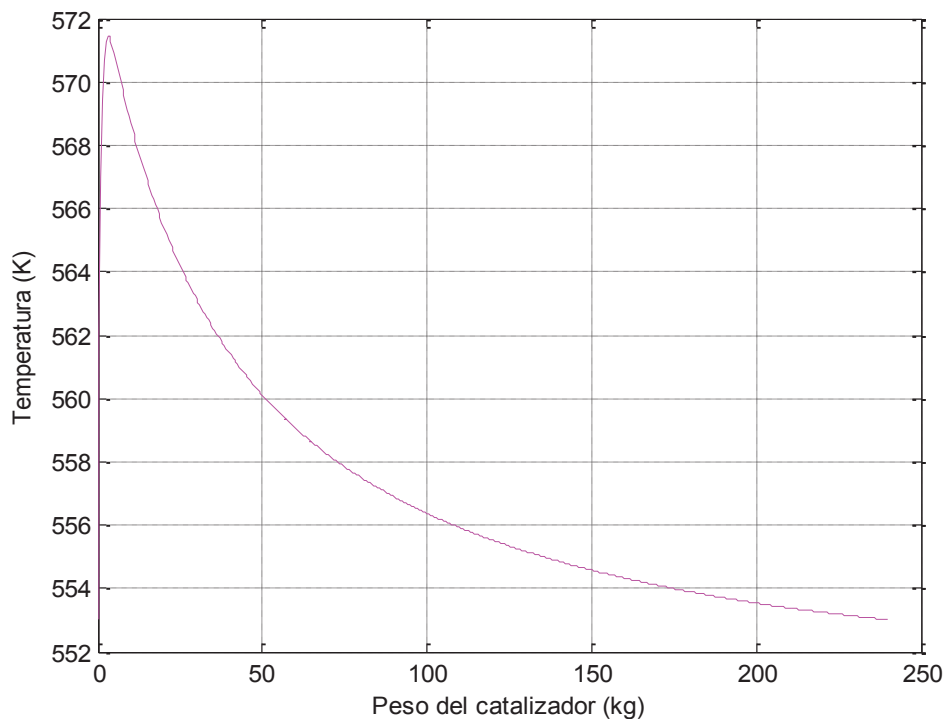


Figura AXII.1. Variación de la temperatura en el reactor en función del peso del catalizador

Tabla AXII.5. Resultados de los parámetros de diseño del reactor Fischer-Tropsch

Parámetro	Nomenclatura	Valor	Unidades
Factor de fricción	f	7,00	-
Número de tubos	N_T	162,00	-
Diámetro interno de tubo	d_i	20,00	mm
Diámetro externo de tubo	d_e	26,00	mm
Longitud de tubo	l	6 000,00	mm
Área de transferencia de calor	A_T	61,07	m^2
Coefficiente global de transferencia de calor	U	1 254,00	$W m^{-2} K^{-1}$
Peso del catalizador	W_T	240,00	kg
Caída de presión	ΔP	200,00	kPa
Espaciamiento entre tubos	p	25,00	mm
Diámetro interno de la coraza	D_i	900,00	mm

Se calculó la temperatura y presión de diseño con la Ecuación 3.1 y 3.3

$$T_d = 573 + 28 = 601 \text{ (K)}$$

$$P_d = 2\,026 * 1,10 = 2\,230 \text{ (kPa)}$$

El espesor de la coraza del reactor se calculó con la Ecuación 3.4, para un valor de esfuerzo máximo permisible del acero inoxidable de 12 040 psi (Engineers Edge, 2016).

$$t = \frac{323,43 * 35,43}{(2 * 12\,040 * 0,85) - (1,20 * 2\,230)} = 0,65 \text{ in} = 17 \text{ mm}$$

ANEXO XIII

DISEÑO DE LOS SEPARADORES

Para la separación de las mezclas de líquido y gas provenientes del reactor tipo Fischer-Tropsch y del desorbedor de CO₂ se diseñaron dos tanques separadores: un trifásico y un bifásico.

▪ EJEMPLO DE CÁLCULO

Para el diseño del tanque separador de gas y líquido que eliminará la mayor parte de agua y los hidrocarburos líquidos que puedan estar presentes a la salida del reactor, se tomó en consideración que se usará un separador vertical (Stewart y Arnold, 2010, pp. 118-120; Steynberg y Dry, 2004, p. 495). El separador operará a una temperatura de 343 K y una presión de 2 000 kPa, estos datos se obtuvieron mediante un software de simulación de procesos químicos. Se determinaron en primer lugar las propiedades físicas del gas y de los líquidos con los cuales se trabajó, estas propiedades se muestran en la Tabla AXIII.1.

Tabla AXIII.1. Propiedades físicas del líquido y el gas en el separador

Parámetro	Valor	Unidades
Densidad del gas (ρ_{gas})	0,07	lb ft ⁻³
Densidad del líquido 1 (ρ_{liq1})	58,66	lb ft ⁻³
Densidad del líquido 1 (ρ_{liq1})	19,50	°API
Densidad del líquido 2 (ρ_{liq2})	43,23	lb ft ⁻³
Densidad del líquido 2 (ρ_{liq2})	73,24	°API
Peso molecular del gas (PM_{gas})	30,50	lb lbmol ⁻¹
Viscosidad del gas* (μ_{gas})	1,50E-02	cP
Factor de compresibilidad** (z)	0,995	-

* (Jess y Kern, 2009, p. 1167)

** (Software de simulación de procesos químicos)

Se calculó en primera instancia la velocidad superficial máxima en el interior del separador con la Ecuación 3.42, considerando una altura de 5 pies para la cual corresponde un factor K típico de 0,18 y un 25 % de nivel de líquido (API, 2008, p. 13).

$$V_a = 0,18 * \sqrt{\frac{58,66 - 0,07}{0,07}}$$

$$V_a = 5,20 \text{ (ft s}^{-1}\text{)}$$

Se calculó el área mínima para el flujo de gas con la Ecuación 3.43.

$$A_{\min} = \frac{2,83}{5,20} = 0,54 \text{ (ft}^2\text{)}$$

Con el área mínima fue posible determinar el diámetro mínimo del separador, con la Ecuación 3.44.

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4 * 0,53}{\pi}} = 0,82 \text{ (ft)}$$

$$D_{\min} = 9,90 \text{ (in)}$$

Para el diseño se consideró el diámetro nominal más cercano al calculado, por lo que:

$$D = 16,00 \text{ (in)}$$

Para el diámetro nominal seleccionado del tanque, la presión máxima permisible es de 4 137 kPa (API, 2009, p. 3), por lo que el equipo es apto para las condiciones de operación a las cuales será sometido.

Considerando que se trata de un separador trifásico, se tomó un tiempo de retención de 5 min y se calculó el volumen de líquido y la capacidad de líquido del separador con las Ecuaciones 3.45 y 3.46 (API, 2009, p. 14).

$$V_{liq} = \frac{1,33^2 * \pi * 5 * 25}{4 * 5,615 * 100}$$

$$V_{liq} = 0,31 \text{ (bbl)}$$

$$W = \frac{1\ 440 * 0,31}{3}$$

$$W = 149 \text{ (bbl día}^{-1}\text{)}$$

De los cálculos realizados se pudo concluir que el diseño es satisfactorio ya que la capacidad de líquido sobrepasa al flujo de líquido en el separador. Además, se debe cumplir con una relación $\frac{H}{D} > 2$ para que el diseño sea adecuado (API, 2009, p. 3).

$$\frac{H}{D} = \frac{5}{1,33}$$

$$\frac{H}{D} = 3,75$$

La temperatura y presión de diseño del separador se calcularon con las Ecuaciones 3.1 y 3.3.

$$T_d = 343,00 + 28,00$$

$$T_d = 371,00 \text{ (K)}$$

$$P_d = 2\ 000,00 * 1,10$$

$$P_d = 2\ 200,00 \text{ (kPa)}$$

El espesor de la pared del recipiente se calculó con la Ecuación 3.4, para un esfuerzo permisible del acero inoxidable de 12 040,00 psi (Engineers Edge, 2016).

$$t = \frac{319,08 * 16}{(2 * 12\ 040,00 * 0,85) - (1,20 * 319,08)}$$

$$t = 0,25 \text{ (in)} = 6,50 \text{ (mm)}$$

Se seleccionó una tapa hemisférica, cuyo espesor se calculó con la ecuación 3.6.

$$t_p = \frac{319,08 * 16}{(4 * 12\ 040,00 * 0,85) - (0,40 * 319,08)}$$

$$t_p = 0,13 \text{ (in)} = 3,50 \text{ (mm)}$$

De la misma manera, se realizaron los cálculos para el separador bifásico a la salida del desorbedor de CO₂. En las Tablas AXIII.2 y AXIII.3 se muestra el resumen de los parámetros de diseño de los separadores S-301 y S-401 respectivamente.

Tabla AXIII.2. Parámetros de diseño del separador bifásico S-301

Parámetro	Valor	Unidades
Temperatura de diseño	371	K
Presión de diseño	2 130,00	kPa
Diámetro interno	406,40	mm
Altura	1 524, 00	mm
Espesor de la pared	6,50	mm
Tipo de tapa	hemisférica	
Espesor de la tapa	3,50	mm
Volumen de líquido	0,31	bbl
Capacidad de líquido	149,20	bbl día ⁻¹
Tiempo de residencia	5,00	min

Tabla AXIII.3. Parámetros de diseño del separador bifásico S-401

Parámetro	Valor	Unidades
Temperatura de diseño	321,00	K
Presión de diseño	252,00	kPa
Diámetro interno	406,40	mm
Altura	1 524, 00	mm
Espesor de la pared	3,00	mm
Tipo de tapa	semielíptica	
Espesor de la tapa	3,00	mm
Volumen de líquido	0,31	bbl
Capacidad de líquido	149,20	bbl día ⁻¹
Tiempo de residencia	3,00	min

ANEXO XIV

DISEÑO DE LA TORRE DE DESORCIÓN DE CO₂

Para el diseño de la torre de desorción de CO₂ se tomó en cuenta que se trabajará con una columna empacada que separará el CO₂ de la solución acuosa de monoetanolamina (MEA), de las corrientes líquidas a la salida de las torres de absorción de CO₂, mediante vapor de agua que facilita la reversión de la reacción química llevada a cabo en el proceso de absorción.

Para empezar con el diseño del desorbedor fue necesario determinar las propiedades físicas de las corrientes de entrada, estos datos se muestran en la Tabla AXIV.1.

Tabla AXIV.1. Propiedades físicas líquido y el gas en el desorbedor de CO₂

Fluido en el absorbedor	Densidad (kg m ⁻³)	Viscosidad (N s m ⁻²)	Temperatura media (K)	Presión (kPa)
Líquido	941,77	4,28E-04	348,44	210,00
Gas	0,64	-	368,91	210,00

(NIST, 2017)

Se calculó el factor F_{LV} de correlación de gas y líquido en la columna con la Ecuación 3.17.

$$F_{LV} = \frac{L}{V} * \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} = \frac{4\,548,00}{908,27} * \sqrt{\frac{0,64}{941,77}}$$

$$F_{LV} = 0,13$$

Se estimaron los valores de la fracción de inundación K_4 en la columna, mediante la relación de "The Norton Co." (Towler y Sinnott, 2008, pp. 756).

$K_4 = 1,00$ (para la caída de presión de diseño)

$K_4 = 3,00$ (para la inundación)

Se calculó el porcentaje de inundación en el absorbedor con la Ecuación 3.18.

$$\% \text{ Inundación} = \sqrt{\frac{1,00}{3,00}}$$

$\% \text{ Inundación} = 57,73 \%$

De la Ecuación 3.19 se determinó el flujo másico de gas por unidad de área transversal del absorbedor, considerando un factor de empaque de 160 m^{-1} para anillos Pall de 2,54 cm (Towler y Sinnott, 2008, pp. 744).

$$1,00 = \frac{13,1 * (V_w)^2 * 160 * \left(\frac{4,28E - 04}{941,77}\right)^{0,1}}{0,65 * (941,77 - 0,65)}$$

$V_w = 1,12 \text{ (kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}\text{)}$

Con el valor anterior y el mayor flujo másico del gas, fue posible determinar el área transversal de la columna de absorción, con la Ecuación 3.20:

$$A_t = \frac{908,27(\text{kg h}^{-1})}{1,12 (\text{kg m}^{-2} \text{ s}^{-1})} * \frac{1 (\text{h})}{3 600 (\text{s})} = 0,23 \text{ m}^2$$

Considerando que la columna tiene una geometría cilíndrica, el diámetro se calculó con la Ecuación 3.21:

$$D = 2 * \sqrt{\frac{0,23}{\pi}}$$

$$D = 0,54(\text{m})$$

Considerando el factor de seguridad de 10 % para el diámetro de la columna (Towler y Sinnott, 2008, pp. 745):

$$\mathbf{D \approx 0,70 (m)}$$

La altura de una unidad de transferencia se calculó con la Ecuación 3.23:

$$G_m = \frac{V_N}{V_0/V_w} = \frac{61,20 \text{ (kgmol h}^{-1}\text{)}}{0,13 \text{ m}^2} * \frac{1 \text{ (h)}}{3\,600 \text{ (s)}} = 0,13 \text{ (kgmol m}^{-2} \text{ s}^{-1}\text{)}$$

$$\text{HUT} = \frac{0,13 \text{ (kgmol m}^{-2} \text{ s}^{-1}\text{)}}{1,00\text{E} - 01 \text{ (kgmol m}^{-3} \text{ s}^{-1}\text{)}} = 1,29 \text{ (m)}$$

Los datos bibliográficos del equilibrio a 120 °C para el CO₂ y el vapor de agua se presentan en la Tabla AXIV.2 y en la Figura AXIV.1 (Camacho et al., 2000, p. 20).

Tabla AXIV.2. Datos de equilibrio del CO₂/H₂O

kgmol CO ₂ /kgmol H ₂ O	Presión parcial CO ₂ (mm Hg)
0,001	0,079
0,002	0,172
0,003	0,282
0,004	0,414
0,005	0,575
0,006	0,780

(Carmody, 2015, p. 2)

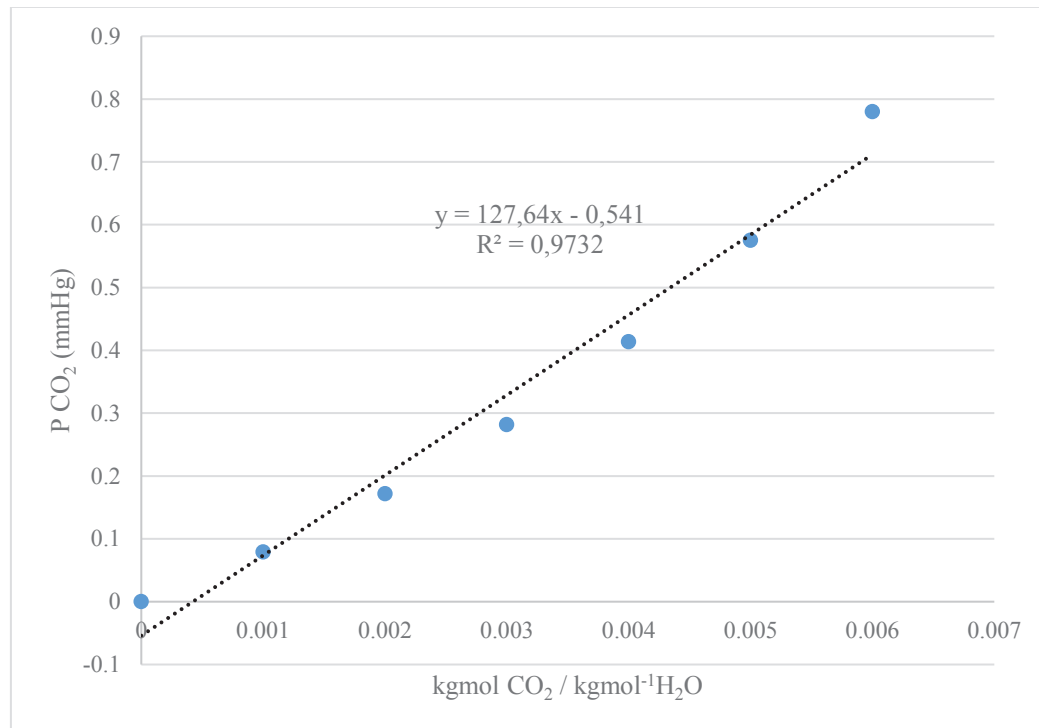


Figura AXIV.1. Gráfica de equilibrio del sistema CO₂/H₂O

De la Figura AXIV.1 se obtuvo la ecuación característica de la recta representada en la Ecuación AXIV.1:

$$Y^* = 127,64 * X^* - 0,541 \quad [\text{AXIV.1}]$$

Se conoce la fracción de CO₂ que ingresa en el líquido de alimentación ($X_2 = 0,03$), la fracción de CO₂ en el gas de salida es ($Y_2 = 0,11$) y los flujos molares por unidad de área, de gas y líquido. Por lo tanto, la Ecuación 3.25 se expresa:

$$X^* - 0,03 = \frac{0,05}{0,17} * (Y - 0,11)$$

$$X^* = 0,29 * (Y - 0,11) + 0,03$$

Para determinar el NUT con la Ecuación 3.24, fue necesario determinar el área bajo la curva de manera gráfica, para ello se dieron valores de Y y se calcularon los valores correspondientes de X* y Y*, los cuales se muestran en la Tabla AXIV.3.

Tabla AXIV.3. Valores de las concentraciones de CO₂ en el gas y en el equilibrio, para la determinación del NUT

Y	Y*	Y - Y*	$\frac{1}{Y - Y^*}$
0,00	-0,09	0,09	11,29
0,01	-0,08	0,09	10,58
0,02	-0,08	0,10	9,96
0,03	-0,08	0,11	9,40
0,04	-0,07	0,11	8,91
0,05	-0,07	0,12	8,33
0,06	-0,06	0,12	8,06
0,07	-0,06	0,13	7,69
0,08	-0,06	0,14	7,36
0,09	-0,05	0,14	7,05
0,11	-0,04	0,15	6,67

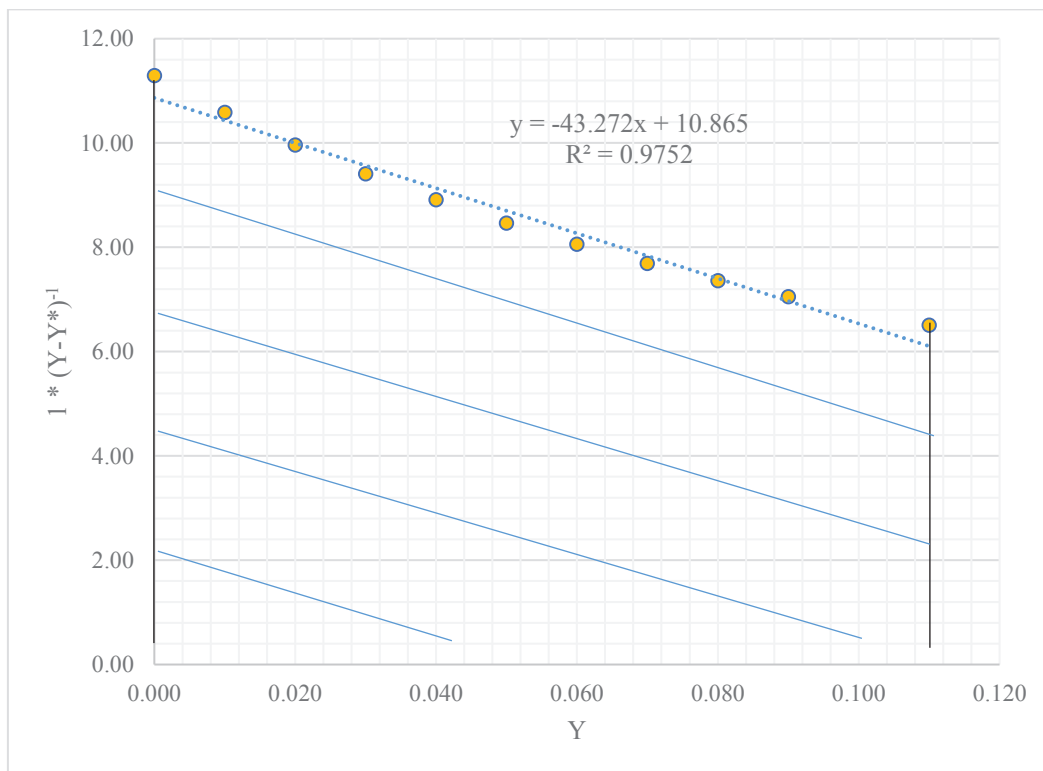


Figura AXIV.2. Gráfica del número de unidades de transferencia para el sistema CO₂/H₂O

De la Figura AXIV.2 fue posible obtener la función correspondiente para calcular el NUT con la Ecuación 3.24, con las concentraciones de CO₂ en el gas a la entrada y a la salida del desorbedor:

$$NUT = \int_{0,11}^{0,00} (-43,27 * Y + 10,865) dY$$

$$NUT = 0,933$$

Con la Ecuación 3.22 se calculó la altura de la columna de absorción:

$$Z = 1,26 * 0,933$$

$$Z = 1,18 \text{ (m)}$$

Considerando el 10 % de seguridad para el diseño (Towler y Sinnott, 2008, p.760):

$$\mathbf{Z \approx 1,30 \text{ (m)}}$$

Para los parámetros calculados para el desorbedor, con la Figura 3.3 se obtuvo una caída de presión de aproximadamente 350 Pa m⁻¹ de empaque, que corresponde a 35 mmH₂O m⁻¹ de empaque, el cual es un valor igual a la caída de presión permisible para desorbedores, por lo que el diseño realizado es satisfactorio.

La temperatura y presión de diseño se calcularon con las Ecuaciones 3.1 y 3.2:

$$T_d = 122,00 + 28,00$$

$$T_d = 150,00 \text{ (°C)}$$

$$P_d = 210,00 * 1,20$$

$$P_d = 252,00 \text{ (kPa)}$$

El espesor de la pared de la torre de absorción se calculó con la Ecuación 3.4, para el acero inoxidable AISI 304, cuyo esfuerzo permisible es 12 000,00 psi (Engineers Edge, 2016).

$$t = \frac{36,55 * 27,56}{(2 * 12\ 000 * 0,85) - (1,20 * 36,55)}$$

$$t = 0,05 \text{ (in)}$$

La tapa seleccionada para la torre de absorción es elipsoidal y su espesor se calculó con la Ecuación 3.5.

$$t_p = \frac{36,55 * 27,56}{(2 * 12\ 000 * 0,85) - (0,20 * 36,55)}$$

$$t_p = 0,05 \text{ (in)}$$

Dado que el cálculo da como resultado un espesor muy pequeño, por motivos de diseño se tomará un valor de espesor mínimo, para la pared del equipo y su tapa (Towler y Sinnott, 2008, p. 991):

$$t = t_p = 0,13 \text{ (in)} = 3,50 \text{ (mm)}$$

Los parámetros de diseño de la torre de desorción CD-401 se resume en la Tabla AXIV.4.

Tabla AXIV.4. Parámetros de diseño de la torre de desorción CD-401

Parámetro	Valor	Unidades
Temperatura de diseño	423,00	K
Presión de diseño	252,00	kPa
Diámetro de la torre	700,00	mm
Altura de la torre	1 300,00	mm

Tabla AXIV.4. Parámetros de diseño de la torre de desorción CD-401 (continuación...)

Parámetro	Valor	Unidades
Número de etapas	20	-
Tipo de relleno	Anillos metálicos Pall	-
Caída de presión específica	0,35	kPa m ⁻¹
Espesor de la pared de la columna	3,50	mm
Tipo de tapa	Semi-elíptica	-
Espesor de la tapa	3,50	mm

ANEXO XV

DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS SECUNDARIOS DE LA PLANTA

Se presenta el dimensionamiento de los diferentes equipos secundarios que intervienen en la planta de producción de propileno.

Intercambiadores de calor

Los equipos para el intercambio de calor necesarios en la planta fueron seleccionados de catálogos disponibles tomando en cuenta los flujos volumétricos de los fluidos que van a intercambiar calor y la disposición de los mismos en el intercambiador. Se seleccionaron intercambiadores de tubos y coraza para aplicaciones que involucran el uso de gases a altas temperaturas. Las especificaciones de los intercambiadores de calor seleccionados se detallan en la Tabla AXV.1 (HRS Heat Exchangers, 2016, p. 1-3)

Tabla AXV.1. Especificaciones de los intercambiadores de calor de tubos y coraza de la planta de producción de propileno

Código del intercambiador	Tipo	Modelo	Flujo por la coraza (m ³ h ⁻¹)	Flujo por los tubos (m ³ h ⁻¹)	Número de tubos	Longitud (m)	Área de transferencia de calor (m ²)	Fluido por la coraza	Fluido por los tubos
W-201 A	Evaporador	G 270 762/34	278,72	0,04	270	3,00	85,80	Gas de síntesis	Agua
W-201 B	Evaporador	G 270 762/34	278,72	0,04	270	3,00	85,80	Gas de síntesis	Agua
W-201 C	Evaporador	G 270 762/34	278,72	0,04	270	3,00	85,80	Gas de síntesis	Agua
W-301	Evaporador	G 31 272/34	22,37	0,05	31	3,00	9,70	Productos gaseosos de reacción	Agua
W-302	Intercambiador	G 114 508/34	87,43	0,01	114	3,00	35,80	Gas de salida de absorbedor	Agua
W-401	Intercambiador	G 31 272/34	6,65	0,03	31	1,50	9,70	Olefinas gaseosas	Agua
W-402	Intercambiador	G 31 272/34	1,28	1,03	31	3,00	9,70	Gas de salida de desorbedor	Agua
W-403	Intercambiador	K 77 6/18	4,19	3,30	7	1,00	2,30	Solución de MEA	Agua

(HRS Heat Exchangers, 2016)

Tanques de almacenamiento

Para almacenar la solución de MEA proveniente de la columna de desorción, se dimensionó un tanque atmosférico con los criterios de la norma API 650 (API, 2007, p. 1).

El flujo volumétrico de diseño se calculó con la ecuación 3.47.

$$Q_d = 4,33 * 1,10$$

$$Q_d = 4,76 \text{ (m}^3 \text{ h}^{-1}\text{)}$$

$$Q_d = 30,00 \text{ (bbl h}^{-1}\text{)}$$

El volumen de operación se calculó con la Ecuación 3.48, tomando un tiempo de contingencia de 8 horas.

$$V_{op} = 30 * 8$$

$$V_{op} = 240,00 \text{ (bbl)}$$

Para cumplir los criterios de diseño para un volumen menor a 1 000 bbl y, considerando una geometría cilíndrica:

$$42,41 = \pi * \left(\frac{D_i}{2}\right)^2 * 2 * D_i$$

$$D_i = 3,00 \text{ (m)}$$

$$H = 6,00 \text{ (m)}$$

$$H_{nom} = 6,00 + 0,3048 \text{ (m)}$$

$$V_{\text{nom}} = 40,32 \text{ (m}^3\text{)}$$

El espesor del tanque se calculó con la ecuación 3.49, los parámetros necesarios para el cálculo se presentan en la tabla AXV.2.

$$t = \frac{\rho * h * g}{2 * T * E} * \frac{D_i}{1000}$$

Tabla AXV.2. Parámetros requeridos para el cálculo del espesor del tanque de almacenamiento de MEA

Parámetro	Valor	Unidades
Densidad del líquido	969,65	kg m ⁻³
Gravedad	9,81	m s ⁻²
Altura del líquido	5,80	m
Diámetro interno	2,90	m
Material de construcción	Acero A-36	-
Esfuerzo del material*	108,00	N mm ⁻²

* (Engineers Edge, 2016)

La temperatura y presión de diseño del tanque de almacenamiento de MEA se calcularon con las Ecuaciones 3.1 y 3.2. la temperatura de operación corresponde a la temperatura de salida del desorbedor de CO₂, mientras que la presión de operación es la atmosférica.

$$T_d = 81,73 + 28,00 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_d = 109,73 \text{ } ^\circ\text{C} = 382,73 \text{ K}$$

$$P_d = 79,00 * 1,20 \text{ kPa}$$

$$P_d = 94,80 \text{ kPa}$$

Para el dimensionamiento de los tanques cilíndricos de almacenamiento del producto final propileno y el subproducto etileno, se tomaron en cuenta las condiciones de acopio de las sustancias.

Como ejemplo de cálculo se tomó el propileno, cuyas condiciones se presentan en la Tabla AXV.3 (Linde, 2010).

Tabla AXV.3. Parámetros requeridos para el dimensionamiento del tanque de propileno

Parámetro	Valor	Unidades
Presión de operación*	1 013,00	kPa
Temperatura de operación*	293,00	K
Material de construcción	Acero Inoxidable A-304	m
Esfuerzo del material**	84 012,00	kPa

* (Linde, 2010)

** (Engineers Edge, 2016)

El volumen nominal del tanque se calculó con la Ecuación 3.50.

$$V_{\text{nom}} = 1,20 * 3,06 * 8$$

$$V_{\text{nom}} = 29,37 \text{ (m}^3\text{)}$$

Para cumplir la relación entre la altura y el diámetro mínima:

$$29,37 = \pi * \left(\frac{D_i}{2}\right)^2 * 2 * D_i$$

$$D_i = 2,65 \text{ (m)}$$

$$H = 5,30 \text{ (m)}$$

La temperatura y presión de diseño se calcularon con las Ecuaciones 3.1 y 3.2.

$$T_d = 20,00 + 28 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_d = 48,00 \text{ }^\circ\text{C} = 321,003 \text{ K}$$

$$P_d = 1\,013,00 * 1,20 \text{ kPa}$$

$$P_d = 1\,215,60 \text{ kPa}$$

El espesor del recipiente se calculó con la Ecuación 3.51.

$$t = \frac{1\,215,60 * 2,70}{4 * 84\,012,00} * 1\,000$$

$$t = 9,77 \text{ (mm)}$$

El espesor de la tapa hemisférica del recipiente se calculó con la Ecuación 3.4.

$$t_p = \frac{176,22 * 106,30}{(4 * 12\,040,00 * 0,85) - (0,40 * 176,22)} = 0,45 \text{ in}$$

$$t_p = 11,64 \text{ (mm)}$$

Los cálculos para el dimensionamiento del tanque de etileno se realizaron de similar forma y los parámetros obtenidos se presentan en la Tabla AXV.4

Tabla AXV.4. Parámetros requeridos para el dimensionamiento del tanque de propileno

Parámetro	Valor	Unidades
Presión de diseño	1 519,50	kPa
Temperatura de diseño	321,00	K
Material de construcción	Acero Inoxidable A-304	–
Diámetro interno	2,00	m
Altura	4,00	m

Tabla AXV.4. Parámetros requeridos para el dimensionamiento del tanque de propileno
(continuación...)

Parámetro	Valor	Unidades
Espesor del recipiente	11,64	mm
Tipo de tapa	Hemisférica	–
Espesor de la tapa	10,00	mm

Sistemas de bombeo

Las bombas para la impulsión de líquidos fueron seleccionadas de catálogos disponibles tomando en cuenta los flujos volumétricos de los fluidos involucrados y los diferentes parámetros detallados en el Capítulo 3, Sección 3.8. Los valores calculados se resumen en la Tabla AXV.5.

Tabla AXV.5. Parámetros calculados para la selección de bombas

Caudal ($\text{m}^3 \text{ s}^{-1}$)	Código Bomba	$V_{\text{succión}}$ (m s^{-1})	V_{descarga} (m s^{-1})	Área (m^2)	Diámetro (m)	Diámetro (in)	Diámetro nominal (in)	Re	e/D	Factor de Darcy	hr (m)	Altura bomba (m)	Potencia (W)
3,20E-05	P-201	0,61	2,74	5,25E-05	8,18E-03	0,32	1,0	69596	0,005906	0,04	13,10	29,30	92,02
2,78E-05	P-301	0,61	2,74	4,55E-05	7,61E-03	0,30	1,0	69596	0,005906	0,04	21,99	38,10	103,72
1,38E-05	P-402	0,61	2,74	2,26E-05	5,37E-03	0,21	1,0	69596	0,005906	0,04	43,98	60,09	81,36
1,43E-05	P-403	0,61	2,74	2,34E-05	5,46E-03	0,22	1,0	69596	0,005906	0,04	43,98	60,09	84,15
2,89E-04	P-401	0,61	2,74	4,74E-04	2,46E-02	0,97	1,5	104394	0,003937	0,04	14,66	30,77	87,29
9,21E-04	P-202	0,61	2,74	1,51E-03	4,38E-02	1,73	2,0	139192	0,002953	0,033	1,81	17,92	161,78

ANEXO XVI

ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA

En la Tabla AXVI.1 se presenta el desglose de costos por consumo de energía eléctrica en la planta. En la Tabla AXVI.2 se presenta el cálculo de los salarios de las personas que se consideró que trabajarán en la planta. En la Tabla AXVI. 4 se presentan los costos por depreciación anual, considerando que la maquinaria tiene una vida útil de 10 años, las edificaciones 20 años y el equipo de cómputo 3 años y en la Tabla AXVI.2 se detallan los costos asociados a la compra de insumos, que en este caso es la solución de monoetanolamina al 30 % en peso que debe reponerse al proceso

Tabla AXVI.1. Desglose de costos por consumo de energía eléctrica

Equipo	Cantidad	Consumo (kW-h)	Consumo anual (kW)	Precio (USD kW⁻¹)	USD al año
Bombas	12	1	86 400	0,08	6 912,0
Trituradora 1	1	78	673920	0,08	53 913,6
Trituradora 2	1	11	95 040	0,08	7 603,2
Secador	1	18	155 520	0,08	12 441,6
Generador	1	360	3 110 400	0,08	24 8832,0
Servicios	-	-	10 000	0,08	800,0
TOTAL		468			330 502,4

Tabla AXVI.2. Desglose de costos por salarios anuales, en USD

Puesto	No. empleados	Sueldo mensual por puesto (USD)	Aporte IESS (11,15 %) (USD)	Fondo de reserva (9,33 %) (USD)	13er sueldo (USD)	14to sueldo (USD)	Total individual mensual (USD)	Total individual anual (USD)	TOTAL ANUAL (USD)
Jefe de planta	1	2 000,00	223,00	166,60	2 000,00	375	2 389,60	31 216,80	31 216,80
Conserjes	3	390,00	43,48	32,48	390,00	375	465,97	6 389,15	19 167,45
Ingeniero supervisor	3	1 500,00	167,25	124,95	1 500,00	375	1 792,20	23 506,35	70 519,05
Cocineros	3	390,00	43,48	32,48	390,00	375	465,97	6 389,15	19 167,45
Operarios	12	650,00	72,47	54,14	650,00	375	776,62	10 398,58	124 783,02
Guardias	3	700,00	78,05	58,31	700,00	375	836,36	11 169,63	33 508,89
Contador	1	900,00	100,35	74,97	900,00	375	1 075,32	14 253,81	14 253,81
Gerente	1	2 500,00	278,75	208,25	2 500,00	375	2 987,00	38 927,25	38 927,25
Secretaria	1	750,00	83,62	62,47	750,00	375	896,10	11 940,67	11 940,67
TOTAL		9 780,00						154 191,40	363 484,40

Tabla AXVI.3. Desglose de costos por depreciación anuales

Activo	Año									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Maquinaria	264 318,60	264 318,60	264 318,60	264 318,60	264 318,60	264 318,60	264 318,60	264 318,60	264 318,60	264 318,60
Edificios	9 375,00	9 375,00	9 375,00	9 375,00	9 375,00	9 375,00	9 375,00	9 375,00	9 375,00	9 375,00
Equipo de cómputo	1 666,67	1 666,67	1 666,67	1 666,67	1 666,67	1 666,67	1 666,67	1 666,67	1 666,67	1 666,67
TOTAL	275 360,27	275 360,27	275 360,27	275 360,27	275 360,27	275 360,27	275 360,27	275 360,27	275 360,27	275 360,27

Tabla AXVI.4. Desglose de costos por insumos al año

Insumo	Flujo másico (kg h ⁻¹)	Flujo anual (t año ⁻¹)	Precio (USD t ⁻¹)	Total USD al año
MEA de reposición	3,55	30,67	4 000,00	122 688,00

