

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

DISEÑO DE LAS PLANTAS DE TRATAMIENTO DE GAS NATURAL PARA LA SEPARACIÓN DE LOS HIDROCARBUROS Y PRODUCCIÓN DE ETILENO A PARTIR DE ETANO

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIEROS
QUÍMICOS**

CARINA ESTEFANÍA CORREA GUALLICHICO

carina.ecg@outlook.com

MARCO OSWALDO CABRERA CALDERÓN

marco.cabrera.epn@outlook.es

DIRECTORA: ING. LUCÍA MARGARITA MONTENEGRO AGUAS MSc.

lucia.montenegro@epn.edu.ec

Quito, junio 2016

© Escuela Politécnica Nacional (2016)
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Nosotros, Carina Estefanía Correa Guallichico y Marco Oswaldo Cabrera Calderón, declaramos que el trabajo aquí descrito es de nuestra autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que hemos 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.

Carina Estefanía Correa Guallichico

Marco Oswaldo Cabrera Calderón

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Carina Estefanía Correa Guallichico y Marco Oswaldo Cabrera Calderón, bajo mi supervisión.

Ing. Lucía Montenegro A. MSc.
DIRECTORA DEL PROYECTO

AGRADECIMIENTO

A Dios, por ser esa fuerza que me motivó a seguir y por todas las bendiciones recibidas.

A mis padres, Lucía y Carlos por su sacrificio y esfuerzo diario para hacer de mis hermanos y yo lo que tanto anhelaron.

A mi madre, por su enorme apoyo y amor, sin usted no hubiese llegado a ningún lado. Gracias por hacer suyos mis problemas y animarme en todo momento.

A mis hermanos Eduardo y Anahí, por no dejarme sola demostrándome su amor y apoyo. Pero sobre todo por compartir conmigo tantas ocurrencias. A ti gordita por preguntarme todos los días tan inocentemente si ya terminaba la tesis y recordarme todo lo que aún no hacía. Y a ti Edu por hacer lo mismo pero nada “inocentemente”. Les quiero demasiado, pequeños.

A Marquito mi compañero de tesis, por el aguante que le pusiste a esto inclusive cuando pasó el accidente de tu mami. Eres un hombre admirable y más fuerte de lo que pensabas. Gracias por el apoyo, la paciencia y el amor que has tenido conmigo durante este largo caminar, porque ese fue el principal motivo para continuar inclusive cuando todo parecía que estaba en contra. Sin embargo, lo hicimos y es una meta más que alcanzamos, así como lo haremos con los sueños que tenemos juntos. Te amo.

A mi familia, abuelita Elvia, tíos (Martha, Susi, Cristian y Nancy) y primos (chinito Dani, Verito y Santi) mil gracias por su cariño, apoyo e interés durante esta etapa y siempre.

A la Ing. Lucía por darnos la oportunidad de realizar este proyecto y también por TODO su apoyo, consejos y tiempo.

A mis amigas Karlita, Andre y Gabyta que me han acompañado en distintas

etapas de mi vida (el atletismo, el colegio y la universidad). Con cada una he compartido experiencias y momentos que los guardaré en mi mente y corazón. Gracias por una amistad sincera.

Cari Correa

AGRADECIMIENTO

A Dios, por darme las fuerzas, ánimos y sabiduría para en los momentos difíciles encontrar tranquilidad y seguir con las responsabilidades que tenía a cargo, pero sobre todo por poner personas que me aman a mí alrededor y por cuidarme.

A mi madre, Martha por su enorme sacrificio y esfuerzo durante tantos años para darme la oportunidad de conseguir una carrera y porque siempre ha dado toda su vida por mí. Por ser la persona que ha velado por mí desde que nací hasta el día de hoy, por entregarse completamente y por darme un enorme ejemplo de perseverancia, fortaleza, responsabilidad y amor desinteresado.

A mi hermana, Susana por su apoyo, esfuerzo y confianza durante toda mi vida, por estar ahí siempre y por en los días difíciles haber guardado calma y entenderme. Gracias por haberme amado como a un hijo y por siempre estar ahí cuando he cometido errores o aciertos, gracias por tu esfuerzo diario y por tu amor sincero.

A Cari mi compañera de tesis, primero por haber sido parte de mi vida como compañera, amiga y novia, por haber sido el sostén de muchos días y por darme las fuerzas para afrontar los días difíciles. Gracias por no haber dejado de luchar por nuestra meta y que podamos conseguir un objetivo que ha sido difícil pero que el trabajo duro siempre da sus frutos. Siempre estaré ahí para ti, te amo.

A mi familia, mis abuelitos y mis tíos que han sido un apoyo con su confianza y con su constante interés en mí.

A la Ing. Lucy por habernos dado la mano en un momento difícil, y con su conocimiento habernos guiado en este camino y por haber dado mucho de sí por ayudarnos a alcanzar esta meta. Muchas gracias por haber estado ahí.

Marco Cabrera

DEDICATORIA

A mi madre, hermanos y novio que son la razón de ser de todo lo que hago.
SON MI VIDA.

DAR UN PASO MÁS DEL QUE YA NO SE PUEDE

Anónimo

Cari Correa

DEDICATORIA

A mi madre, hermana y mi novia por ser los motores de mi vida

Marco Cabrera

ÍNDICE DE CONTENIDOS

	PÁGINA
RESUMEN	xxii
INTRODUCCIÓN	xxvi
1 REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	1
1.1 Gas natural	1
1.1.1 Composición y clasificación	2
1.1.2 Gas natural en el Ecuador	4
1.1.3 Aplicaciones del gas natural	6
1.2 Apovechamiento de gas natural	7
1.2.1 Endulzamiento del gas natural	8
1.2.1.1 Procesos de absorción	9
1.2.1.2 Procesos de adsorción	14
1.2.1.3 Procesos de conversión directa	14
1.2.1.4 Remoción con mallas moleculares	15
1.2.1.5 Remoción con membranas	16
1.2.2 Deshidratación	17
1.2.2.1 Absorción con solventes físicos	18
1.2.2.2 Adsorción en lecho sólido	20
1.2.3 Separación de hidrocarburos	21
1.2.3.1 Proceso criogénico para recuperación de hidrocarburos líquidos	22
1.2.3.2 Proceso de absorción para recuperación de hidrocarburos líquidos	23
1.2.3.3 Fraccionamiento de hidrocarburos	24
1.2.4 Los hidrocarburos y la industria petroquímica	25
1.2.5 La industria petroquímica en el Ecuador	26
1.2.6 Etileno	27
1.2.7 Esquema general de una planta de tratamiento de gas natural y petróleo	28
1.2.8 Diseño propuesto de los equipos de la planta de tratamiento de gas natural para la separación de hidrocarburos	30
1.2.8.1 Separador vapor – líquido	31
1.2.8.2 Columna de absorción de relleno	34
1.2.8.3 Columna de destilación	36
1.2.8.4 Intercambiadores de calor de dos corrientes en contracorriente	39
1.2.9 Esquema general de una planta de producción de olefinas	41
1.2.10 Diseño propuesto de los equipos de la planta de producción de etileno a partir de etano	42

1.2.10.1	Craqueo térmico	43
1.2.10.2	Horno tunular	45
1.2.10.3	Intercambiadores de calor de dos corrientes en contracorriente	49
1.2.10.4	Separador vapor – líquido	50
1.2.10.5	Compresor	50
1.2.11	Columna de destilación	53
2	PARTE EXPERIMENTAL	54
2.1	Caracterización físico-química del gas natural	54
2.1.1	Muestreo de gas natural	54
2.1.2	Cromatografía de gases	55
2.2	Dimensionamiento de los equipos de la planta de tratamiento de gas natural para la separación de los hidrocarburos	56
2.2.1	Separador vapor-líquido	56
2.2.2	Columna de absorción de relleno	60
2.2.2.1	Columna de absorción con dietanolamina (DEA)	60
2.2.2.2	Columna de absorción con trietilenglicol (TEG)	63
2.2.3	Columna de platos	64
2.2.4	Intercambiador de calor de dos corrientes en contracorriente	68
2.2.4.1	Intercambiador 1	68
2.2.4.2	Intercambiador 2	69
2.2.4.3	Intercambiador 3	69
2.2.4.4	Elementos de diseño del intercambiador de calor de dos corrientes en contracorriente	69
2.3	Dimensionamiento de los equipos de la planta de producción de etileno a partir de etano	73
2.3.1	Horno tubular	75
2.3.1.1	Zona de radiación	75
2.3.1.2	Zona de convección	76
2.3.2	Intercambiador de calor de dos corrientes en contracorriente	79
2.3.2.1	Intercambiador de calor 4	79
2.3.2.2	Intercambiador de calor 5	80
2.3.3	Separador vapor-líquido vertical	80
2.3.4	Compresor	81
2.3.5	Columna de platos	83
2.4	Diagramas PFD y planos generales de las plantas de tratamiento de gas natural para la separación de los hidrocarburos y producción de etileno a partir de etano	83

3	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	86
3.1.	Caracterización de las propiedades físico – químicas del gas natural	86
3.2	Balance de masa del proceso de tratamiento de gas natural para la separación de hidrocarburos	88
3.2.1	Balance de masa en el separador vapor – líquido (S-101)	89
3.2.2	Balance de masa en la columna de absorción de endulzamiento (CA-201)	90
3.2.3.	Balance de masa en la columna de regeneración (CD-202)	90
3.2.4	Balance de masa en el intercambiador 1 (E-401)	91
3.2.5	Balance de masa en la columna desmetanizadora (CD-402)	92
3.2.6	Balance de masa en la columna desetanizadora (CD-403)	93
3.2.7	Balance de masa en la columna despropanizadora (CD-404)	93
3.2.8	Balance de masa en el intercambiador 2 (E-301)	94
3.2.9.	Balance de masa en la columna de absorción de deshidratación (CA-302)	95
3.2.10	Balance de masa en el intercambiador 3 (E.405)	96
3.2.11	Balance de masa en la columna despentanizadora (CD-406)	96
3.3	Balance de masa del proceso de obtención de etileno a partir de etano	97
3.3.1	Balance de masa en el horno tubular (H-101 y H-102)	99
3.3.2	Balance de masa en el intercambiador de calor 4 (E-103 y E-104)	100
3.3.3.	Balance de masa en el separador vapor - líquido (S-201 y S-202)	101
3.3.4	Balance de masa en el compresor centrífugo (C-203 y C-204)	101
3.3.5	Balance de masa en el intercambiador de calor 5 (E-205 y E-206)	102
3.3.6	Balance de masa en la columna desmetanizadora (CD-301)	103
3.3.7	Balance de masa en la columna desetanizadora (CD-302)	103
3.3.8	Balance de masa en la fraccionadora de etileno (E-303)	104
3.4	Diseño de los equipos de la planta de tratamiento de gas natural	105
3.4.1	Separador vapor – líquido vertical (S-101)	105
3.4.2	Columna de absorción de relleno con dietanolamina (CA-201)	109
3.4.3	Columna de absorción de relleno con trietilenglicol (CA-302)	113
3.4.4	Intercambiador 1 (E-401)	116
3.4.5	Intercambiador 2 (E-301)	123
3.4.6	Intercambiador 3 (E-405)	123
3.4.7	Columna desmetanizadora (CD-402)	125
3.4.8	Columna desetanizadora (CD-403)	131
3.4.9	Columna despropanizadora (CD-404)	134
3.4.10	Columna de regeneración (CD-202)	136
3.4.11	Columna despentanizadora (CD-406)	140
3.5	Diseño de los equipos de la planta de producción de etileno a partir de etano	144
3.5.1	Horno tubular (H-101 y H-102)	144

3.5.1.1	Cámara de radiación o combustión	146
3.5.1.2	Cámara de convección	151
3.5.2	Intercambiador 4 (E-103 y E-104)	154
3.5.3	Separador vapor – líquido vertical (S-201 y S-202)	154
3.5.4	Compresor centrífugo (C-203 y C-204)	156
3.5.5	Intercambiador 5 (E-205 y E-206)	160
3.5.6	Columna desmetanizadora (CD-301)	161
3.5.7	Columna desetanizadora (CD-302)	165
3.5.8	Fraccionadora de etileno (CD-303)	167
3.6	Resultados del programa Chemcad de los equipos de la planta de tratamiento de gas natural	172
3.6.1	Separador vapor – líquido (S-101)	172
3.6.2	Columna de absorción de relleno con dietanolamina (CA-201)	175
3.6.3	Columna de absorción de relleno con trietilenglicol (CA-302)	178
3.6.4	Intercambiador 1 (E-401)	180
3.6.5	Intercambiador 2 (E-301)	183
3.6.6	Intercambiador 3 (E-405)	185
3.6.7	Columna desmetanizadora (CD-402)	187
3.6.8	Columna desetanizadora (CD-403)	190
3.6.9	Columna despropanizadora (CD-404)	192
3.6.10	Columna despentanizadora (CD-406)	194
3.6.11	Columna regeneradora (CD-202)	197
3.7	Resultados del programa Chemcad de los equipos de la planta de producción de etileno a partir de etano	200
3.7.1	Horno tubular (H-101 y H-102)	200
3.7.2	Intercambiador de calor 4 (E-103 y E-104)	202
3.7.3	Separador vapor – líquido vertical (S-201 y S-202)	204
3.7.4	Compresor centrífugo (C-203 y C-204)	206
3.7.5	Intercambiador de calor 5 (E-205 y E-206)	208
3.7.6	Columna desmetanizadora (CD-301)	210
3.7.7	Columna desetanizadora (CD-302)	213
3.7.8	Fraccionadora de etileno (CD-303)	215
3.8	Diagrama de flujo (PFD) y distribución en planta (<i>Lay Out</i>) del proceso de tratamiento de gas natural para la separación de hidrocarburos	218
3.9	Diagrama de flujo (PFD) y distribución en planta (<i>Lay Out</i>) del proceso de producción de etileno a partir de etano	221
4	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	224
4.1	Conclusiones	224

4.2	Recomendaciones	227
	BIBLIOGRAFÍA	228
	ANEXOS	236

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla I.1.	Datos del análisis cromatográfico de muestras de gas natural de distintos pozos del Bloque 48	xxvii
Tabla 1.1	Composición en volumen del gas natural	3
Tabla 1.2	Producción, consumo e importación de gas natural y GLP en el Ecuador	5
Tabla 1.3.	Requisitos del gas natural para consumo final de los sectores industrial, automotriz, residencial y comercial	8
Tabla 1.4.	Propiedades y características de los glicoles utilizados en la deshidratación del gas natural	19
Tabla 1.5.	Importaciones de productos petroquímicos en el Ecuador	27
Tabla 2.1.	Simbología utilizada en el diagrama PFD	84
Tabla 3.1.	Resultados promedio obtenidos de la cromatografía del gas natural	86
Tabla 3.2.	Valores promedio transformados a valores norma y valores máximos permisibles para el gas natural	87
Tabla 3.3.	Dimensiones del separador vapor – líquido (S-101)	108
Tabla 3.4.	Dimensiones obtenidas del diámetro, altura y relación H_T/D_C de la de absorción de relleno para el endulzamiento de gas natural	112
Tabla 3.5.	Dimensiones obtenidas de la columna de absorción de relleno para el endulzamiento de gas natural (CA-201)	113
Tabla 3.6.	Dimensiones obtenidas del diámetro, altura y relación H_T/D_C de la columna de absorción de relleno para la deshidratación de gas natural (CA-302)	115
Tabla 3.7.	Dimensiones obtenidas de la columna de absorción de relleno para la deshidratación de gas natural	115
Tabla 3.8.	Valores de temperatura de salida de Syltherm XLT asumida y calculada	118
Tabla 3.9.	Especificaciones del intercambiador de calor 1 de tubos y coraza (E-401)	122
Tabla 3.10.	Especificaciones del intercambiador de calor 2 de tubos y coraza (E-301)	123

Tabla 3.11.	Especificaciones del intercambiador de calor 3 de tubos y coraza (E-405)	125
Tabla 3.12.	Número de etapas ideales obtenidas a partir de valores de reflujo asumidas	128
Tabla 3.13.	Dimensiones obtenidas del diámetro, altura y relación H_T/D_C de la columna desmetanizadora (CD-402)	128
Tabla 3.14.	Dimensiones obtenidas del diseño de la desmetanizadora (CD-402)	129
Tabla 3.15.	Número de etapas ideales obtenidas a partir de valores de reflujo ideales asumidas	131
Tabla 3.16.	Dimensiones obtenidas del diámetro, altura y relación H_T/D_C de la columna desmetanizadora (CD-403)	131
Tabla 3.17.	Dimensiones obtenidas del diseño de la columna desmetanizadora (CD-403)	132
Tabla 3.18.	Número de etapas ideales obtenidas a partir de valores de reflujo ideales asumidas	134
Tabla 3.19.	Dimensiones obtenidas del diámetro, altura y relación H_T/D_C de la columna despropanizadora (CD-404)	135
Tabla 3.20.	Dimensiones obtenidas del diseño de la columna despropanizadora (CD-404)	135
Tabla 3.21.	Número de etapas ideales obtenidas a partir de valores de reflujo ideales asumidas	138
Tabla 3.22.	Dimensiones obtenidas del diámetro, altura y relación H_T/D_C de la columna de regeneración (CD-202)	138
Tabla 3.23.	Dimensiones obtenidas de la columna de regeneración (CD-202)	140
Tabla 3.24.	Número de etapas ideales obtenidas a partir de valores de reflujo ideales asumidas	141
Tabla 3.25.	Dimensiones obtenidas del diámetro, altura y relación H_T/D_C de la columna despentanizadora (CD-406)	141
Tabla 3.26.	Dimensiones obtenidas del diseño de la columna despentanizadora (CD-406)	142
Tabla 3.27.	Composición de los gases de combustión	146
Tabla 3.28.	Valores asumidos y calculados para la temperatura de los gases	147
Tabla 3.29.	Dimensiones de la cámara de combustión	150
Tabla 3.30.	Dimensiones de la cámara de convección	152

Tabla 3.31.	Especificaciones del intercambiador de calor 4 (E-103/E-104)	154
Tabla 3.32.	Dimensiones del separador vapor – líquido	156
Tabla 3.33.	Especificaciones del intercambiador de calor 5 (E-205/E-206)	160
Tabla 3.34.	Número de etapas ideales obtenidas a partir de valores de reflujo ideales asumidas	161
Tabla 3.35.	Dimensiones obtenidas del diámetro, altura y relación H_T/D_C de la columna desmetanizadora (CD-301)	163
Tabla 3.36.	Dimensiones obtenidas del diseño de la columna desmetanizadora (CD-301)	165
Tabla 3.37.	Número de etapas ideales obtenidas a partir de valores de reflujo ideales asumidas	166
Tabla 3.38.	Dimensiones obtenidas del diámetro, altura y relación H_T/D_C de la columna desetanizadora (CD-302)	166
Tabla 3.39.	Dimensiones obtenidas del diseño de la columna desetanizadora (CD-302)	167
Tabla 3.40.	Número de etapas ideales obtenidas a partir de valores de reflujo ideales asumidas	169
Tabla 3.41.	Dimensiones obtenidas del diámetro, altura y relación H_T/D_C de la columna fraccionadora de etileno (CD-303)	169
Tabla 3.42.	Dimensiones obtenidas del diseño de la columna de fraccionamiento etileno (CD-303)	170
Tabla 3.43.	Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 del separador vapor-líquido (S-101)	173
Tabla 3.44.	Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación el programa Chemcad 6.0 del separador vapor-líquido (S-101)	174
Tabla 3.45.	Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna de absorción de relleno con relleno con dietanolamina (CA-201)	176
Tabla 3.46.	Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna de absorción de relleno con dietanolamina (CA-201)	177
Tabla 3.47.	Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna de absorción de relleno con trietilenglicol (CA-302)	179

Tabla 3.48.	Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna de absorción de relleno con (CA-302)	180
Tabla 3.49.	Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 1 de tubos y coraza (E-401)	181
Tabla 3.50.	Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 1 de tubos y coraza (E-401)	182
Tabla 3.51.	Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 2 de tubos y coraza (E-301)	184
Tabla 3.52.	Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 2 de tubos y coraza (E-301)	185
Tabla. 3.53.	Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 2 de tubos y coraza (E-301)	186
Tabla 3.54.	Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 3 de tubos y coraza (E-405)	187
Tabla 3.55.	Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desmetanizadora de platos (CD-402)	188
Tabla 3.56.	Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desmetanizadora de platos (CD-402)	189
Tabla 3.57.	Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desetanizadora de platos (CD-403)	191
Tabla 3.58.	Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desetanizadora de platos (CD-403)	192
Tabla 3.59.	Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna despropanizadora de platos (CD-404)	193
Tabla 3.60.	Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna despropanizadora de platos (CD-404)	194

Tabla 3.61.	Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna despentanizadora de platos (CD-406)	195
Tabla 3.62.	Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna despentanizadora de platos (CD-406)	196
Tabla 3.63.	Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en programa Chemcad 6.0 de la columna regeneradora de platos (CD-202)	198
Tabla 3.64.	Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna regeneradora de platos (CD-202)	199
Tabla 3.65.	Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en programa Chemcad 6.0 del reactor de equilibrio	201
Tabla 3.66.	Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del reactor de equilibrio	201
Tabla 3.67.	Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 4 de tubos y coraza (E-103/E-104)	203
Tabla 3.68.	Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 4 de tubos y coraza (E-103/E-104)	204
Tabla 3.69.	Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 del separador vapor-líquido (S-201/S-202)	205
Tabla 3.70.	Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del separador vapor-líquido (S-201/S-202)	206
Tabla 3.71.	Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 del compresor centrífugo (C-203/C-204)	207
Tabla 3.72.	Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del compresor centrífugo (C-203/C-204)	208
Tabla 3.73.	Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 5 de tubos coraza (E-205/E-206)	209

Tabla 3.74	Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 5 de tubos y coraza (E-205/E-206)	210
Tabla 3.75.	Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desmetanizadora de platos (CD-301)	212
Tabla 3.76.	Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desmetanizadora de platos (CD-301)	212
Tabla 3.77.	Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desmetanizadora de platos (CD-302)	214
Tabla 3.78.	Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desmetanizadora de platos (CD-302)	214
Tabla 3.79.	Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna fraccionadora de etileno de platos (CD-303)	216
Tabla 3.80.	Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna fraccionadora de etileno de platos (CD-303)	216
Tabla 3.81.	Listado de las áreas y los equipos de la planta de tratamiento de gas natural	218
Tabla 3.82.	Listado de las áreas y los equipos de la planta de obtención de etileno a partir de etano	221
Tabla AI.1.	Componentes del gas natural y rango de composición aplicable	237
Tabla AIII.1.	Propiedades de las corrientes de vapor y líquido	256
Tabla AIV.1.	Propiedades de las corrientes de vapor y líquido	261
Tabla AIV.2.	Factores de relleno de algunos materiales	266
Tabla AV.1.	Propiedades de la corriente de vapor-líquido	275
Tabla AV.2.	Número de etapas ideales en función del reflujo de operación asumido	280
Tabla AVI.1.	Propiedades del fluido caliente – (gases de craqueo y vapor de agua)	284

Tabla AVI.2.	Propiedades de los gases que conforman la corriente caliente a la temperatura media (728 K)	285
Tabla AVI.3.	Propiedades del fluido frío a la temperatura de entrada (171,89 K)	285
TablaAVI.4.	Valores aproximados de coeficiente global de transferencia de y resistencia por ensuciamiento en aplicaciones petroquímicas típicas	289
Tabla AVI.5.	Factor modificado de fricción para cinco filas de tubos o más	298
Tabla AVII.1.	Condiciones de operación del fluido tratado	301
Tabla AVII.2.	Características del aire de combustión y el combustible	301
Tabla AVII.3.	Características de los tubos de la zona de radiación	307
Tabla AVII.4.	Espesor útil de la capa de gas	309
Tabla AVII.5.	Características de los tubos de la zona de convección	319
Tabla AVIII.1.	Parámetros requeridos en el diseño de un compresor centrífugo	323

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
Figura 1.1.	Esquema de la extracción de gas natural	1
Figura 1.2.	Productos petroquímicos producidos a partir del gas natural	7
Figura 1.3.	Endulzamiento del gas natural – absorción con solventes químicos (aminas)	10
Figura 1.4.	Esquema del proceso de deshidratación con glicoles	20
Figura 1.5.	Esquema del proceso de deshidratación con sólidos	21
Figura 1.6.	Proceso criogénico para la recuperación de hidrocarburos licuables del gas natural	22
Figura 1.7.	Proceso de absorción para la recuperación de hidrocarburos líquidos del gas natural	23
Figura 1.8.	Proceso de fraccionamiento de hidrocarburos del gas natural	24
Figura 1.9.	Procesos del etileno y productos derivados	28
Figura 1.10.	Esquema general del tratamiento de gas natural y petróleo	29
Figura 1.11.	Esquema de los separadores horizontal y vertical	32
Figura 1.12.	Esquema y proporciones típicas de un separador líquido - vapor vertical	33
Figura 1.13.	Esquema de la columna de absorción de relleno	35
Figura 1.14.	Relleno silla Berl de cerámica	36
Figura 1.15.	Tipos de columnas de destilación	37
Figura 1.16.	Columna de destilación con sus componentes	37
Figura 1.17.	Tipos de platos	38
Figura 1.18.	Tipos de intercambiadores de calor	39
Figura 1.19.	Esquema de un intercambiador de tubos y coraza en contracorriente de un paso por los tubos y coraza	40
Figura 1.20.	Esquema del proceso de producción de olefinas	41

Figura 1.21.	Unidad de craqueo al vapor	44
Figura 1.22.	Tipos de hornos	45
Figura 1.23.	Horno tubular con sus partes principales	47
Figura 1.24.	Tipos de compresores para procesos químicos	51
Figura 1.25.	Rangos aproximados de aplicación para los compresores reciprocantes, centrífugos y de flujo axial	52
Figura 1.26.	Compresor centrífugo con los elementos que lo componen	52
Figura 2.1.	Bombona de acero utilizada para el muestro de gas natural	54
Figura 2.2.	Proceso propuesto para la planta de tratamiento de gas natural	57
Figura 2.3.	Proceso propuesto para la planta de producción de etileno a partir de etano	74
Figura 2.4.	Nomenclatura de los equipos para el diagrama PFD	84
Figura 3.1.	Balance de masa en el separador vapor – líquido (S-101)	89
Figura 3.2.	Balance de masa en la columna de absorción de relleno (CA-201)	90
Figura 3.3.	Balance de masa en la columna de regeneración de platos (CD-202)	91
Figura 3.4.	Balance de masa en el intercambiador de calor 1 (E-401)	92
Figura 3.5.	Balance de masa de la columna desmetanizadora de platos (CD-402)	92
Figura 3.6.	Balance de masa de la columna desetanizadora de platos (CD-403)	93
Figura 3.7.	Balance de masa de la columna despropanizadora de platos (CD-404)	94
Figura 3.8.	Balance de masa en el intercambiador de calor 2 (E-301)	95
Figura 3.9.	Balance de masa de la columna de absorción de relleno (CA-302)	95
Figura 3.10.	Balance de masa en el intercambiador de calor 3 (E-405)	96

Figura 3.11.	Balance de masa en la columna despentanizadora de platos (CD-406)	97
Figura 3.12.	Balance de masa de la planta de tratamiento de gas natural	98
Figura 3.13.	Balance de masa en el horno tubular (H-101 y H-102)	99
Figura 3.14.	Balance de masa en el intercambiador de calor 4 (E-103 y E-104)	100
Figura 3.15.	Balance de masa en el separador vapor – líquido (S-201 y S-202)	101
Figura 3.16.	Balance de masa en el compresor centrífugo (C-203 y C-204)	102
Figura 3.17.	Balance de masa en el intercambiador de calor 5 (E-205 y E-206)	102
Figura 3.18.	Balance de masa en la columna desmetanizadora (CD-301)	103
Figura 3.19.	Balance de masa en la columna desetanizadora (CD-302)	104
Figura 3.20.	Balance de masa en la fraccionadora de etileno (CD-303)	105
Figura 3.21.	Balance de masa de la planta de producción de etileno a partir de etano	106
Figura 3.22.	Dimensiones del separador vapor – líquido (S-101)	110
Figura 3.23.	Dimensiones de la columna de absorción de relleno con (CA-201)	114
Figura 3.24.	Dimensiones de la columna de absorción de relleno con trietilenglicol (CA-302)	117
Figura 3.25.	Número de unidades de transferencia para intercambiadores contracorriente	120
Figura 3.26.	Dimensiones del intercambiador de calor 1 de tubos y coraza (E-401)	124
Figura 3.27.	Dimensiones del intercambiador de calor 2 de tubos y coraza (E-301)	126
Figura 3.28.	Dimensiones del intercambiador de calor 3 de tubos y coraza (E-405)	127
Figura 3.29.	Dimensiones de la columna desmetanizadora de platos (CD-402)	130

Figura 3.30.	Dimensiones de la columna desetanizadora de platos (CD-403)	133
Figura 3.31.	Dimensiones de la columna despropanizadora de platos (CD-404)	137
Figura 3.32.	Dimensiones de la columna de regeneración de platos (CD-202)	139
Figura 3.33.	Dimensiones de columna despentanizadora de platos (CD-406)	143
Figura 3.34.	Determinación gráfica del calor absorbido por radiación	148
Figura 3.35.	Factor de emisión de la llama	149
Figura 3.36.	Dimensiones del horno tubular para el craqueo térmico (H-101/H-102)	153
Figura 3.37.	Dimensiones del intercambiador de calor 4 de tubos y coraza (E-103/E-104)	155
Figura 3.38.	Dimensiones del separador vapor – líquido (S-201/S202)	158
Figura 3.39.	Eficiencias politrópicas para los compresores centrífugos y de flujo	159
Figura 3.40.	Dimensiones del intercambiador de calor 5 de tubos y coraza (E-205/E-206)	162
Figura 3.41.	Dimensiones de la columna desmetanizadora de platos (CD-301)	164
Figura 3.42.	Dimensiones de la columna desetanizadora de platos (CD-302)	168
Figura 3.43.	Dimensiones de la columna fraccionadora de etileno de platos (CD-303)	171
Figura 3.44.	Esquema del separador vapor-líquido (S-101) en el programa Chemcad 6.0	173
Figura 3.45.	Esquema de la columna de absorción de relleno para el endulzamiento de gas natural con dietanolamina (CA-201) en el programa Chemcad 6.	175
Figura 3.46.	Esquema de la columna de absorción de relleno para la deshidratación de gas natural con trietilenglicol (CA-302) en el programa Chemcad 6.0	178
Figura 3.47.	Esquema del intercambiador de calor 1 de tubos y coraza (E-401) en el programa Chemcad 6.0	181

Figura 3.48.	Esquema del intercambiador de calor 2 de tubos y coraza (E-301) en el programa Chemcad 6.0	183
Figura 3.49.	Esquema del intercambiador de calor 3 de tubos y coraza (E-405) el programa Chemcad 6.0	185
Figura 3.50.	Esquema de la columna desmetanizadora de platos (CD-402) en el programa Chemcad 6.0	188
Figura 3.51.	Esquema de la columna desetanizadora de platos (CD-403) en el programa Chemcad 6.0	191
Figura 3.52.	Esquema de la columna despropanizadora de platos (CD-404) en el programa Chemcad 6.0	193
Figura 3.53.	Esquema de la columna despentanizadora de platos (CD-406) en el programa Chemcad 6.0	195
Figura 3.54.	Esquema de la columna regeneradora de platos (CD-202) en el programa Chemcad 6.0	197
Figura 3.55.	Esquema del reactor de equilibrio en el programa Chemcad 6.0	200
Figura 3.56.	Esquema del intercambiador de calor 4 de tubos y coraza (E-103/E-104) en el programa Chemcad 6.0	202
Figura 3.57.	Esquema del separador vapor-líquido (S-201/S-202) en el programa Chemcad 6.0	205
Figura 3.58.	Esquema del compresor centrífugo (C-203/C-204) en el programa Chemcad 6.0	206
Figura 3.59.	Esquema del intercambiador de calor 5 de tubos y coraza (E-205/E-206) en el programa Chemcad 6.0	209
Figura 3.60.	Esquema de la columna desmetanizadora de platos (CD-301) en el programa Chemcad 6.0	211
Figura 3.61.	Esquema de la columna desetanizadora de platos (CD-302) en el programa Chemcad 6.0	213
Figura 3.62.	Esquema de la columna fraccionadora de etileno de platos (CD-303) en el programa Chemcad 6.0	215
Figura 3.63.	Esquema PFD de la planta de tratamiento de gas natural	219
Figura 3.64.	Lay out de la planta de tratamiento de gas natural	220
Figura 3.65.	Esquema PFD de la planta de producción de etileno a partir de etano	222

Figura 3.66.	Esquema PFD de la planta de producción de etileno a partir de etano	223
Figura AII.1.	Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 1 (primera repetición)	241
Figura AII.2.	Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 1 (segunda repetición)	242
Figura AII.3.	Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 1 (tercera repetición)	243
Figura AII.4.	Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 2 (primera repetición)	244
Figura AII.5.	Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 2 (segunda repetición)	245
Figura AII.6.	Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 2 (tercera repetición)	246
Figura AII.7.	Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 3 (primera repetición)	247
Figura AII.8.	Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 3 (segunda repetición)	248
Figura AII.9.	Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 3 (tercera repetición)	249
Figura AII.10.	Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 4 (primera repetición)	250
Figura AII.11.	Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas del pozo 4 (segunda repetición)	251
Figura AII.12.	Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 4 (tercera repetición)	252
Figura AII.13.	Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 5 (primera repetición)	253
Figura AII.14.	Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 5 (segunda repetición)	254
Figura AII.15.	Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 5 (tercera repetición)	255

Figura AIV.1.	Correlación de los flujos de vapor y líquido, propiedades físicas y características del relleno con correlaciones de caídas de presión	264
Figura AIV.2.	Factor de corrección del porcentaje de inundación	272
Figura AIV.3.	Factor de corrección para H_G (saddles ceramic)	272
Figura AIV.4.	Factor de corrección para H_L (saddles ceramic)	272
Figura AVI.1.	Factor de fricción f y factor de correlación x . Arreglo de tubos triangular equilátero	296
Figura AVII.1.	Calor de los humos en función de la temperatura	306
Figura AVII.2.	Coefficiente de absorción de los haces tubulares	308
Figura AVIII.1.	Rangos aproximados de aplicación para los compresores recíprocos, centrífugos y de flujo axial, ($acfm=ft^3/min$)	323
Figura AVIII.2.	Catálogo del compresor centrífugo con sus dimensiones	327
Figura AIX.1.	Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del separador vapor-líquido (S-101)	328
Figura AIX.2.	Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna de absorción de relleno con dietanolamina (CA-201)	329
Figura AIX.3.	Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna de absorción de relleno con trietilenglicol (CA-302)	329
Figura AIX.4.	Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 1 de tubos y coraza (E-401)	330
Figura AIX.5.	Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 2 de tubos y coraza (E-301)	330
Figura AIX.6.	Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 3 de tubos y coraza (E-405)	331
Figura AIX.7.	Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desmetanizadora de platos (CD-402)	331
Figura AIX.8.	Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desetanizadora de platos (CD-403)	332
Figura AIX.9.	Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna despropanizadora de platos (CD-404)	332

Figura AIX.10.	Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna despentanizadora de platos (CD-406)	333
Figura AIX.11.	Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna regeneradora de platos (CD-202)	333
Figura AX.1.	Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del horno tubular (H-101)	334
Figura AX.2.	Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 4 (E-103/E-104)	335
Figura AX.3.	Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del separador vapor-líquido (S-201/S-202)	335
Figura AX.4.	Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del compresor centrífugo (C-203/C-204)	336
Figura AX.5.	Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 5 de tubos y coraza (E-205/E-206)	336
Figura AX.6.	Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desmetanizadora de platos (CD-301)	337
Figura AX.7.	Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desetanizadora de platos (CD-302)	337
Figura AX.8.	Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna fraccionadora de etileno de platos (CD-303)	338

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I	
Método ASTM D 1945 – 03 para análisis de gas natural por cromatografía de gases	237
ANEXO II	
Análisis cromatográfico de las muestras de gas natural	241
ANEXO III	
Ejemplo de cálculo del diseño de un separador vapor- líquido vertical (S-101)	256
ANEXO IV	
Ejemplo de cálculo para diseñar una columna de absorción de relleno (CA-201)	261
ANEXO V	
Ejemplo de cálculo del diseño de una columna de destilación de platos (CA-402)	275
ANEXO VI	
Ejemplo de cálculo del diseño un intercambiador de calor de dos corrientes en contra corriente (E-103)	284
ANEXO VII	
Ejemplo de cálculo del diseño de un horno tubular (H-101)	301
ANEXO VIII	
Ejemplo de cálculo del diseño de un compresor centrífugo (C-205)	323
ANEXO IX	
Resultados de la simulación de los equipos de la planta de tratamiento de gas natural en el programa Chemcad	328
ANEXO X	
Resultados de la simulación de los equipos de la planta de producción de etileno a partir de etano en el programa Chemcad	334

RESUMEN

El presente proyecto tiene como finalidad el diseño de las plantas de tratamiento de gas natural para la separación de los hidrocarburos y producción de etileno a partir de etano.

El desarrollo del proyecto inició con la caracterización física y química del gas natural proveniente de los pozos petroleros pertenecientes al Bloque 48. Para esto se utilizó el método de cromatografía de gases, de donde se obtuvieron datos promedio de composición en masa y moles de los hidrocarburos y contaminantes, la densidad relativa, el peso molecular promedio, así como la temperatura y presión.

Los valores de referencia son establecidos de acuerdo a la Norma INEN 2489:2009, la cual define los requisitos que debe cumplir el gas natural para su consumo industrial.

De los resultados obtenidos se observó que la cantidad de agua (H_2O) está por encima del valor máximo ($65,0 \text{ mg/m}^3$) y corresponde a $591,3 \text{ mg/m}^3$. El dióxido de carbono (CO_2) está presente en un 5,4% cuando el valor permitido es del 3,0%. El nitrógeno (N_2) se encuentra dentro del rango permisible 5,0%, pues su valor corresponde a 2,7%. Sin embargo, la cantidad de ácido sulfhídrico (H_2S) se estableció de acuerdo a valores sugeridos por Mena (2012) para gas natural asociado y corresponde a $15,59 \text{ mg/m}^3$, el cual supera el valor máximo permisible que es $6,1 \text{ mg/m}^3$ (p. 74).

Se justifica la necesidad de proponer el diseño de una planta de tratamiento de gas natural, con el fin de eliminar los contaminantes y posteriormente separar los hidrocarburos: metano, etano, propano, butano, pentano y hexano. Dentro de la planta se lleva a cabo tres procesos: el endulzamiento de gas natural para eliminar los gases ácidos (H_2S y CO_2), la deshidratación para remover el agua (H_2O) y el fraccionamiento de los hidrocarburos con la finalidad de emplearlos como insumos de la industria petroquímica. En este proyecto, se seleccionó al

etano para producir etileno a través del craqueo térmico con vapor.

Se inició con el diseño de la planta de tratamiento de gas natural. El flujo de gas natural (467 856 kg/h) a la temperatura de 26,5 °C y la presión de 2,4 atm se encuentra como una mezcla líquido – vapor, por lo que se propuso el dimensionamiento de un separador de 5,5 m de diámetro y 11,2 m de altura. Una vez que se separa la corriente líquida de la corriente de gas amargo se procede al endulzamiento de esta última. Para lo cual se diseñó una columna de absorción con dietanolamina (DEA) de 5,7 m de diámetro, 11,1 m de altura y consta de 8 lechos. Se consiguió un porcentaje de remoción de H₂S y CO₂ del 95% (Martínez, 2014, p. 83).

El gas dulce fue enfriado hasta -72 °C en un intercambiador de tubos y coraza de 4,0 m de longitud y 1,24 m de diámetro (Perry, 2001, p. 2-55). Esta misma corriente ingresó a una serie de columnas de destilación de platos con una eficiencia del 95%, para separar los hidrocarburos más livianos. La columna desmetanizadora de 7,5 m de altura y 4,5 m de diámetro consta de 5 platos. La columna desetanizadora tiene una altura de 10,0 m y un diámetro de 2,8 m en su interior alberga 9 platos. La columna despropanizadora de 10,7 m de altura y 3,3 m de diámetro cuenta con 10 platos. La amina utilizada en el endulzamiento se regenera en una columna de destilación de 12,25 m de altura y 5,1 m de diámetro que en su parte interna está conformada por 12 platos (Martínez, 2014, p. 83).

En el segundo intercambiador de calor se calienta la fracción líquida removida en el separador hasta 126,5 °C con la finalidad de que entre a la columna de absorción como gas. Posee 4,0 m de largo, 1,22 m de diámetro y 270 tubos. El flujo saliente del intercambiador de calor ingresó a la columna de absorción para deshidratarla con una solución de trietilenglicol (TEG). La columna de 4,8 m de diámetro y 12,7 m de altura cuenta con 8 lechos y el porcentaje de remoción del agua es del 95% (Martínez, 2014, p. 83). El gas deshidratado se enfría hasta 40 °C en un intercambiador de calor de tubos y coraza de 3,0 m de largo y 1,0 m de diámetro con 270 tubos. La corriente de gas deshidratado ingresa a la columna despentanizadora para separar los hidrocarburos pesados. La columna de 4,9 m

de diámetro y 11,7 m de altura cuenta con 11 platos. Con esto se consiguió, que la corriente de gas dulce tenga un porcentaje de dióxido de carbono (CO_2) de 0,3394%, mientras que la concentración de sulfuro de hidrógeno (H_2S) fue de 0,745 mg/m^3 . Así mismo, la concentración de agua en la corriente de gas deshidratado fue de 28,36 mg/m^3 . Con base en estos resultados, se concluye que la propuesta que se planteó es correcta, pues la cantidad de cada una de estos compuestos está por debajo del límite máximo permisible: 3,0% para el dióxido de carbono, 6,1 mg/m^3 para el sulfuro de hidrógeno y 65,0 mg/m^3 para el agua.

Se diseñó un proceso para la producción de etileno a partir de 72 792 kg/h de etano obtenido en la primera parte de este proyecto. El etileno se obtuvo por craqueo térmico de etano en un horno tubular conformado por dos cámaras, la primera de combustión tiene una altura de 6,2 m, el ancho de 4,0 m y 15,0 m de largo. Y la cámara de convección es de 2,2 m de altura, 1,8 m de ancho y 15,0 m de largo. La corriente de gases de craqueo y vapor de agua se enfrió hasta 85 °C en un intercambiador de tubos y coraza de 5,0 m de largo y 1,9 m de diámetro, en su parte interna está constituida por 255 tubos. El agua presente en la corriente anterior se removi6 en un separador líquido – vapor de 4,3 m de diámetro y 8,3 m de altura, que trabaja con una eficiencia del 99% (Coulson y Richardson, 2005, p. 460).

La corriente de gases de craqueo entr6 a un compresor centrífugo para proveer una presión de 39,5 atm. Para esto, la potencia requerida es de 10 233 HP. La corriente de salida del compresor se enfrió hasta 2°C en un intercambiador de calor de tubos y coraza de 5,0 m de longitud y 1,8 m de diámetro con 224 tubos.

Se utilizaron tres columnas de destilación para separar los compuestos presentes en la corriente de gases de craqueo. La columna desmetanizadora de 10,69 m de altura y 3,2 m de diámetro cuenta con 10 platos. La columna desetanizadora tiene como dimensiones una altura de 10,0 m y el diámetro de 3,3 m, consta de 9 platos. La columna fraccionadora de etileno de 5,1 m de diámetro y 14,55 m de altura posee en su interior 16 platos. La cantidad de etileno obtenida en la planta de producción es 32 256 kg/h con una pureza de 98,43%.

Se concluye que, los diseños de las plantas de tratamiento de gas natural para la separación de los hidrocarburos y producción de etileno a partir de etano son correctos porque al comparar con los resultados obtenidos (datos de balance de masa y elementos de diseño) mediante la simulación con el programa Chemcad se puede observar que son similares.

INTRODUCCIÓN

Desde los inicios de la producción petrolera en el Ecuador, la mayor parte del gas natural asociado se quema o ventea, con lo que no solamente se desperdicia un importante recurso energético, sino que este proceso de quema de gas es una fuente de contaminación ambiental (Pazos, 2008, p. 16).

La quema de gas en los mecheros de las estaciones de producción de petróleo y otros procesos ineficaces de recuperación de gas natural genera una pérdida económica enorme al país, en vista de que se debe importar productos petroquímicos y derivados del gas natural, principalmente el gas licuado de petróleo (GLP).

El Bloque 48 utiliza en la producción energética 8 638 000 pies cúbicos diarios de gas natural que corresponde al 60% del total. El 40% restante no tiene ninguna utilidad y se quema, pues la concentración de sulfuro de hidrógeno (H_2S) es mayor a 0,1%, considerado como un gas altamente amargo y tóxico; debido a que genera dióxido de azufre (SO_2), que es un contaminante del aire.

En la Tabla I.1, se presentan datos de la composición obtenida en el análisis cromatográfico de muestras de gas natural de distintos pozos pertenecientes al Bloque 48, promedio de los años 2011, 2012, 2013 y 2014.

Sobre la base de los resultados presentes en la Tabla I.1, se observa que los pozos presentan en su composición, contaminantes del gas natural como el dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno y agua, que representan una de las mayores limitantes para la producción de insumos industriales derivados de hidrocarburos, por los problemas que pueden causar.

El dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno pueden ocasionar inconvenientes en el transporte y procesamiento del gas natural, además de provocar problemas de corrosión y emisiones de compuestos causantes de la lluvia ácida principalmente. Así mismo, la presencia de agua puede dar lugar a la formación de hidratos de

carbono que obstruyen el flujo de gas y ocasionan problemas en equipos secundarios y corrosión de tuberías (Gutiérrez, Sosa, Ruiz, Zapata y Erdmann, 2013, p. 3).

Tabla I.1. Datos del análisis cromatográfico de muestras de gas natural de distintos pozos del Bloque 48

AÑO	2011		2012		2013		2014	
COMPUESTO	% PESO	% MOLES	% PESO	% MOLES	% PESO	% MOLES	% PESO	% MOLES
Metano	25,05	43,04	30,53	50,31	22,33	41,37	11,45	27,83
Etano	11,18	10,50	14,07	12,34	11,21	11,42	7,89	10,22
Propano	14,37	9,73	18,23	11,46	16,06	11,91	22,27	19,68
Butano	8,67	4,56	9,66	4,68	12,24	6,94	24,02	16,10
Pentano	4,13	1,81	4,39	1,82	8,17	3,78	12,79	6,91
Hexano	1,27	0,48	0,55	0,22	2,91	1,09	3,63	1,65
Nitrógeno	1,23	1,32	1,27	1,43	2,33	2,76	5,22	7,28
CO ₂	33,45	27,75	19,59	15,52	20,62	16,83	10,56	9,35
H ₂ S	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Agua	0,44	0,78	0,62	1,20	0,74	1,38	0,003	0,01
Densidad relativa:	1,08		0,98		1,13		1,35	
Peso molecular promedio [g/gmol]:	31,30		28,19		32,50		38,90	
Poder calórico del gas [Btu/pie3]:	1 116,24		1 265,56		1 416,61		1 897,99	

(EPN, 2014)

Lo expuesto justifica la necesidad de proponer el diseño de una planta de tratamiento de gas natural, con el fin de eliminar los contaminantes y posteriormente separar los hidrocarburos: metano, etano, propano, butano, pentano y hexano para ser utilizados como insumos de la industria petroquímica.

La alternativa que se plantea consiste en un proceso de endulzamiento, deshidratación y separación de los hidrocarburos del gas natural, a través del cual se disminuya la contaminación ambiental y se aproveche los hidrocarburos separados del gas natural para la producción de insumos

petroquímicos.

El etileno es considerado uno de los hidrocarburos más importantes de la industria petroquímica, ya que se utiliza en una gran cantidad de productos finales e intermedios como plásticos, resinas, fibras y elastómeros; además se utiliza en solventes, recubrimientos, plastificantes, entre otros.

Se plantea el diseño de una planta de producción de etileno a partir de la cantidad de etano separada en la planta de tratamiento de gas natural y consiste en un proceso de craqueo térmico. Con esta propuesta se busca desarrollar una alternativa para la industria petroquímica en el país y evitar la creciente dependencia de productos petroquímicos de importación (Rodríguez, 2000, p. 323).

1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

1.1. GAS NATURAL

El gas natural está conformado por una mezcla de hidrocarburos gaseosos, principalmente de metano con proporciones menores de etano, propano, butano y otros compuestos más pesados que forman las gasolinas; se encuentra en la naturaleza bajo tierra, en los denominados reservorios de gas (Dubois, 2005, p. 14).

En la Figura 1.1 se presenta un esquema de la extracción de gas natural donde se puede observar su recorrido hasta emerger a la superficie.

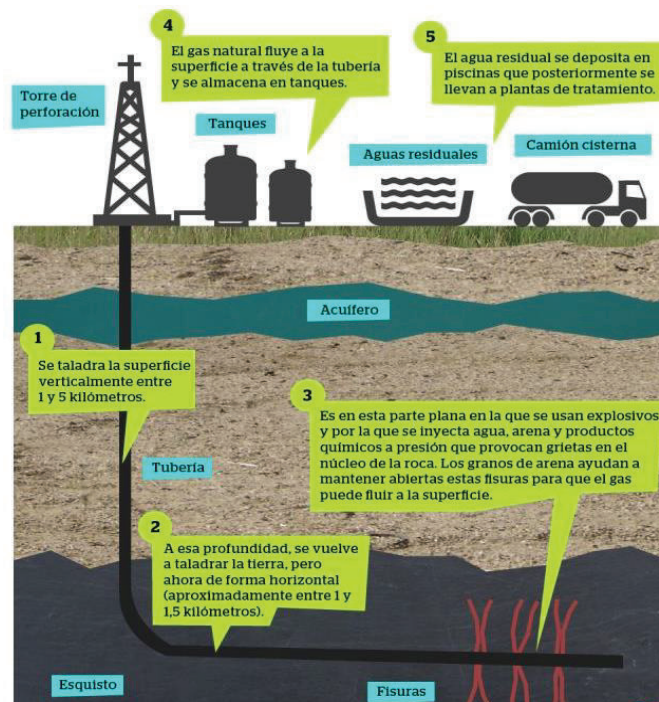


Figura 1.1. Esquema de la extracción de gas natural (Hubbert, 2013, p. 1)

Existen yacimientos que contienen petróleo con escasa cantidad de gas y otros que solo contienen gas, pero en ambas condiciones, la separación del gas y petróleo se realiza en el mismo yacimiento y luego cada uno sigue un proceso de

acondicionamiento (Dubois, 2005, p. 31).

El gas natural que se extrae de los pozos puede encontrarse mezclado con impurezas, generalmente ácido sulfhídrico, mercaptanos, dióxido de carbono y agua; que se eliminan posteriormente mediante la implementación de distintos tratamientos, de otro modo causarían problemas operacionales debido a la corrosión de los equipos (Petróleos Mexicanos, 2014, p. 3).

Cuando el gas no está acompañado de petróleo el proceso de explotación se facilita y no es necesario utilizar bombas para elevarlo mecánicamente, ya que el gas emerge a la superficie de forma natural (FENERCOM, 2002, p. 6).

Sin embargo, en los pozos puede ocurrir la acumulación de agua, por lo que se debe emplear dispositivos tal como son las bombas para extraer el gas (FENERCOM, 2002, p. 6).

1.1.1. COMPOSICIÓN Y CLASIFICACIÓN

En los yacimientos, el gas natural se encuentra acompañado de otros hidrocarburos que son aprovechados en los procesos de extracción y fabricación de diferentes productos. En la Tabla 1.1, se muestra la composición típica del gas natural de acuerdo al tipo de yacimiento del que proviene (Dubois, 2005, p. 34).

El metano, componente principal del gas natural se encuentra en mayor porcentaje en el pozo que no contiene petróleo (gas no asociado) y como consecuencia posee muy poco contenido de hidrocarburos condensables. Las otras dos fuentes provienen de pozos con petróleo y se encuentran a diferentes valores de presión; el de presión baja (35 Bar) contiene mayor cantidad de condensables como el propano, butano y las gasolinas a diferencia del pozo con mayor presión (70 Bar) (Dubois, 2005, p. 34).

Otro componente de importancia principalmente para la petroquímica es el etano

que al separarse del metano y los hidrocarburos condensables, se utiliza en la producción de etileno (Dubois, 2005, p. 34).

Tabla 1.1. Composición en volumen del gas natural

Componente	Solo Gasífero (%)	Gas Asociado	
		Alta Presión - 70 Bar (%)	Baja Presión - 35 Bar (%)
Nitrógeno	0,49	1,75	0,47
Dióxido de Carbono	1,97	-	-
Metano	95,26	91,01	89,52
Etano	1,38	3,60	4,82
Propano	0,42	1,70	2,39
Isobutano	0,07	0,50	0,62
Butano	0,11	0,55	0,66
Isopentano	0,04	0,22	0,23
Pentano	0,05	0,18	0,16
Isohexano	0,21	0,49	1,13

(Dubois, 2005, p. 34)

Por otro lado, en la clasificación del gas natural se considera principalmente su origen y la presencia o ausencia de impurezas. De esta forma se puede mencionar los siguientes tipos (UDLAP, 2008, pp. 6 y 7):

- Gas natural no asociado: si el gas proviene de pozos que no poseen petróleo, es decir de yacimientos que son solo gasíferos.
- Gas natural asociado: si el gas procede de pozos con petróleo y dependiendo de si el petróleo es más o menos liviano, el gas será más o menos húmedo.
- Gas natural amargo: cuando contiene derivados de azufre como ácido sulfhídrico, mercaptanos, sulfuros y disulfuros.
- Gas natural dulce: cuando el gas se encuentra libre de derivados de azufre en un porcentaje menor al 1%. Este tipo de gas se obtiene generalmente al

endulzar el gas amargo empleando solventes químicos, solventes físicos o adsorbentes.

- Gas natural húmedo: es el gas que posee un contenido alto de hidrocarburos líquidos que pueden ser recuperados, generalmente es mayor al 10%.
- Gas natural seco: es el gas natural sin o con un contenido menor al 10% de hidrocarburos líquidos.

El gas natural que se va a tratar en la planta propuesta en este proyecto es el asociado, ya que proviene de pozos que poseen petróleo.

1.1.2. GAS NATURAL EN EL ECUADOR

El petróleo es la principal fuente de energía primaria en el Ecuador, mientras que la leña, los productos de caña y la hidroenergía presentan una participación de apenas el 5,70% de la producción total en la matriz energética al 2012 (Ministerio Coordinador de Sectores Estratégicos, 2013, p. 12).

El petróleo representa el 90% de la producción total de energía primaria, que para el año 2012 fue de 211 millones de BEP (barriles equivalentes de petróleo). De acuerdo a la estructura de la oferta de energía primaria, se encuentran luego el gas natural y la hidroenergía con un porcentaje del 4% para cada uno, finalmente están la leña y los productos de caña que representan el 2% restante (Ministerio Coordinador de Sectores Estratégicos, 2013, p. 15).

La producción de gas natural en el Ecuador para el año 2012 fue de 149 millones de pies cúbicos diarios, donde el 72% que pertenece al gas asociado corresponde a los pozos petroleros y el 28% de gas libre corresponde a la producción de Campo Amistad, ubicado en el Golfo de Guayaquil (Ministerio Coordinador de Sectores Estratégicos, 2013, p. 18). En el año 2000, se inició la utilización de gas natural para la producción de energía eléctrica. Al 2012 se utilizaron 64 millones

de pies cúbicos al día para la generación de electricidad, con esto la central Termogas Machala logró un ahorro de 176 millones de dólares (Ministerio Coordinador de Sectores Estratégicos, 2013, p. 19).

El gas natural que producen los yacimientos petrolíferos en el país y especialmente el gas proveniente de las refinerías, se lo aprovecha para la producción de gas licuado. El GLP abastece una parte de la demanda interna, pues su producción alcanza solo el 24% y el 76% restante se importa, generando pérdida económica al país (Ministerio Coordinador de Sectores Estratégicos, 2013, p. 24).

Se debe entender que, el gas natural y el gas licuado de petróleo (GLP) no son lo mismo, el primero se encuentra en reservorios mientras que, el segundo se obtiene de la refinación del petróleo o a partir de un proceso de licuefacción del gas natural.

En la Tabla 1.2 se muestran los datos relacionados a la producción total de gas natural, además se registran datos del consumo, la producción y la importación de GLP en el Ecuador correspondiente a los años 2000, 2011 y 2012.

Tabla 1.2. Producción, consumo e importación de gas natural y GLP en el Ecuador

	Unidades	2000	2011	2012
Producción total de gas natural	kBEP	6 321	8 403	9 214
	MMcf	37 326	49 621	54 408
Producción de GLP	kBEP	2 044	1 947	1 093
	miles kg	267 869	255 170	249 399
Importación de GLP	kBEP	3 159	6 523	6 039
	miles kg	414 084	854 954	791 444
Consumo de GLP	kBEP	5 181	7 922	8 048
	miles kg	678 967	1 038 314	1 054 753

(Ministerio Coordinador de Sectores Estratégicos, 2013, p. 6)

kBEP: Kilo barriles equivalentes de petróleo

MMcf: Millones de pies cúbicos

Tal como se puede apreciar en el Tabla 1.2, el consumo de gas licuado de petróleo (GLP) en el país se ha ido incrementando y para satisfacer esa creciente demanda ha sido necesario importar el gas licuado, cuyas cantidades se indican en el mismo.

1.1.3. APLICACIONES DEL GAS NATURAL

El gas natural puede sustituir a los derivados del petróleo en áreas tal como la de generación de energía eléctrica, uso doméstico en hogares y principalmente en la industria, ya que presenta algunos beneficios que se reflejan en la calidad de la combustión, el impacto ambiental y los costos recordando que el gas licuado de petróleo (GLP) para las industrias no se vende con subsidio (Ministerio de Industrias y Productividad, 2013, p. 5).

Las aplicaciones del gas natural son diversas, encontrándose presente en la generación de energía (cogeneración eléctrica, centrales térmicas), la industria, el sector residencial (estufas, calefacción, aire acondicionado) y el transporte (FENERCOM, 2002, p. 11).

A nivel industrial, numerosos sectores obtienen beneficio del gas natural debido a su elevado poder calorífico y a la ausencia de impurezas como cenizas.

Es así que se ha convertido en un elemento indispensable en sectores como: el vidrio, cerámica, metalurgia, textil, papel e industria alimenticia (FENERCOM, 2002, p. 11).

El gas natural ofrece muchas ventajas en procesos donde se requiere ambientes limpios, procesos controlados y combustibles de alta eficiencia (INNERGY, 2015, p. 8).

En la industria química, el gas natural se aprovecha como fuente de calor y es la

materia prima básica para la obtención de diversos componentes como el metano, etano, propano y butano que constituyen los productos base en la obtención de metanol, amoníaco, úrea, etileno, propileno, butileno, entre otros petroquímicos (FENERCOM, 2002, p. 11).

En la Figura 1.2 se muestran los productos que se pueden obtener a partir del gas natural en la industria Petroquímica.

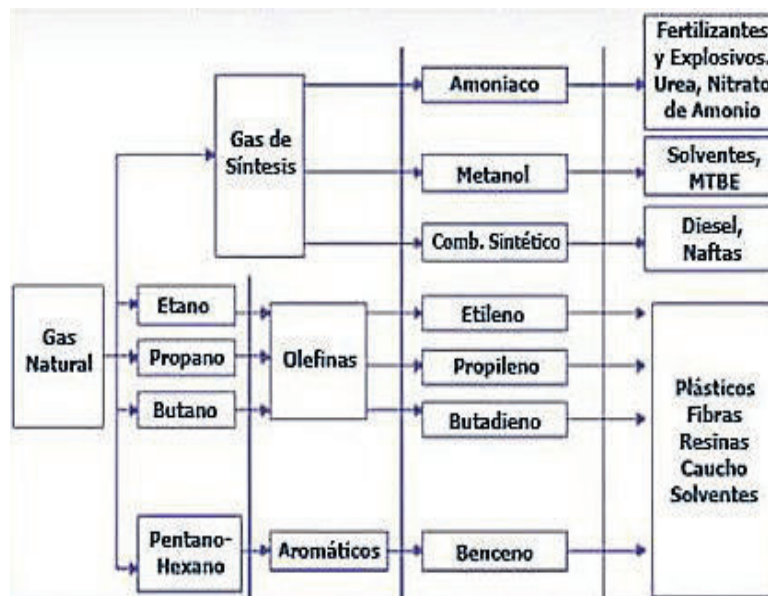


Figura 1.2. Productos petroquímicos producidos a partir del gas natural (PDVSA, 2005, p. 1)

1.2. APROVECHAMIENTO DE GAS NATURAL

Los requisitos que deben cumplir el gas natural se rige a la Norma Técnica Ecuatoriana INEN 2 489:2 009 y se muestran en la Tabla 1.3.

La corriente de gas natural proveniente de los pozos de un yacimiento se caracteriza por ser un gas amargo, hidratado y húmedo; amargo por los componentes ácidos que contiene, hidratado por la presencia de agua y húmedo por la presencia de hidrocarburos condensables (Gómez, 2015, p. 10).

Tabla 1.3. Requisitos del gas natural para consumo final de los sectores industrial, automotriz, residencial y comercial

Requisito	Unidad	Mínimo	Máximo
Poder calorífico	MJ/m ³	35,42	43,12
Sulfuro de hidrógeno (H ₂ S)	mg/m ³	-	6,10
Azufre total (S)	mg/m ³	-	15,00
Oxígeno (O ₂)	%	-	0,20
Nitrógeno (N ₂)	%	-	5,00
Dióxido de carbono (CO ₂)	%	-	3,00
Total de inertes	%	-	5,00
Humedad (H ₂ O)	mg/m ³	-	65,00
Contenido de licuables a partir del propano (C ₃₊)	l/m ³	-	0,045
Temperatura de rocío de hidrocarburos de 1 a 8000 KPa	K	-	271,15
Metanos	%	80,00	-

(INEN, 2009, p. 6)

1.2.1. ENDULZAMIENTO DEL GAS NATURAL

El proceso de endulzamiento se realiza con la finalidad de remover los gases ácidos presentes en el gas natural, principalmente el dióxido de carbono (CO₂) y ácido sulfhídrico (H₂S), pues estos compuestos pueden ocasionar inconvenientes en el manejo y procesamiento del gas natural, además de problemas por corrosión debido a que en presencia de agua pueden ser altamente corrosivos. Estas impurezas deben ser removidas por motivo de seguridad, control de la corrosión, reducción de los costos de compresión y para el cumplimiento de especificaciones ambientales (Balza, Ricaurte, Nadales, Viloría y González, 2010, p. 2).

El sulfuro de hidrógeno (H₂S) es un compuesto altamente tóxico que contribuye con la corrosión de las instalaciones y al envenenamiento de los catalizadores involucrados en los procesos de endulzamiento. Sin embargo, una vez que el sulfuro de hidrógeno es separado del gas natural mediante el proceso de endulzamiento puede ser enviado a plantas recuperadoras de azufre y luego ser

comercializado en forma líquida para sus diferentes usos en la industria (Erdmann et al, 2012, p. 90).

El dióxido de carbono (CO_2) es un gas incoloro e inodoro que a concentraciones bajas no es tóxico, sin embargo puede provocar afectaciones a la salud dependiendo de la concentración y de la duración de la exposición. La presencia de este compuesto en el agua genera la corrosión, pues el dióxido de carbono es soluble en el agua y puede formar una solución ácida como consecuencia de la formación de ácido carbónico (Erdmann et al, 2012, p. 90).

Dentro de los componentes ácidos no deseados, se encuentran también el sulfuro de carbonilo (COS), que es un compuesto inestable, tóxico y corrosivo, el cual se descompone generalmente en CO_2 y H_2S y los mercaptanos (RSH) que poseen un alto poder corrosivo (Erdmann et al, 2012, p. 90).

El proceso de endulzamiento se puede realizar a través de (Erdmann et al, 2012, p. 91):

- Procesos de absorción
- Procesos de adsorción
- Procesos de conversión directa
- Remoción con mallas moleculares
- Remoción con membranas

A continuación se describen cada uno de los procesos de endulzamiento de gas natural.

1.2.1.1. Procesos de absorción

- **Absorción con solventes químicos:** En este proceso, el gas natural se pone en contacto con una solución que puede ser una alcanoamina o una solución básica, la cual reacciona con los componentes ácidos de la corriente de gas

natural y son solubles en el solvente (Erdmann et al, 2012, p. 91).

El procedimiento se lleva a cabo en una torre denominada contactora en la que la solución ingresa por la parte superior y el gas por el fondo. La solución que sale de la torre se envía a regeneración, pues las reacciones que suceden entre la solución y los gases ácidos son reversibles (Erdmann et al, 2012, p. 91).

En general los solventes químicos poseen una alta eficiencia en la remoción de los gases ácidos (Erdmann et al, 2012, p. 91).

Dentro de las desventajas de esta técnica se tiene la alta demanda de energía pues la torre necesita trabajar a condiciones críticas (baja temperatura y alta presión) para favorecer la reacción entre el gas y el solvente químico y la naturaleza corrosiva de las soluciones (Erdmann et al, 2012, p. 91). En la Figura 1.3, se presenta un esquema general del proceso de endulzamiento de gas natural mediante la absorción con solventes químicos.

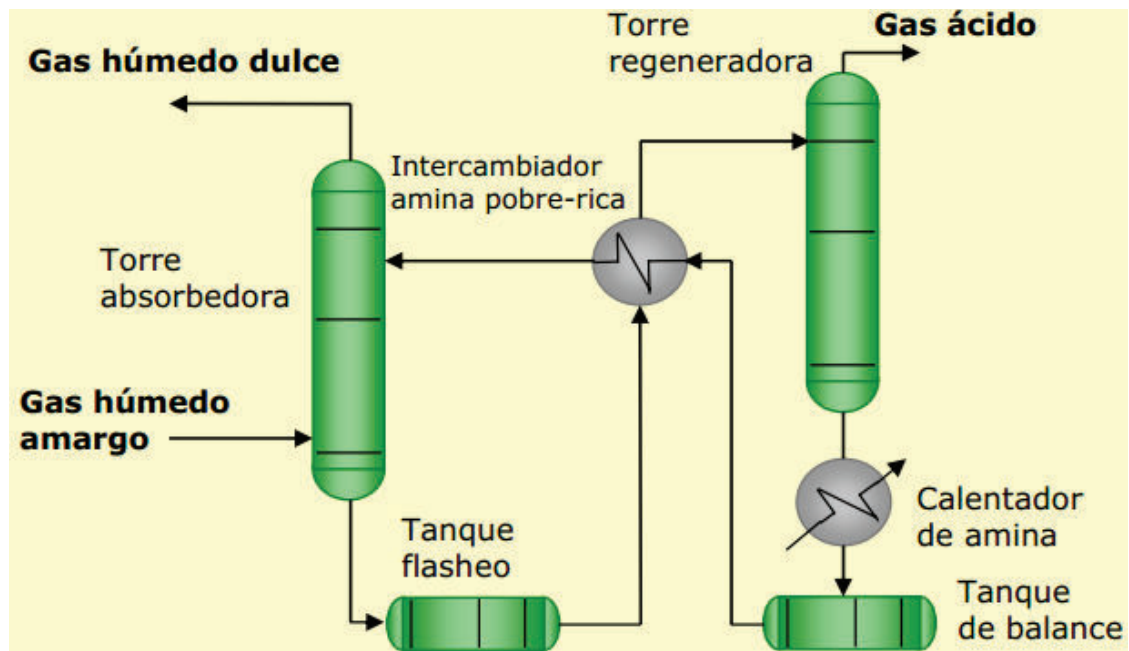


Figura 1.3. Endulzamiento del gas natural – Absorción con solventes químicos (aminas)
(PEMEX, 2014, p. 2)

En general los procesos con aminas son los más usados por su buena capacidad

de remoción, bajo costo, flexibilidad en el diseño y operación. Las aminas utilizadas en el proceso de endulzamiento por absorción con solventes químicos son: (Pino, 2010, p. 36)

a. Monoetanolamina (MEA)

- Es una amina primaria de fórmula C_2H_7NO , la más reactiva de las etanolaminas y la base más fuerte de todas las aminas.
- Su capacidad de remoción de gases ácidos en el proceso de endulzamiento es del 99% para el CO_2 , mientras que la cantidad de H_2S después de tratar el gas es generalmente <4 ppm (UNAL, 2004, p. 241).
- La MEA tiene la mayor capacidad de transporte para los gases ácidos, lo que significa que la tasa de circulación de la MEA para eliminar una determinada concentración de gases ácidos es menor.
- Su uso no es recomendable cuando existe la presencia de impurezas como COS , CS_2 y O_2 , pues forman productos de degradación, los cuales deben ser removidos añadiendo una solución alcalina.
- La concentración peso/peso (%P/P) de la solución amina – agua tiene un valor máximo del 15%, después de este valor requiere de grandes cantidades de calor de solución, lo que conlleva a una alta demanda calorífica en el proceso de endulzamiento (Pino, 2010, p. 37).
- Su presión de vapor es mayor que el resto de aminas, lo cual puede elevar las pérdidas por vaporización.
- Es eficiente en procesos donde la presión parcial del gas ácido en la corriente de entrada es baja.

b. Dietanolamina (DEA)

- Es una amina secundaria de fórmula $C_4H_{11}NO_2$.
- Se aplica para el tratamiento de gas de refinería, en el cual pueden estar presentes compuestos de azufre como el sulfuro de hidrógeno que pueden degradar la MEA.
- La DEA es más débil que la MEA, pero los productos de la reacción con la

DEA no son corrosivos.

- La presión de vapor de la DEA es más baja que la MEA, por lo tanto las pérdidas por evaporación con la DEA son menores.
- Se emplea para endulzar corrientes de gas natural que contengan hasta un 10% o más de gases ácidos (Pino, 2010, p. 38).
- Opera a concentraciones peso/peso (%P/P) de las soluciones entre el 30% y 35%, lo cual evita el problema de corrosión (Pino, 2010, p. 38).

c. Metildietanolamina (MDEA)

- Es una amina terciaria de fórmula química $\text{CH}_3\text{N}(\text{C}_2\text{H}_4\text{OH})_2$.
- En comparación con las aminas primarias y secundarias la MDEA es un compuesto selectivo de alta efectividad para eliminar el sulfuro de hidrógeno,
- Reacciona de forma lenta con el dióxido de carbono, por lo que para ser removido se requiere de un mayor número de etapas de equilibrio en la absorción.
- Tiene una entalpía de reacción baja con los gases ácidos, por lo que se requiere de menor energía para su regeneración.
- El nivel de corrosividad es bajo y es resistente a la degradación en compuestos orgánicos.

d. Trietanolamina (TEA)

- Es una amina terciaria cuya fórmula química es $\text{C}_6\text{H}_{15}\text{NO}_3$.
- Se presenta como un líquido de color ligeramente amarillo, higroscópico y viscoso.
- Su mayor utilidad se relaciona con su capacidad humectante.
- Es altamente selectiva hacia el sulfuro de hidrógeno.
- La reacción con el dióxido de carbono es muy lenta, al igual que la formación de carbonatos y bicarbonatos.

- **Absorción con solventes físicos:** El solvente físico absorbe el contaminante

como gas en solución, sin que se dé lugar a reacciones químicas, pues el proceso de absorción física está relacionado únicamente con solubilidades. Este tipo de solventes se caracterizan por su capacidad de absorber de manera preferencial distintos componentes ácidos de la corriente de hidrocarburos. Cuando la presión del gas es alta y hay presencia de contaminantes, es común utilizar este proceso. En los procesos físicos existe una alta afinidad por los hidrocarburos; es decir, si el gas que se va tratar tiene un contenido alto de propano y compuestos más pesados, el uso de un solvente físico puede provocar la pérdida de los componentes más pesados, los cuales son liberados del solvente junto con los gases ácidos y su separación no es económicamente viable (Erdmann et al, 2012, p. 92; Pico, 2010, p. 42).

Los principales procesos comerciales que emplean solventes físicos son: Selexol, Solvente Flúor y Rectisol (Erdmann et al, 2012, p. 92).

- **Absorción con solventes híbridos o mixtos:** Este tipo de procesos funciona con la combinación de solventes físicos y químicos, utilizando las ventajas de ambos. La regeneración depende de la composición del solvente y se consigue mediante la separación en multietapas y fraccionamiento, a través de la cual se puede remover CO_2 , H_2S , COS , CS_2 y mercaptanos. Al establecer la composición del solvente y el tiempo de contacto se logra la selectividad hacia el sulfuro de hidrógeno. La solubilidad de los hidrocarburos de alto peso molecular, no constituye un problema en la eficiencia de este proceso porque los solventes híbridos o mixtos no tienen afinidad alguna por los hidrocarburos. Los principales procesos comerciales que emplean solventes híbridos o mixtos son: Sulfinol, Flexsorb PS y Ucarsol (Erdmann et al, 2012, p. 92).

Sulfinol es una mezcla de sulfolano, MDEA y agua. El proceso Flexsorb PS que combina aminas modificadas y un solvente orgánico es físicamente similar al Sulfinol, resulta estable y resistente a la degradación química. El Ucarsol se emplea para la remoción de mercaptanos presentes en el gas (Alva, 2005, p. 20).

1.2.1.2. Procesos de adsorción

Este es un proceso de separación para remover contaminantes y se fundamenta en que, ciertos cuerpos que presentan una alta porosidad pueden fijar algunos tipos de moléculas en su superficie. La adsorción es un fenómeno de superficie propio de un sólido, el cual puede contener y concentrar gases, líquidos o sustancias disueltas sobre su superficie (Pino, 2010, p. 43).

El gas natural entra en contacto con sustancias sólidas que poseen propiedades adsorbentes, estas se encuentran empacadas dentro de la torre absorbidora y retienen de forma selectiva los gases ácidos del gas tratado. Por lo general, el proceso de endulzamiento mediante la adsorción se aplica cuando en el gas, los componentes ácidos tienen una presión parcial baja. La regeneración de los lechos secos se realiza a través de la aplicación de calor (Pino, 2010, p. 43).

1.2.1.3. Procesos de conversión directa

Los procesos de conversión directa se caracterizan por la selectividad hacia el sulfuro de hidrógeno y su importancia radica en evitar la contaminación ambiental a causa de este componente. Por medio de un solvente que circula dentro del sistema, se elimina el sulfuro de hidrógeno presente en la corriente de gas. Este solvente puede ser reducido fácilmente por el sulfuro de hidrógeno y oxidado por el aire, produciendo azufre elemental. El solvente es una mezcla de carbonato de sodio, ácido antraquinón disulfónico (ADA) y metavanadato de sodio el cual funciona como activador (Erdmann et al, 2012, p. 92)

Las etapas de este proceso son: (Pino, 2010, p. 43)

- Absorción del sulfuro de hidrógeno en una solución alcalina.
- Oxidación del sulfuro de hidrógeno por el metavanadato de sodio para convertirlo en azufre.
- Oxidación del metavanadato de sodio a través del ADA.

- Oxidación del ADA reducida con aire.

1.2.1.4. Remoción con mallas moleculares

Este es un proceso de adsorción física similar al aplicado en los procesos de deshidratación por adsorción. Las mallas moleculares son lechos fijos que se usan para absorber moléculas polares como el sulfuro de hidrógeno y el agua, es decir que las mallas endulzan y deshidratan al mismo tiempo al gas natural. Las mallas moleculares permiten la remoción selectiva de H_2S en presencia de CO_2 , sin embargo este compuesto a pesar de ser una molécula no polar puede quedar atrapado en los poros de la malla ya que tiene un tamaño similar al H_2S y H_2O . Por lo que, el CO_2 al quedar atrapado reduce los espacios activos y por lo mismo la eficiencia de las mallas para retener el H_2S y H_2O (UNAL, 2004, p. 237).

En la adsorción con mallas moleculares la corriente de gas agrio ingresa por el tope de la columna y sale por la parte inferior, en donde el lecho es calentado por hora y media a la temperatura del gas dulce caliente que se emplea en la regeneración de las mallas. Al incrementar la temperatura del lecho se consigue que el H_2S adsorbido se libere y generalmente al salir de la torre es quemado (UNAL, 2004, p. 237).

Las mallas moleculares se regeneran al hacer circular gas dulce caliente a temperaturas entre 148 y 204 °C. La utilización de las mallas moleculares se limita a volúmenes pequeños de gas y a presiones de operación moderadas que generalmente alcanzan valores de 31 atm (UNAL, 2004, p. 237).

1.2.1.5. Remoción con membranas

Se aprovecha la ventaja entre las diferencias de afinidad - difusividad que poseen las membranas, para lograr la separación. El agua, sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono presentan una alta difusividad, lo cual muestra que pueden pasar a

través de una membrana más fácilmente que los hidrocarburos, usando la misma fuerza impulsora, esto permite la separación de las impurezas del gas natural. Las membranas son adecuadas para tratar volúmenes bajos de gas y es común el uso de membranas permeables. El efecto de separación no es total, porque pueden existir pérdidas de hidrocarburos en la corriente de gas ácido (Erdmann et al, 2012, p. 92).

En este proyecto se desarrolla un proceso de endulzamiento de gas natural con dietanolamina (DEA) en una columna de absorción de relleno, pues ofrece una mejor retención de dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno debido a su selectividad, su eficiencia en la remoción de los gases ácidos es mayor en comparación con otros procesos y no tiene problemas en cuanto al manejo de flujos grandes de gases. Se eligió la dietanolamina (DEA) como solvente químico principalmente porque puede trabajar a presiones bajas y con corrientes de gas natural que contengan un 10% o más de gases ácidos.

En la Figura 1.3 se puede observar el esquema del endulzamiento de gas natural mediante la absorción con solventes químicos. El gas amargo ingresa por la parte inferior de la columna de absorción, donde luego de ser tratado sale como gas dulce. Por su parte, la solución líquida de dietanolamina entra por la parte superior de la columna, esta solución ingresa como amina pobre y sale por la parte inferior como amina rica en gases ácidos. Ambas corrientes se ponen en contacto a contracorriente en la columna de absorción. Los componentes ácidos del gas reaccionan con la amina y forman un complejo que es soluble en la fase líquida.

Por el tope de la columna se obtiene la corriente de gas dulce y por el fondo se obtiene una corriente de amina rica, la cual posteriormente pasa a la columna de regeneración (Erdmann et al, 2012, p. 91).

La amina se regenera por calentamiento y vuelve a emplearse en el proceso, con la finalidad de minimizar costos de operación y disminuir la contaminación. Para esto, se alimenta la corriente de amina rica a una columna de platos en donde mediante un aumento de temperatura hasta 100°C y una caída de presión se lleva a cabo la desorción de los componentes ácidos, es decir, los gases ácidos se

separan de la amina, debido a que las reacciones entre los gases ácidos y la amina son reversibles. La amina pobre se enfría para realimentarla a la columna de absorción (Dubois, 2005, p. 35).

1.2.2. DESHIDRATACIÓN

En la deshidratación del gas natural se remueve el vapor de agua que se encuentra asociado con el gas desde el yacimiento. Si este vapor, por efecto de las variaciones de presión y temperatura del gas, se condensa parcialmente, se pueden producir varios problemas relacionados al flujo en tuberías (Erdmann, Ruiz, Benítez y Tarifa, 2012, p. 120). Las razones por las que se debe aplicar el proceso de deshidratación se explican a continuación de una forma más detallada:

- Evitar la formación de hidratos de carbono: la reacción de hidrocarburos livianos (metano, etano, propano e isobutano) o gases ácidos (sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono) y agua, en condiciones de temperatura baja y presión alta, da lugar a la formación de los hidratos de carbono. Se pueden formar en tuberías durante los procesos de producción y transporte de gas natural, obstruyendo su flujo y produciendo caídas de presión elevadas (Erdmann et al, 2012, p. 120).
- Disminución de la corrosión en tuberías: este proceso es causado por la presencia de sulfuro de hidrógeno (H_2S) y dióxido de carbono (CO_2), los cuales se disuelven en el agua formando soluciones ácidas que son muy corrosivas (Erdmann et al, 2012, p. 120).
- Reducción de la capacidad de transmisión de gas en las tuberías: el agua líquida puede depositarse en las partes bajas de las tuberías y provocar un incremento en la caída de presión o producir taponamiento. Además, la presencia de agua libre puede producir problemas en equipos secundarios

como intercambiadores de calor, compresores, entre otros (Erdmann et al, 2012, p. 120).

Para remover el vapor de agua presente en el gas natural, existen diferentes métodos de deshidratación sin embargo, los dos más utilizados son la absorción con solventes físicos y la adsorción en lecho sólido (Erdmann et al, 2012, p. 121; Dubois, 2005, p. 36).

1.2.2.1. Absorción con solventes físicos

La absorción con solventes físicos implica el uso de desecantes líquidos glicoles generalmente.

Entre algunas de sus ventajas están: su bajo costo de instalación y operación, baja caída de presión a través de la torre de absorción, fácil reposición del glicol, la unidad de glicol demanda una menor cantidad de calor para su regeneración, los sistemas de glicol pueden operar en presencia de hidrocarburos pesados (Erdmann et al, 2012, p. 121).

No obstante, el glicol es susceptible a contaminación y es corrosivo cuando está descompuesto o contaminado.

El trietilenglicol (TEG) es el líquido desecante más usado comúnmente en la deshidratación de gas natural, pues se regenera fácilmente; posee una temperatura de descomposición teórica de 207 °C, la cual es más alta que la del etilenglicol (EG) y dietilenglicol (DEG); sus pérdidas por vaporización son menores y su costo es menor que el de los otros dos (González, 2010, p. 2).

En la Tabla 1.4 se presentan las propiedades y características de los glicoles que se emplean en la deshidratación de gas natural.

Tabla 1.4. Propiedades y características de los glicoles utilizados en la deshidratación del gas natural

Propiedades	Etilenglicol (EG)	Dietilenglicol (DEG)	Trietilenglicol (TEG)
Fórmula química	C ₂ H ₆ O ₂	C ₄ H ₁₀ O ₃	C ₆ H ₁₄ O ₄
Peso molecular	62,07	106,12	150,18
Punto de ebullición (°C)	197,60	245,00	277,85
Punto de fusión (°C)	-13,00	-10,45	-7,35
Presión de vapor a 25°C (Pa)	12,24	0,27	0,05
Densidad a 25°C (kg/m ³)	1 110	1 115	1 122
Viscosidad absoluta a 25°C (Pa.s)	0,01771	0,03021	0,03673
Calor específico a 25°C (J/kg.K)	2 395	2 307	2 190
Punto de inflamabilidad (°C)	111,11	123,89	176,67
Temperatura teórica de descomposición térmica (°C)	165,00	164,44	206,67

(Bouza, 2009, p. 5)

En la Figura 1.4, se presenta un esquema del proceso de deshidratación de gas natural con glicoles. Este inicia cuando el gas húmedo entra en la torre absorbidora por el fondo, mientras que el glicol seco lo hace por el tope y fluye en contracorriente, absorbiendo el agua del gas natural mediante el contacto de dichas corrientes. El gas deshidratado sale por el tope de la torre, mientras que el glicol rico sale por el fondo y se dirige al sistema de regeneración. El glicol rico en agua que sale del absorbedor se transporta hacia el separador flash donde es precalentado por la corriente de glicol regenerada (glicol pobre), la cual se encuentra a una mayor temperatura en el intercambiador de calor 1 (Erdmann et al, 2012, p. 124).

El glicol precalentado entra por la parte superior al despojador y avanza hacia abajo a través del lecho empacado hasta llegar al rehervidor. En el rehervidor el glicol es separado del agua, el cual pasa de manera ascendente a través del lecho y sale por el tope del despojador como vapor. El glicol pobre, libre de agua se dirige hacia el tambor donde es enfriado por la corriente rica en glicol en el intercambiador 2. Finalmente, el glicol regenerado y enfriado, se recircula a la torre absorbidora (Erdmann et al, 2012, p. 125).

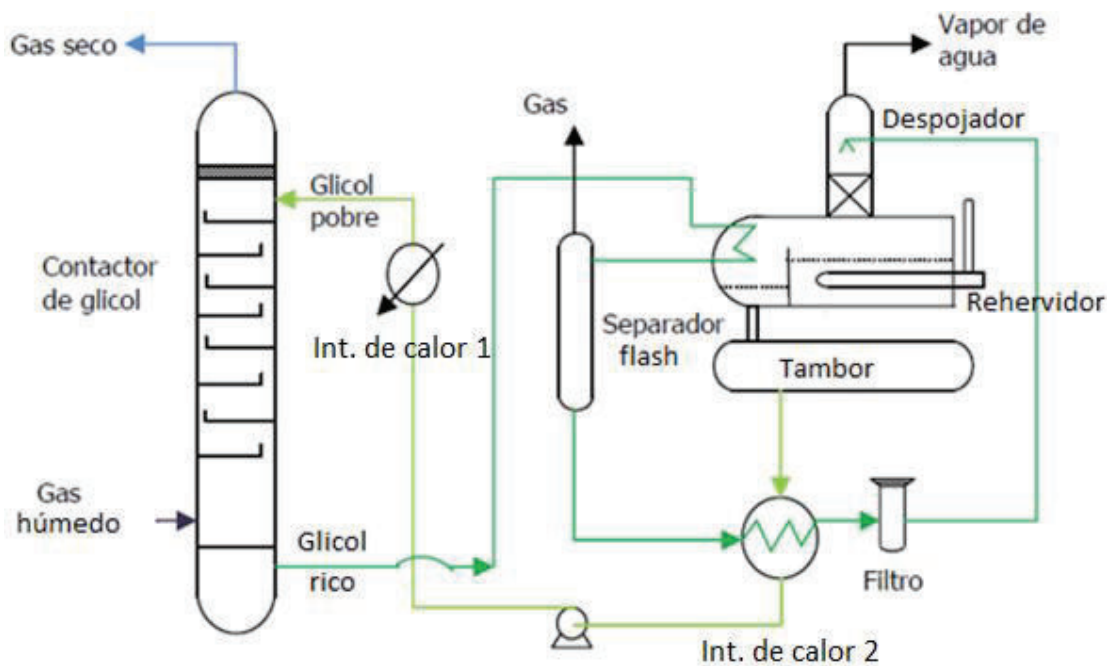


Figura 1.4. Esquema del proceso de deshidratación con glicoles
(Erdmann et al, 2012, p. 123)

1.2.2.2. Adsorción en lecho sólido

En la adsorción en lecho sólido se emplean desecantes sólidos como la alúmina, sílica gel y tamices moleculares. Los cambios en la temperatura, la presión y el caudal de gas afectan muy poco a este tipo de proceso. Sin embargo, su costo de operación es elevado, la caída de presión es alta, el desecante sólido se contamina fácilmente con hidrocarburos pesados, sulfuro de hidrógeno (H_2S), dióxido de carbono (CO_2) y agua libre, las instalaciones y los equipos ocupan gran espacio (Erdmann et al, 2012, p. 122).

En la Figura 1.5, se muestra un esquema general de la deshidratación de gas natural mediante el uso de desecantes sólidos.

De acuerdo a la Figura 1.5, el proceso de deshidratación inicia cuando la corriente de gas natural que contiene agua desciende a través de la torre de adsorción. El agua es adsorbida selectivamente a través del lecho de desecante y por el fondo

de la adsorbedora se obtiene la corriente de gas deshidratado. Cuando el lecho se satura, se envía gas caliente para regenerar al desecante. El agua adsorbida por el desecante es removida al calentar el lecho a una temperatura que depende del desecante usado y las especificaciones de funcionamiento. Este calentamiento se logra a través de una pequeña corriente caliente del propio gas seco denominada gas de regeneración, la cual entra por el fondo de la torre y llega hasta el tope de la misma. Una vez que la corriente del gas de regeneración sale por la parte superior de la torre, inmediatamente es enfriada para condensar la mayor parte del agua y es dirigida hacia un separador, en el cual se obtiene por el fondo el agua, mientras que por el tope del equipo se obtiene el gas de regeneración enfriado, el cual es recirculado al sistema (González, 2010, pp. 5-7).

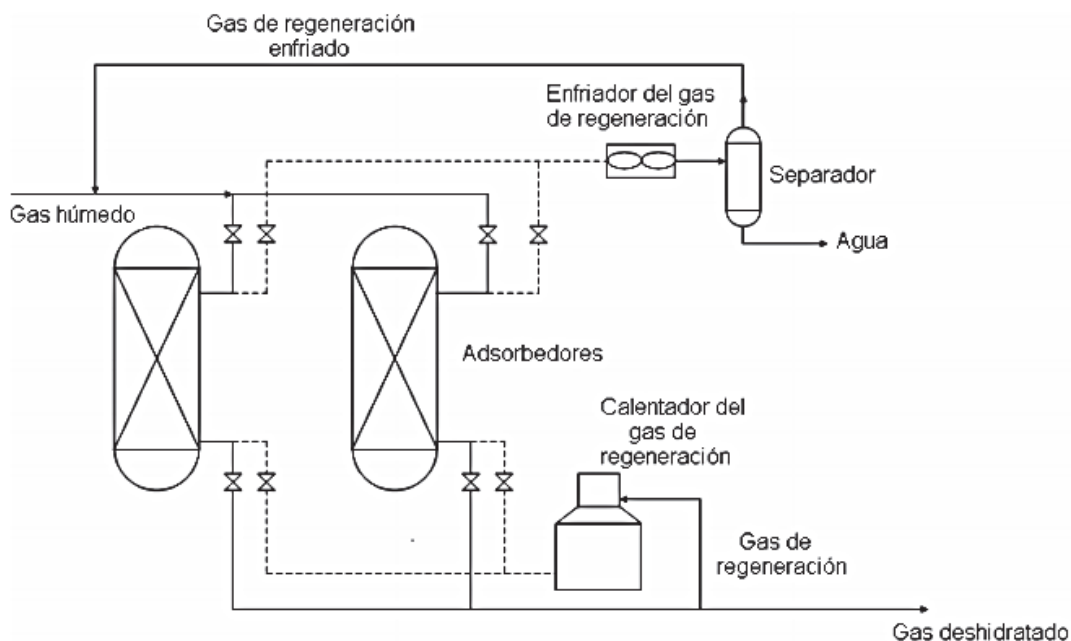


Figura 1.5. Esquema del proceso de deshidratación con sólidos
(González, 2010, p. 5)

1.2.3. SEPARACIÓN DE HIDROCARBUROS

La presencia de hidrocarburos líquidos (etano, propano, butano y gasolinas) del gas natural en gasoductos origina pérdidas de presión, las cuales reducen el caudal transportado. Estos hidrocarburos se condensan a lo largo del gasoducto

originando problemas en su transportación (González, 2010, p. 1).

La recuperación de los componentes líquidos del gas se efectúa para el control del punto de rocío del gas natural y además representa una fuente económica, pues los hidrocarburos líquidos tienen un valor más alto como productos separados que como parte de la corriente de gas natural (González, 2010, p. 1).

La separación de los hidrocarburos presentes en el gas natural puede realizarse criogénicamente o por absorción.

1.2.3.1. Proceso criogénico para recuperación de hidrocarburos líquidos

En la Figura 1.6, se muestra un esquema del proceso criogénico el cual inicia cuando el gas húmedo dulce proveniente del proceso de endulzamiento pasa a la sección de deshidratación, donde se remueve la mayor cantidad de agua.

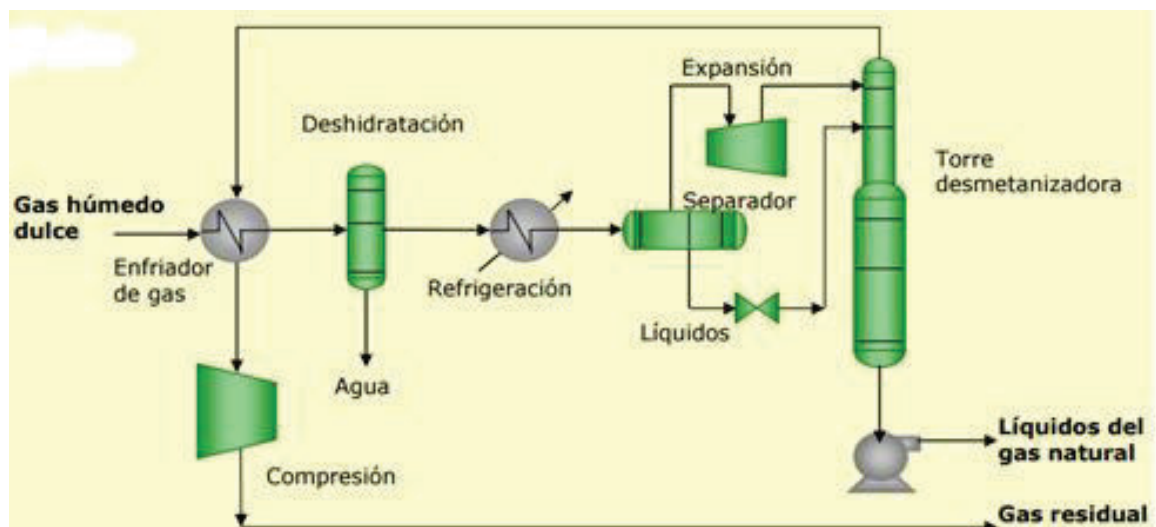


Figura 1.6. Proceso criogénico para la recuperación de hidrocarburos licuables del gas natural
(PEMEX, 2014, p. 5)

Luego es enfriado por corrientes del proceso y por un sistema de refrigeración

mecánico. El enfriamiento y la elevada presión del gas hacen posible la condensación de los hidrocarburos (etano, propano, butano, etc.), los cuales son separados y enviados a rectificación en la torre desmetanizadora. La fracción de gas obtenida en el proceso de separación pasa a un turbo-expansor, que genera una variación en la presión provocando que la corriente se enfríe aún más y esta ingresa por la parte superior a la torre desmetanizadora. El gas residual obtenido es el producto principal de este proceso y consiste básicamente en metano. Otro producto es la corriente de líquidos del gas natural que está constituida por hidrocarburos licuables, estos servirán de alimentación para las plantas fraccionadoras (PEMEX, 2014, p. 5).

1.2.3.2. Proceso de absorción para recuperación de hidrocarburos líquidos

En la Figura 1.7, se muestra un esquema del proceso de recuperación de hidrocarburos líquidos mediante la absorción.

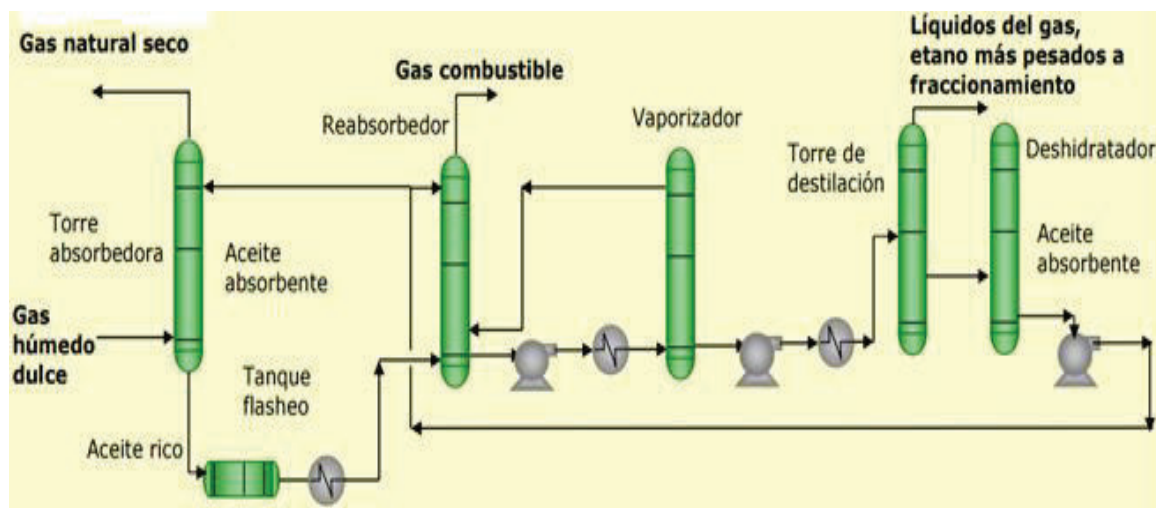


Figura 1.7. Proceso de absorción para la recuperación de hidrocarburos líquidos del gas natural
(PEMEX, 2014, p. 6)

El proceso se efectúa empleando un aceite absorbente de elevado peso molecular. En la primera sección se obtiene el gas natural seco por la parte superior del absorbedor, mientras que por el fondo se obtiene el aceite rico. El

aceite pasa a un reabsorbedor, donde se produce gas combustible por el tope y por la parte inferior se obtiene el aceite con los hidrocarburos líquidos absorbidos. Esta corriente pasa a una sección vaporización y luego al área de destilación donde se separan los hidrocarburos ligeros en estado líquido, esta corriente está conformada por etano y pesados.

Por el fondo de la torre de destilación se obtiene el aceite pobre que pasa a un proceso de deshidratación para volver a ser utilizado. Uno de los productos principales de esta planta es el gas natural seco constituido básicamente por metano. Otro producto es la corriente de hidrocarburos líquidos del gas natural, la cual constituye la alimentación a las plantas fraccionadoras (PEMEX, 2014, p. 6).

1.2.3.3. Fraccionamiento de hidrocarburos

El proceso de fraccionamiento consiste en varias etapas de separación que se efectúan a través de la destilación, como se muestra en la Figura 1.8.

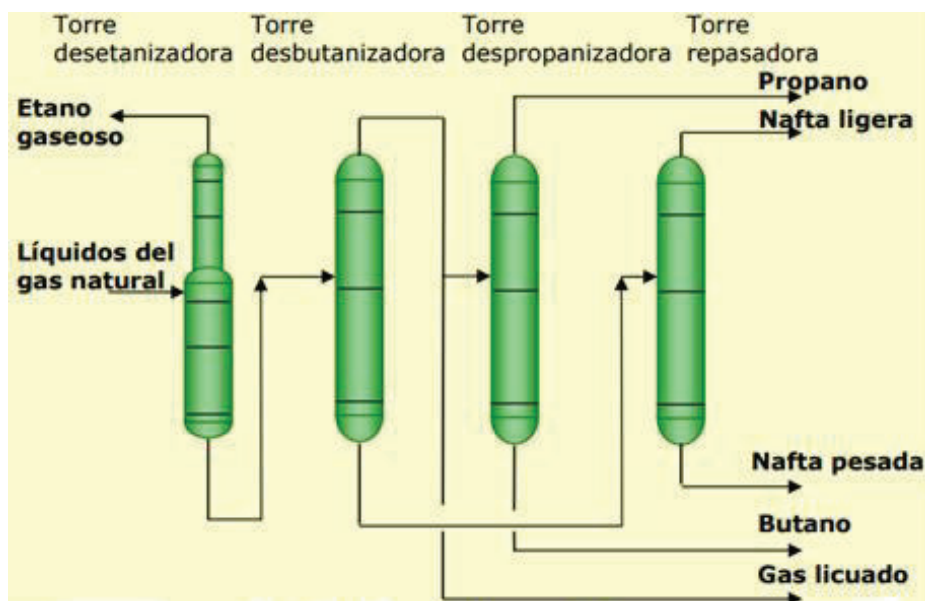


Figura 1.8. Proceso de fraccionamiento de hidrocarburos del gas natural (PEMEX, 2014, p. 7)

La planta de fraccionamiento recibe los hidrocarburos líquidos del gas natural, que

pueden provenir de los procesos de recuperación tanto criogénicos como de absorción.

En la primera columna se obtiene el etano, en la segunda el gas licuado (mezcla de propano y butano), en la torre despropanizadora se obtiene de forma individual el propano por el tope de la columna y por el fondo el butano. Finalmente en la torre repasadora, se separa los pentanos, hexanos e hidrocarburos más pesados que conforman las naftas. El etano es empleado principalmente como alimentación de la planta de etileno, mientras que el gas licuado y la nafta se comercializan (PEMEX, 2014, p. 7).

1.2.4. LOS HIDROCARBUROS Y LA INDUSTRIA PETROQUÍMICA

La industria petroquímica permite obtener una gran variedad de productos derivados del petróleo y del gas natural. Estos productos se transforman en materia prima de otros sectores principalmente en la obtención de polímeros (SNMPE, 2011, p. 1).

Los hidrocarburos condensables producto del tratamiento del gas natural tales como el etano, propano, butano y gasolinas constituyen una de las principales fuentes de materia prima para la industria petroquímica, así como la nafta virgen y ciertas corrientes de hidrocarburos resultantes del proceso de refinación del petróleo (Dubois, 2005, p. 202).

La obtención de los petroquímicos implica llevar a cabo procesos que abarcan tanto cambios físicos como químicos en los hidrocarburos, consiguiendo que se separen el petróleo y el gas natural, en hidrocarburos más simples y ligeros (SNMPE, 2011, p.1).

Los compuestos básicos considerados dentro de la industria petroquímica, son los siguientes (Dubois, 2005, p. 202):

1. Etileno

2. Propileno
3. Butileno
4. Butadieno
5. Aromáticos (benceno, tolueno y xileno)
6. Gas de síntesis (mezcla de hidrógeno y monóxido de carbono)

Los cinco primeros compuestos anteriores se obtienen mediante la descomposición térmica de hidrocarburos que van desde el etano. Los aromáticos se consiguen a través del reformado catalítico de la nafta virgen o como subproducto del proceso de obtención del etileno. En cambio, el gas de síntesis se obtiene al hacer reaccionar el gas natural con vapor de agua o por oxidación parcial, ambos hasta obtener una mezcla final de monóxido de carbono (CO) e hidrógeno (H₂) (Dubois, 2005, pp. 202 y 204).

1.2.5. LA INDUSTRIA PETROQUÍMICA EN EL ECUADOR

La Petroquímica se ha convertido en un actor importante en todos los sectores de la economía mundial. Ecuador es un país que aún no ha desarrollado este tipo de actividad y carece de empresas nacionales que produzcan y provean insumos industriales provenientes de los hidrocarburos, por lo tanto se ve obligado a realizar importaciones de productos como: el polipropileno, polietileno de alta y baja densidad, benceno, xileno, úrea y gas licuado (Cámara de Industrias de Guayaquil, 2012, p. 7).

En el país, los hidrocarburos son empleados fundamentalmente en la generación de energía, sin embargo estos deberían destinarse solamente para la industria petroquímica, pues evidentemente el país posee una creciente dependencia de productos petroquímicos de importación (Ministerio Coordinador de Sectores Estratégicos, 2013, p. 15).

A continuación en la Tabla 1.5, se muestran datos de las importaciones de productos petroquímicos realizadas por Ecuador.

Tabla 1.5. Importaciones de productos petroquímicos en el Ecuador

DESCRIPCIÓN	2008		2009		2010		2011	
	PESO (TON)	COSTO (USD)	PESO (TON)	COSTO (USD)	PESO (TON)	COSTO (USD)	PESO (TON)	COSTO (USD)
Polipropileno	49 209	83 844	44 319	47 691	50 943	76 622	61 058	108 337
Polietileno DB	56 787	102 522	64 656	77 590	66 264	104 575	64 693	112 576
Polietileno DA	49 795	87 423	51 410	59 574	54 514	78 534	56 946	89 951
Benceno	0	2	0	5	0	6	0	2
Xileno	2 296	2 696	2 678	2 516	2 909	3 204	3 302	4 429
Úrea	138 619	62 974	79 401	26 844	99 170	38 020	140 031	64 753
Gas licuado	734 923	666 595	794 914	403 206	818 877	575 341	921 576	858 545
TOTAL	1 031 629	1 006 056	1 037 378	617 426	1092 677	876 302	1 247 606	1 238 593

(Cámara de Industrias de Guayaquil, 2012, p. 9)

*TON: tonelada métrica

1.2.6. ETILENO

En la Figura 1.9, se muestra las principales aplicaciones del etileno en la industria petroquímica.

El etileno pertenece a la familia de los hidrocarburos insaturados, dentro de los cuales es el más simple. Es un compuesto químico orgánico formado por dos átomos de carbono unidos mediante un doble enlace, que le confiere una gran estabilidad a la ruptura (Aguilar, 2001, p. 11).

Este compuesto es un producto de descomposición primaria o secundaria de numerosos hidrocarburos tales como el etano, propano, nafta y gasóleo.

Generalmente, se obtiene mediante el proceso de craqueo o desdoblamiento de moléculas pesadas en moléculas más ligeras (Asociación Española de Operadores de Productos Petrolíferos - AOP, 2002, p. 2).

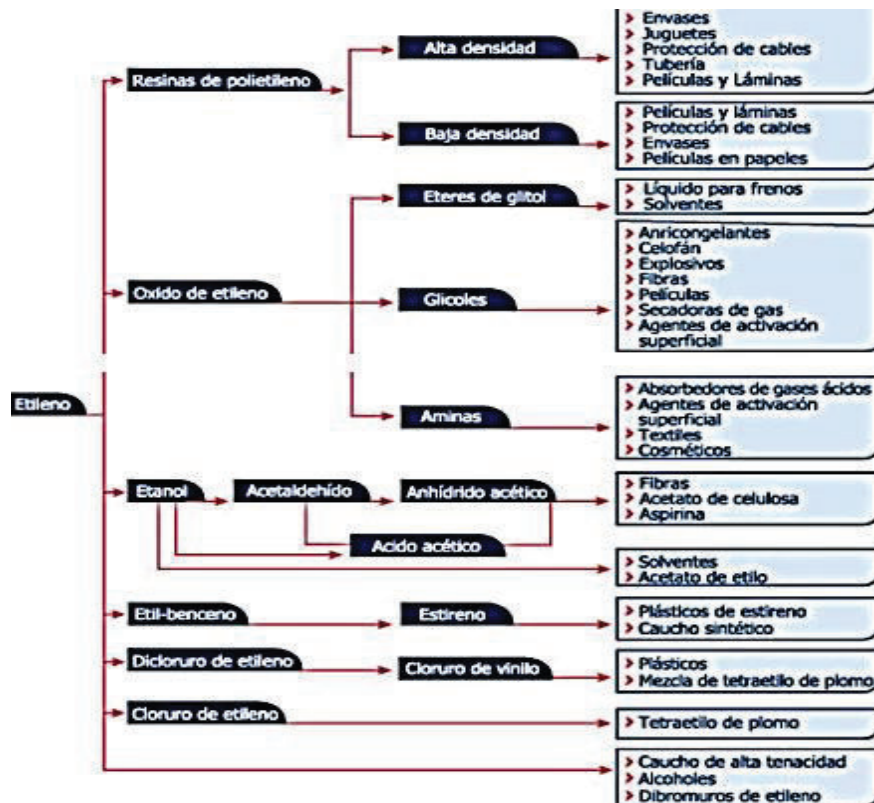


Figura 1.9. Procesos del etileno y productos derivados
(PDVSA, 2005, p. 1)

1.2.7. ESQUEMA GENERAL DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS NATURAL Y PETRÓLEO

En la Figura 1.10, se presenta el esquema de una planta de tratamiento de gas natural y petróleo provenientes de un yacimiento.

El proceso inicia cuando el gas natural y el petróleo son separados. En la corriente de gas natural se eliminan los condensados (líquidos arrastrados). Luego se separan los gases ácidos (H_2S y CO_2) a través de un proceso de endulzamiento con monoetanolamina (MEA) en una columna. La amina se regenera mediante calentamiento para recircularse al proceso (Dubois, 2005, p. 35).

Después la corriente de gas natural se deshidrata empleando algún glicol o con

alúmina, esto es importante realizarlo para evitar la formación de hidratos sólidos que pueden obstruir los gasoductos impidiendo el transporte adecuado de gas. Si es necesario, se separa el exceso de hidrocarburos condensables (propano, butano y gasolinas), esto se realiza por absorción o criogénicamente. En la Figura 1.10 se muestra una separación criogénica que utiliza un turbo expander para conseguir bajas temperaturas cercanas a los -100°C . A esta temperatura empiezan a separarse los hidrocarburos (Dubois, 2005, pp. 35 y 36).

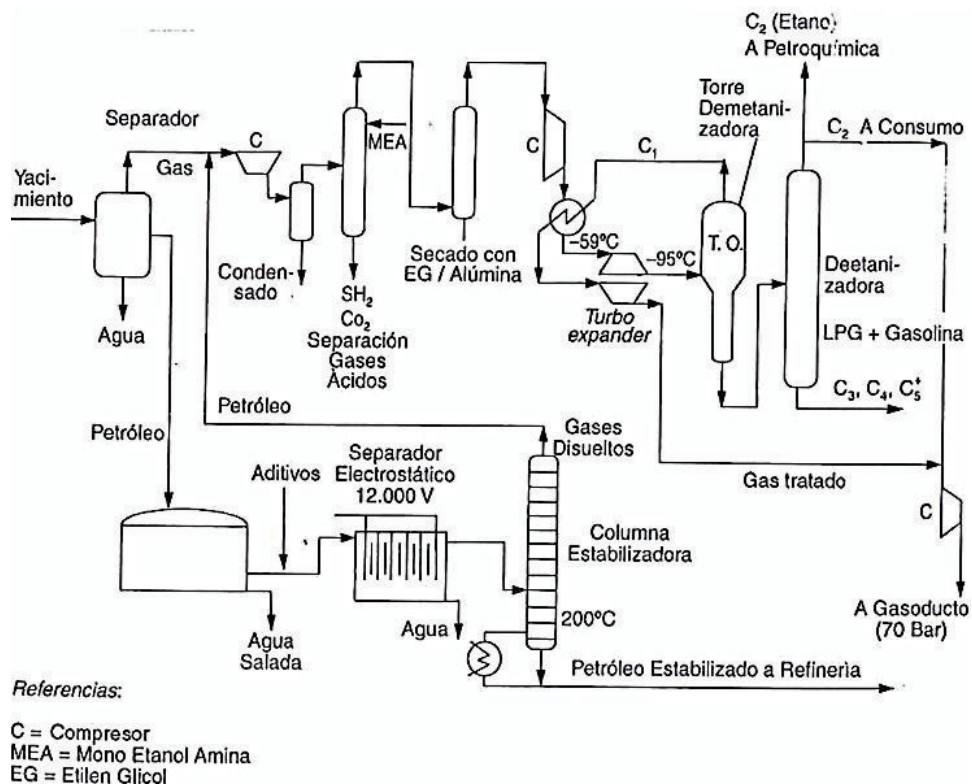


Figura 1.10. Esquema general del tratamiento de gas natural y petróleo (Dubois, 2005, p. 35)

Por otro lado, la corriente de petróleo se envía a un tanque de decantación para separar el agua salada presente. Al resto de agua se le añade aditivos para transportarla a un separador electrostático de 12000 voltios y separarla. El petróleo sin agua se estabiliza en una columna de destilación a una temperatura de 220°C , donde se obtiene por la parte superior los gases que se envían a la planta de tratamiento de gas y por el fondo el petróleo estabilizado, que se enfría y almacena (Dubois, 2005, p. 36).

1.2.8. DISEÑO PROPUESTO DE LOS EQUIPOS DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS NATURAL PARA LA SEPARACIÓN DE LOS HIDROCARBUROS

La planta de tratamiento de gas natural para la separación de los hidrocarburos propuesta en este proyecto está conformada por los equipos que a continuación se mencionan:

- Un separador vapor – líquido que tiene como finalidad separar el vapor de los compuestos líquidos de la corriente de gas natural.
- Dos columnas de absorción de relleno, la primera se emplea en el endulzamiento del gas natural utilizando una solución de amina (DEA) con la cual se separa el dióxido de carbono y el sulfuro de hidrógeno de la corriente gaseosa conformada por metano, etano, propano y butano. La segunda se utiliza para la deshidratación de la corriente de hidrocarburos compuesta por pentano, hexano y heptano, usando trietilenglicol.
- Las columnas de platos a la cual ingresa una corriente constituida por metano, etano, propano, butano, pentano y hexano. Esta corriente se traslada a través de varias columnas de destilación (desmetanizadora, desetanizadora, despropanizadora y despentanizadora), en las cuales se separan cada uno de los hidrocarburos antes mencionados.
- Tres intercambiadores de tubos y coraza con el flujo en contracorriente, el primero se utiliza para enfriar la corriente que proviene de la columna de absorción de relleno que endulza al gas natural, el segundo se emplea para calentar los hidrocarburos líquidos provenientes del separador y el tercero enfría la corriente deshidratada que sale de la columna de absorción de relleno.

A continuación se explican las generalidades de cada uno de los equipos antes mencionados.

1.2.8.1. Separador vapor – líquido

En los equipos de este tipo, la separación se consigue a través de una combinación de separación por gravedad, separación por fuerza centrífuga y separación por choque. Un separador está conformado por las siguientes secciones básicas, tal como se muestra en la Figura 1.11 (Gómez, 2014, p. 3):

- Sección de separación primaria: La separación se efectúa a través de un cambio de dirección de flujo, este cambio se puede generar con una entrada tangencial de los fluidos al separador o al instalar una placa desviadora a la entrada. Con cualquiera de las dos formas se le induce una fuerza centrífuga al flujo, con la que se separa la mayor parte del líquido y se reduce la turbulencia del flujo.
- Sección de separación secundaria: Separa la máxima cantidad de gotas de líquido de la corriente de vapor, el mecanismo de separación principal es por gravedad. La eficiencia de separación en esta sección depende de las propiedades físicas del vapor y del líquido, del tamaño de las gotas de líquido suspendidas en la corriente de vapor y del grado de turbulencia.
- Sección de extracción de niebla: Separa las gotas pequeñas de líquido que no se eliminan del flujo de vapor en las secciones anteriores. La separación se efectúa a través del mecanismo de choque, que logra que las pequeñas gotas de líquido se colecten y se acumulen sobre una superficie formando gotas más grandes, que se drenan o caen a la sección de separación primaria.
- Sección de almacenamiento de líquido: En esta sección se almacena y descarga el líquido separado de la corriente de vapor. La capacidad de esta parte del separador debe ser la suficiente para manejar las posibles fluctuaciones de líquido que se pueden dar en una operación normal, por lo que se debe controlar el nivel del líquido en el separador.

Los separadores pueden clasificarse por su forma en: horizontales, verticales y

esféricos.

Por su función se clasifican en: bifásicos y trifásicos, los primeros separan vapor y líquido, mientras que los segundos separan vapor, petróleo y agua.

En la Figura 1.11, se presenta el esquema de los separadores horizontal y vertical con las respectivas secciones que lo conforman.

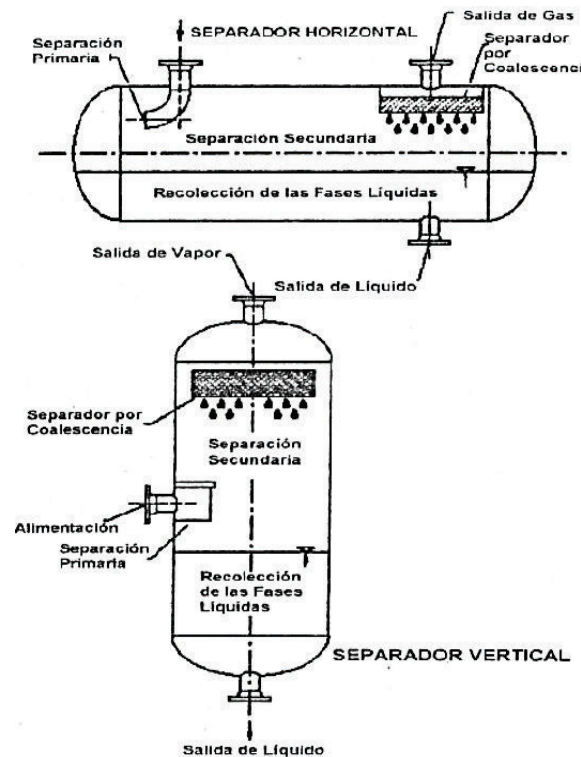


Figura 1.11. Esquema de los separadores horizontal y vertical
(Díaz, Paguay, Tomalá y Malavé, 2009, p. 3)

El principio de funcionamiento es el mismo para los separadores horizontales y verticales del tipo bifásico. El fluido entra al separador y choca con el deflector interno, causando la separación inicial del líquido y del vapor. La fuerza de la gravedad provoca que el líquido vaya al fondo y el vapor vaya hacia el domo del recipiente.

La recolección del líquido en el fondo depende del tiempo de retención, el cual

provoca que el vapor y el líquido encuentren el equilibrio a una determinada presión. Finalmente el líquido sale del recipiente mediante una válvula de descarga y el vapor pasa por la sección de extracción de neblina antes de salir del separador (Gómez, 2014, p. 10).

El tipo de separador líquido – vapor que se seleccionó se presenta en la Figura 1.12, donde se muestran las proporciones características del separador vertical.

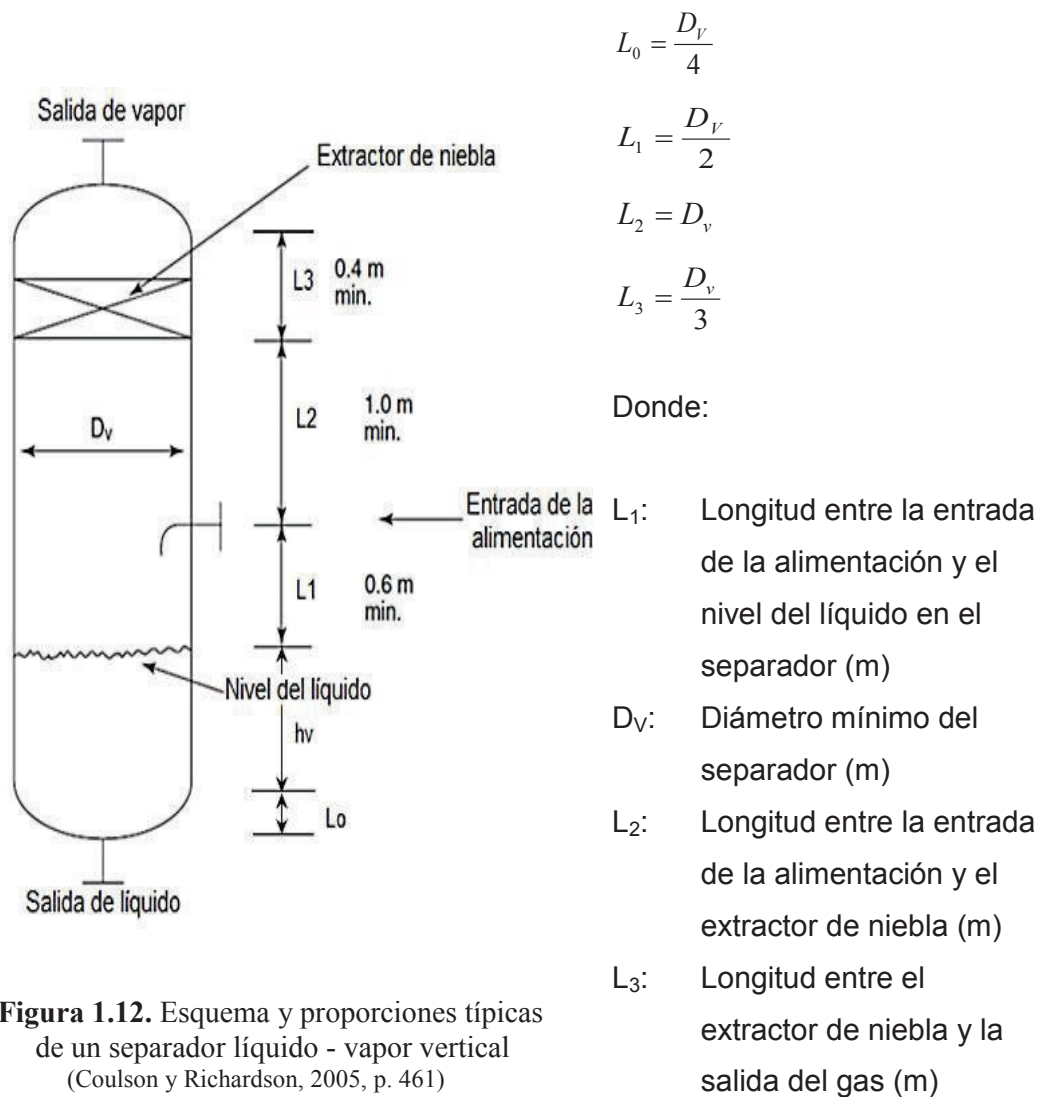


Figura 1.12. Esquema y proporciones típicas de un separador líquido - vapor vertical (Coulson y Richardson, 2005, p. 461)

La utilización de los extractores de niebla hace posible el empleo de separadores más pequeños. La eficiencia de separación por encima del 99% se consigue con caídas de presión bajas (Coulson y Richardson, 2005, p. 460). Otro factor de importancia que se establece en el diseño del separador es la presión de

operación, los valores que puede tomar se encuentran entre: presiones bajas de 0 a 20 bar, presiones medias de 20 a 35 bar y presiones altas de 35 bar en adelante (Coulson y Richardson, 2005, 463).

El nivel del líquido depende del tiempo de retención, por lo que el líquido debe ser retenido en el separador por un cierto tiempo hasta que el vapor y el líquido lleguen a equilibrarse en condiciones de la presión de operación. El tiempo de retención requerido normalmente es de 10 minutos (Coulson y Richardson, 2005, p. 462).

La corriente de vapor está conformada por hidrocarburos livianos como el metano, etano, propano y butano además compuesto como el nitrógeno, dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno. Mientras que la corriente líquida está conformada por pentano, hexano, heptano y agua.

1.2.8.2. Columna de absorción de relleno

Las columnas de absorción de relleno son utilizadas para procesos como destilación, absorción de gases y extracción líquido - líquido. La absorción de gases ocurre mediante la interacción del gas con la solución líquida, la cual secuestra al compuesto a remover de la corriente entrante, la interacción se da en los rellenos ubicados a lo largo de la columna de absorción. Los rellenos son unidades que promueven el contacto entre las fases líquida y gaseosa proporcionando una superficie de contacto amplia que facilita la separación del compuesto de interés (Couper, 2012, p. 423). En la Figura 1.13, se presenta el esquema de una columna de absorción de relleno con sus respectivas corrientes de entrada y salida.

El relleno seleccionado debe cumplir con las siguientes funciones (Coulson y Richardson, 2005, p. 589):

- Proporcionar una gran superficie de contacto.

- Tener una superficie abierta que disminuya la resistencia al paso del flujo del gas.
- Promover la distribución uniforme de líquido sobre la superficie del relleno.
- Promover un flujo uniforme de vapor a través de la sección transversal de la columna.

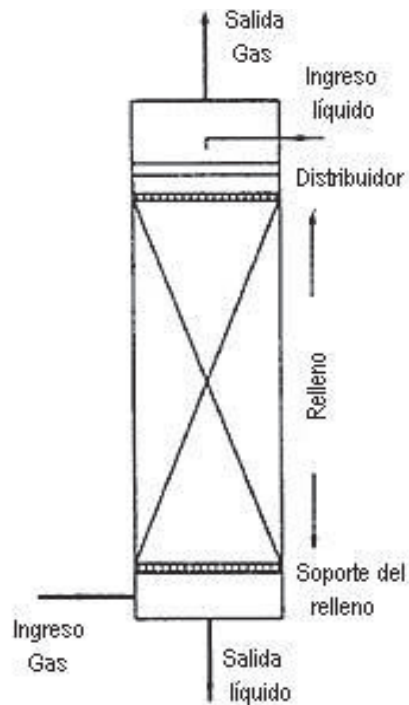


Figura 1.13. Esquema de la columna de absorción de relleno

La distribución del relleno se da de dos formas, la una adoptando una disposición con geometría regular y la otra ubicando el relleno al azar (Coulson y Richardson, 2005, p. 589).

Cuando la concentración del soluto es pequeña, por ejemplo menos de 10 por ciento, el flujo de gas y líquido es constante a lo largo de la columna.

La altura del empaque requerido (Z) está en función del coeficiente de transferencia de masa (K_G) y su composición en fase gaseosa o en función del coeficiente de transferencia de masa (K_L) y su composición en fase líquida (Coulson y Richardson, 2005, p. 594).

En la Figura 1.14, se presenta el tipo de relleno seleccionado para el proceso de absorción, el cual pertenece a los rellenos de distribución al azar.



Figura 1.14. Relleno silla Berl de cerámica
(Couper, 2012, p. 466)

1.2.8.3. Columna de destilación

La destilación es un proceso físico que se emplea en la separación de una mezcla líquida en sus componentes. Cuando una mezcla líquida se vaporiza, el vapor tiene una composición diferente a la del líquido residual. En la parte superior de la columna el vapor se condensa, el producto líquido corresponde al destilado, mientras que el producto residual se denomina fondos (Alzate, 2010, p. 31).

A nivel industrial, las columnas de destilación de platos convencionales son las comúnmente usadas, en estas el vapor y el líquido se ponen en contacto favoreciendo la separación de los componentes (Alzate, 2010, p. 31).

Existen varios tipos de columnas de destilación, cada una diseñada para un determinado tipo de separación. En la Figura 1.15, se presenta una clasificación básica de las columnas de destilación.

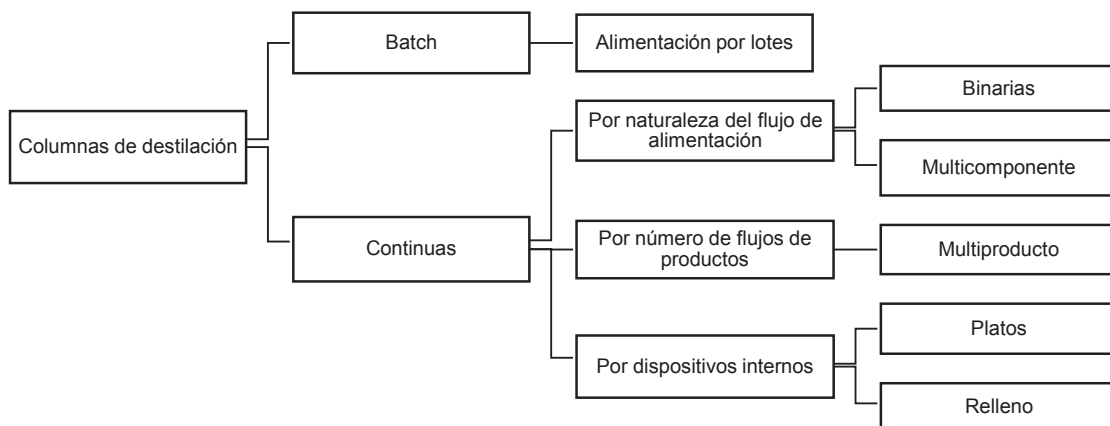


Figura 1.15. Tipos de columnas de destilación

Una columna de destilación típica está conformada por los siguientes elementos y se muestran en la Figura 1.16 (Ugalde, 2003, p. 16).

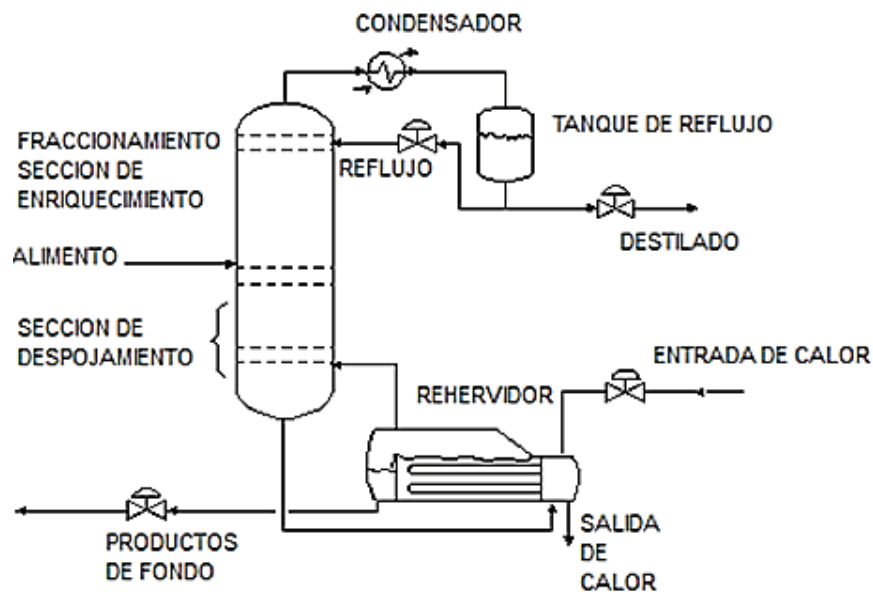


Figura 1.16. Columna de destilación con sus componentes
(UDEP, 2005, p. 6)

- El depósito cilíndrico vertical que aloja los dispositivos internos y es en donde tiene lugar la separación de los componentes del líquido (Ugalde, 2003, p. 16).
- Los platos y relleno son los componentes internos de la columna y se utilizan

para propiciar la separación de los componentes. Los tipos de platos comúnmente usados se presentan en la Figura 1.17 (Ugalde, 2003, p. 16).

En este proyecto, el tipo de plato que se seleccionó es el perforado pues es el más utilizado en la destilación fraccionada que es el proceso que se lleva a cabo en esta parte, su reemplazo y limpieza es más fácil, su costo es menor y principalmente porque facilita el paso del vapor y del líquido permitiendo un mejor contacto (Coulson y Richardson, 2005, p. 558).

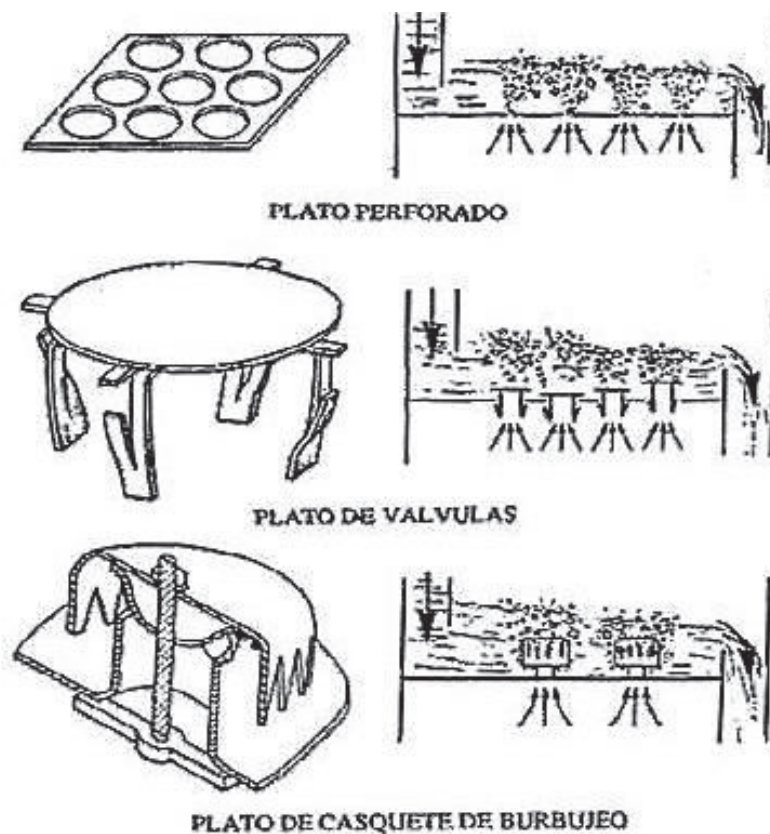


Figura 1.17. Tipos de platos

- El rehevador se trata básicamente de un intercambiador de calor para aportar calor a la columna, suministrando la vaporización requerida para el proceso de destilación (Ugalde, 2003, p. 16).
- El condensador es un intercambiador de calor que se emplea para enfriar y

condensar el vapor que sale desde la columna para que luego pueda introducirse como reflujo (Ugalde, 2003, p. 16).

- El tanque de reflujo maneja el vapor condensado que viene de la parte superior de la columna, de tal forma que el líquido puede ser recirculado al equipo (Ugalde, 2003, p. 16).

1.2.8.4. Intercambiadores de calor de dos corrientes en contracorriente

Los intercambiadores de calor son dispositivos de transferencia de calor, los cuales pueden clasificarse según la configuración de flujo y la superficie de transferencia de calor.

En la Figura 1.18, se presenta una clasificación general de los intercambiadores de calor de acuerdo a la configuración de flujo.

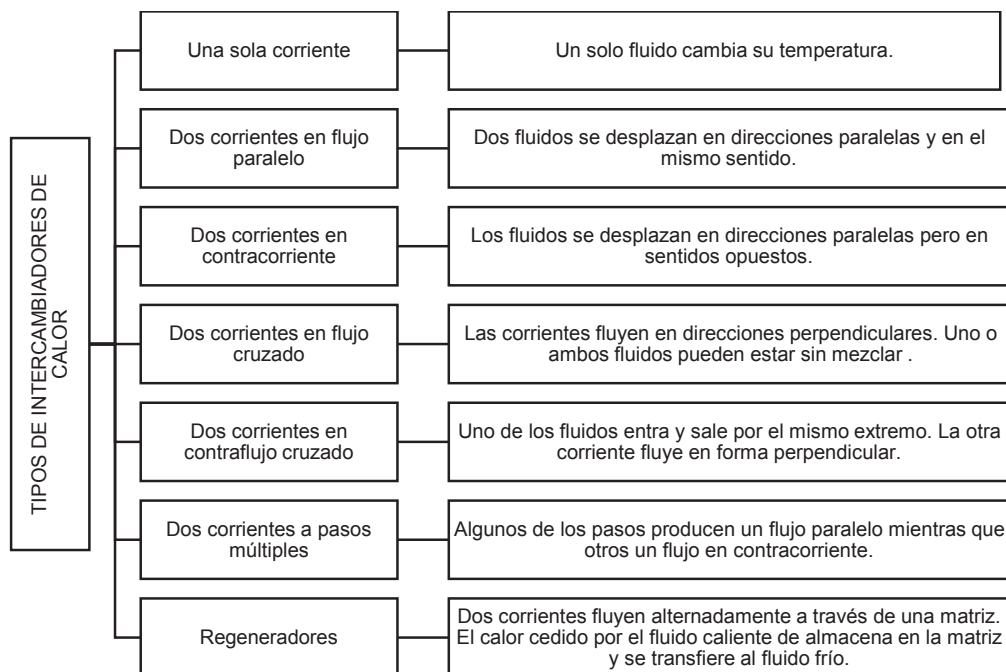


Figura 1.18. Tipos de intercambiadores de calor
(Mills, 2000, p. 744)

El método de la temperatura logarítmica media para el rendimiento de un intercambiador de calor es aplicable cuando se conocen las temperaturas de entrada y salida, sea porque se han medido de forma experimental o porque se especifican en el diseño. Sin embargo, si se requiere calcular las temperaturas de entrada y salida en un intercambiador conociendo anticipadamente sus velocidades de flujo, el método DTLM requiere de un proceso iterativo (Mills, 2000, p. 768).

Para su dimensionamiento se emplean dos métodos: el método de la temperatura logarítmica media (DTLM) y el número de unidades de transferencia (NUT).

La configuración apropiada del intercambiador para los requerimientos de enfriamiento y calentamiento de los flujos que intervienen en este proceso es uno de dos corrientes en contracorriente y su esquema se presenta en la Figura 1.19.

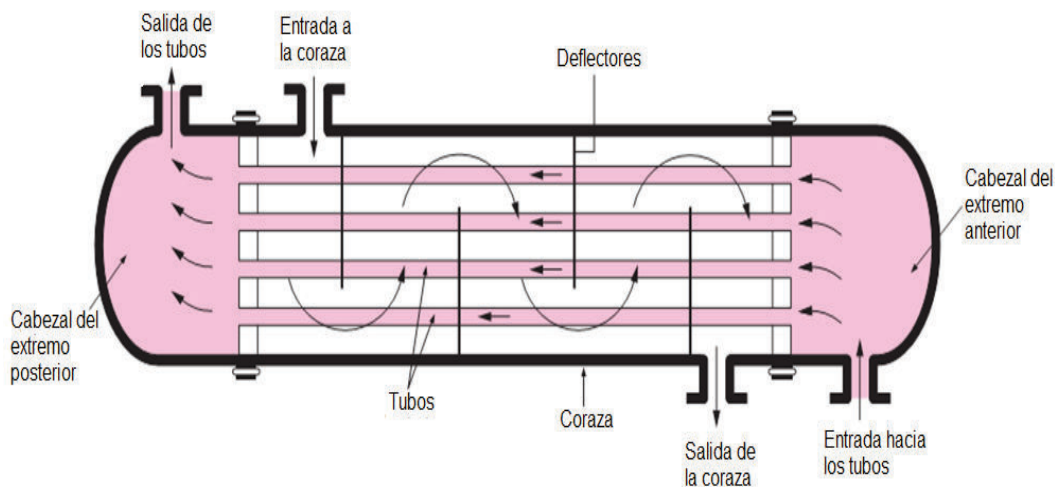


Figura 1.19. Esquema de un intercambiador de tubos y coraza en contracorriente de un paso por los tubos y coraza

En cambio, el método de número de unidades de transferencia se basa en la efectividad del intercambiador durante la transferencia de una cantidad de calor determinada. Siendo un método alternativo, ofrece ventajas para el análisis de problemas en los que hay que comparar varios tipos de intercambiadores, con el fin de seleccionar el tipo más adecuado para una aplicación específica (Incropera, 2011,

p. 599).

1.2.9. ESQUEMA GENERAL DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE OLEFINAS

En la Figura 1.20 se presenta un esquema de la planta de producción de olefinas.

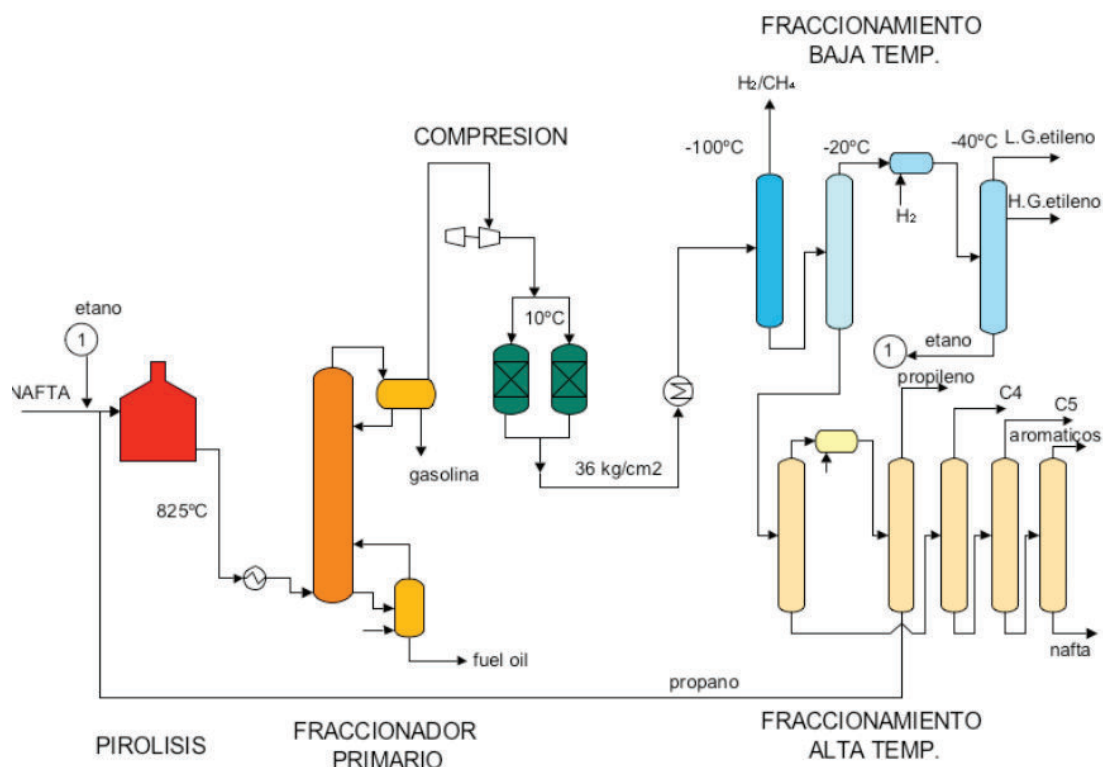


Figura 1.20. Esquema del proceso de producción de olefinas
(UNAM, 2003, p. 2)

La nafta se precalienta y vaporiza en la sección de convección del horno inyectando vapor, luego se traslada a la zona de radiación donde ocurren las reacciones de forma consecutiva y simultánea. El gas que sale del horno se enfría rápidamente en un intercambiador de calor hasta los 350 o 400 °C con un refrigerante. En la columna de destilación atmosférica se rectifica la corriente saliente del horno, donde se obtiene por el fondo un fuel oil rico en olefinas que se quema como combustible en el horno. Y en el condensador de cabeza se separa

la gasolina de pirólisis que contiene una gran cantidad de olefinas y aromáticos (UNAM, 2003, pp. 1-3).

El gas craqueado se comprime hasta aproximadamente 40 atm y a la salida de este se lava con una solución de hidróxido de sodio para el eliminar el H_2S y el CO_2 que contiene. Luego se seca mediante alúmina activada y tamices moleculares que retienen el CO_2 residual de modo que su temperatura sea menor a $-100\text{ }^\circ\text{C}$. El gas seco se enfría y se introduce en la desmetanizadora en la cual se separa el CH_4 , CO y H_2 (UNAM, 2003, pp. 1-3).

La corriente de fondo de la desmetanizadora pasa a la desetanizadora en la que se separa la corriente de hidrocarburos con dos carbonos por el tope y es esta misma corriente la que ingresa en una fraccionadora separando por el tope el etileno y por el fondo se obtiene el etano. La corriente que se obtuvo por la parte inferior de la desetanizadora pasa a la despropanizadora en la que se separa por la cabeza los hidrocarburos con tres carbonos. Seguidamente se separan los más pesados en fracción C_4 , C_5 y nafta (UNAM, 2003, pp. 1-3).

1.2.10. DISEÑO PROPUESTO DE LOS EQUIPOS DE LA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ETILENO A PARTIR DE ETANO

El etileno se obtiene a través del proceso de craqueo de distintos hidrocarburos.

En este proyecto se realiza el craqueo térmico de etano debido a que este compuesto ofrece un rendimiento en etileno aproximadamente del 85% y al compararlo con otros tipos de alimentación (propano, butano, pentano, naftas y gasoil) se alcanzan solamente valores del 40% (López, Bódalo y Villora, 2005, p. 49).

A continuación se explica en que consiste el proceso de craqueo térmico.

1.2.10.1. Craqueo térmico

La descomposición térmica, conocida como craqueo se efectúa al calentar una corriente de hidrocarburo combinado con otra de vapor de agua, provocando el desdoblamiento de las moléculas pesadas en moléculas mucho más ligeras mediante la adición de calor. Dicho de otro modo, este proceso consiste en la ruptura de las moléculas de hidrocarburo bajo la única influencia de la temperatura (Dubois, 2005, p. 112).

En la Figura 1.21, se muestra el esquema de la unidad de craqueo al vapor, donde el horno es el dispositivo principal, ya que el proceso es endotérmico. El resto del equipo permite separar los productos y dependiendo de las especificaciones de pureza que deban cumplir, el proceso de separación es más complejo (Dubois, 2005, p. 202).

En el craqueo térmico ocurren reacciones primarias y secundarias, la más común es la deshidrogenación, esta es una reacción endotérmica. En este proyecto, el etileno se producirá mediante la deshidrogenación del etano tal como se muestra en la Ecuación 1.1 (Felder, 2004, p. 137).



En la Ecuación 1.2 se observa que una vez que se produce una cierta cantidad de hidrógeno, este puede reaccionar con el etano para producir metano (Felder, 2004, p. 137).



Estas reacciones ocurren de forma paralela dando lugar a la formación de etileno, para lo cual se consideró una conversión del 63% y un rendimiento en etileno del 48%, valores que son sugeridos por Gruse y Stevens (2002) (p. 144).

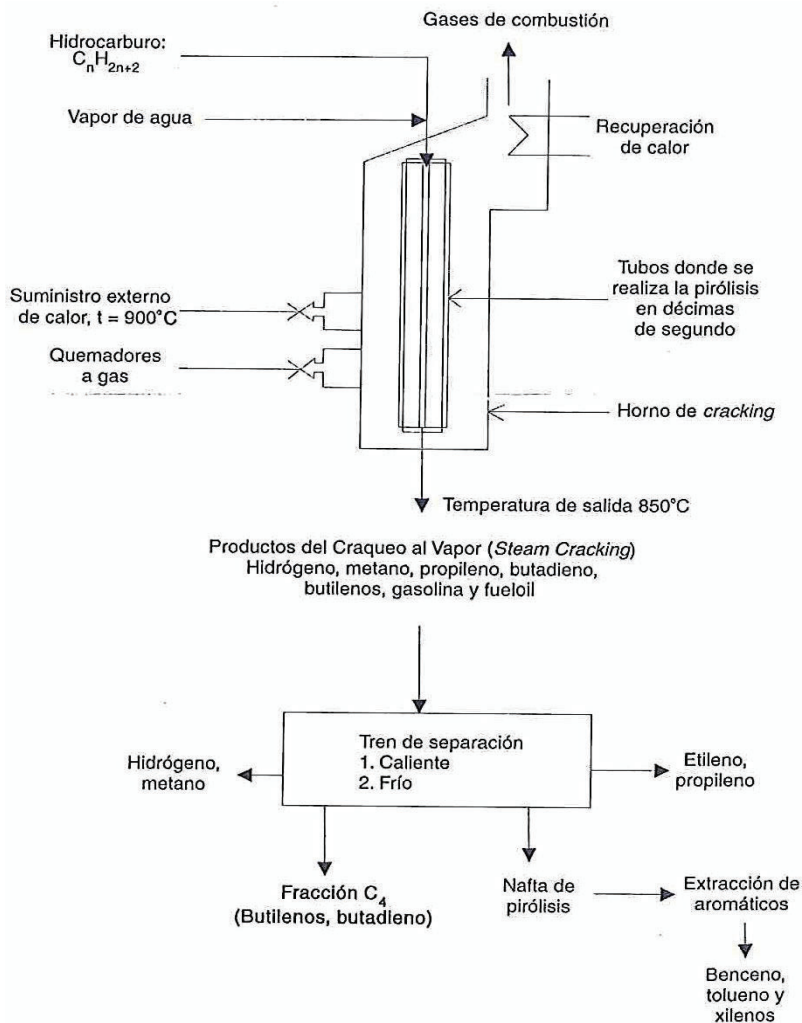


Figura 1.21. Unidad de craqueo al vapor
(Dubois, 2005, p. 203)

La planta de producción de etileno a partir de etano está conformado por los siguientes equipos:

- Un horno tubular en donde ocurre el craqueo térmico de etano y se produce el etileno.
- Dos intercambiadores, el uno tiene como finalidad enfriar la corriente de vapor a la salida del horno para detener las reacciones secundarias y establecer las condiciones de operación para la posterior separación de la cantidad de agua presente en la corriente de vapor. El otro intercambiador enfría la corriente que sale del compresor y propicia que componentes como el etileno, etano,

propano y agua se encuentren en estado líquido para ingresar a la columna de destilación.

- El separador vapor – líquido que elimina principalmente el agua para obtener una corriente de vapor. Esta corriente está formada por los vapores de craqueo y posteriormente se traslada al compresor centrífugo.
- El compresor centrífugo que tiene la función de comprimir la corriente de gases de craqueo y proveer la presión operacional necesaria para el fraccionamiento de sus componentes.
- Las columnas de platos (desmetanizadora, desetanizadora y fraccionadora de etileno) donde principalmente se separa el etileno del resto de productos de craqueo (metano, hidrógeno, etano e hidrocarburos con carbonos iguales o mayores a tres).

A continuación se explican y describen las generalidades de cada uno de los equipos antes mencionados.

1.2.10.2. Horno tubular

En la Figura 1.22, se muestran distintos tipos de hornos con sus principales características.

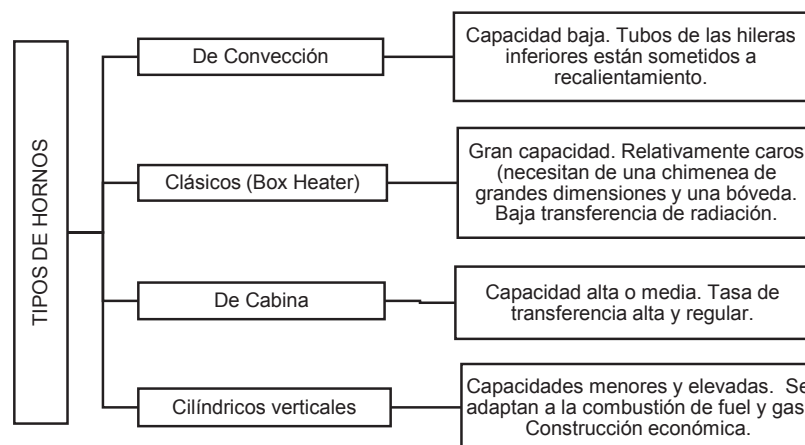


Figura 1.22. Tipos de hornos
(Wuithier, 1973, p. 1155)

En el presente proyecto, el tipo de horno tubular seleccionado es el de cabina, pues se emplea comúnmente en las instalaciones de craqueo, en donde se requiere una elevada tasa de transferencia y numerosos quemadores.

La parte esencial del craqueo térmico es el horno tubular, pues la contribución de calor necesario para el proceso, se consigue a través del mismo. El calor producido en la combustión se transmite por radiación, conducción y convección al fluido a calentar, que circula por un serpentín tubular o un haz de tubos, de donde proviene el nombre de horno tubular (Baukal, 2001, p. 2).

Este equipo a pesar de presentar ciertas desventajas, resulta ser el mejor principalmente cuando se trata de la producción de olefinas y cargas ligeras como el etano, propano y butano (Wuithier, 1973, p.1147).

Descripción del horno tubular

El horno se compone de dos zonas, la primera es la de radiación (1), considerada como la cámara de combustión, ya que aquí es en donde se desarrolla la llama. Los tubos están expuestos directamente a la llama y reciben el calor por radiación de los productos de la combustión (Baukal, 2001, p. 1).

La zona de convección (2), se ubica a la salida de los humos de la cámara de combustión y está formado por un haz de tubos colocado paralela o perpendicularmente a la dirección de los humos (Baukal, 2001, p. 1).

La envoltura metálica del horno (3) soporta el conjunto del haz tubular, que generalmente está formada por tubos de acero rectos ubicados de forma paralela entre ellos, sin embargo esto no ocurre en los hornos cilíndricos verticales, ya que en su lugar disponen de un serpentín helicoidal.

En el interior del horno las paredes están recubiertas por materiales refractarios y aislantes, para evitar las pérdidas de calor al exterior. Así mismo, el fondo de la

cámara de combustión que constituye el suelo del horno, está dotado de un recubrimiento refractario y aislante.

En la Figura 1.23, se presenta un esquema general de un horno tubular, donde se puede observar su estructura y las zonas que lo constituyen.

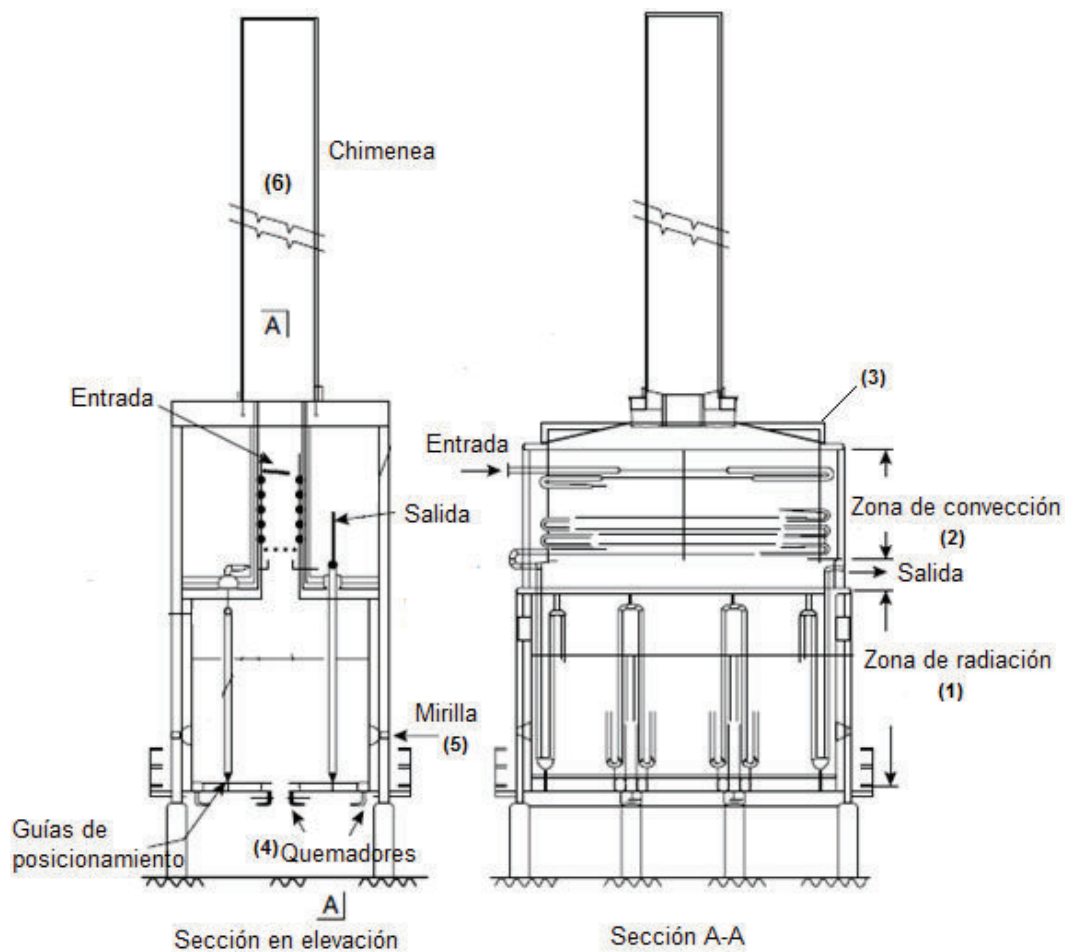


Figura 1.23. Horno tubular con sus partes principales
(Coulson y Richardson, 2005, p. 772)

Las paredes verticales están provistas de orificios en los que se sitúan los quemadores (4), su función consiste en mezclar el aire y el combustible para obtener la combustión completa del mismo. También posee mirillas (5) y puertas de acceso al interior del horno (Wuithier, 1973, p. 1150).

La chimenea (6) por donde salen los humos del horno, es de forma cilíndrica y

puede colocarse directamente encima del horno o puede ser independiente.

Elementos de diseño del horno tubular

Para el diseño del horno se utiliza el método de Lobo y Evans, el cual se emplea para el cálculo de absorción de calor en las secciones radiantes de los hornos. Este método se usa en el diseño de hornos para refinerías, hace uso del factor total de intercambio (F) y una ecuación del tipo Stefan-Boltzmann (Kern, 2001, p. 792).

El diseño inicia con el balance térmico de la zona de radiación, en el cual se expresa que la cantidad de calor liberado por la combustión es igual al absorbido por los tubos, más el calor residual de los gases que salen del horno y se determina a través de la Ecuación 1.3 (Baukal, 2001, p. 5).

$$Q_1 = \dot{m}C_p \times (T_f - T_g) = \sigma \times (T_g^4 - T_A^4) \quad [1.3]$$

Donde:

Q_1 : Cantidad de calor transferida por m² de superficie efectiva de absorción.

σ : Constante de la ley de Stefan-Boltzmann ($4,96 \times 10^{-8}$ kcal/hm²°K⁴)

T_g : Temperatura de los gases de combustión en el interior de la zona de radiación (°K)

T_A : Temperatura de la superficie de los tubos o superficie absorbente (°K)

\dot{m} : Masa de los gases de la combustión

C_p : Calor específico medio entre 273 °K (0°C) y T_f

T_f : Temperatura teórica de la llama (°K)

- Temperatura de pseudo-llama (T_{pf}): Representa la temperatura teórica máxima de los productos de la combustión, en el caso de que su calor específico fuera

constante e igual a su valor medio entre 0 y T_g , este parámetro se puede determinar mediante iteraciones sucesivas, partiendo de un supuesto valor de T_g (Wuithier, 1973, p. 1161).

- Factor global de intercambio por radiación (F): Este coeficiente se aplica a la superficie equivalente del plano que contiene a los tubos. Se determina a través de la Ecuación 1.4 (Baukal, 2001, p. 14).

$$F = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_A} + \frac{A}{A + A_R} \times \left(\frac{1}{\varepsilon_f} - 1 \right)} \quad [1.4]$$

Donde:

ε_A : Coeficiente de la absorción del haz tubular (cuerpo negro=1)

ε_f : Factor de emisión de la llama

A : Superficie equivalente de los tubos (m^2)

A_R : Superficie de los refractarios desnudos (m^2)

El cálculo de la zona de convección, se establece para los haces de tubos lisos. En la Figura 1.23 se observa que los tubos de las primeras filas pueden recibir la radiación de la llama de forma directa entonces, los tubos están expuestos a los efectos tanto de la convección como radiación (Wuithier, 1973, p. 1170).

1.2.10.3. Intercambiadores de calor de dos corrientes en contracorriente

Se requieren dos intercambiadores, el uno tiene como finalidad enfriar la corriente de vapor a la salida del horno con el objetivo de detener las reacciones secundarias y establecer las condiciones de operación para la posterior separación de la cantidad de agua presente en la corriente gaseosa (Alvarado, 2000, p. 17).

El otro intercambiador enfría la corriente que sale del compresor y propicia que componentes como el etileno, etano, propano y agua se encuentren en estado líquido para ingresar a la columna de destilación (Alvarado, 2000, p. 17).

Los elementos que se consideran en el diseño del intercambiador de calor son los mismos que se detallan y explican en la sección 1.2.7.4.

1.2.10.4. Separador vapor – líquido

El separador vapor – líquido que se escogió para formar parte del proceso de obtención de etileno es un separador vertical, el cual elimina principalmente el agua para obtener una corriente de vapor.

Esta corriente está formada por los vapores de craqueo y posteriormente se traslada al compresor centrífugo.

Para el diseño y dimensionamiento del separador vertical vapor – líquido, se considera los elementos de diseño que se señalan y explican en el ítem 1.2.7.1.

1.2.10.5. Compresor

En la industria de procesos químicos se emplean comúnmente compresores de todos los tipos y tamaños, estos equipos están contruidos para elevar la presión y desplazar cierto tipo de fluidos, tal como lo son los gases y vapores. En la Figura 1.24 se presenta un esquema de los tipos de compresores existentes en la industria (Greene, 2001, p. 16).

Los compresores son del tipo dinámico o de desplazamiento positivo. Los dinámicos incluyen centrífugos de flujo axial y radial. Los compresores de desplazamiento positivo se clasifican en reciprocantes y rotatorios (Greene, 2001, p. 16).

El compresor reciprocante posee uno o más cilindros que contienen un pistón o émbolo de movimiento. Mientras que, los compresores rotatorios abarcan los tipos de lóbulos, espiral, aspas o paletas y anillo de líquido, cada uno con una carcasa y con uno o más elementos rotatorios que se acoplan entre sí (Greene, 2001, p. 16).

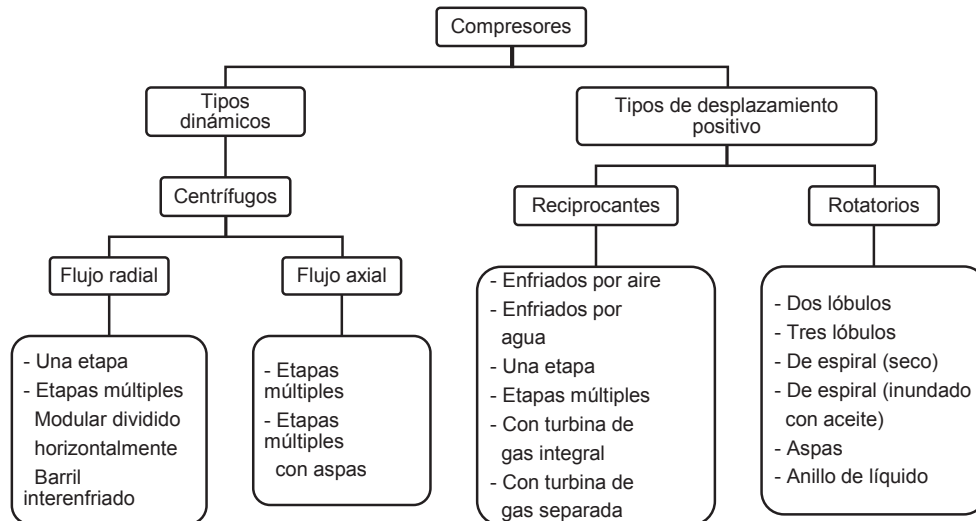


Figura 1.24. Tipos de compresores para procesos químicos
(Greene, 2001, p. 16)

Selección de un compresor

La selección del tipo de compresor depende del flujo volumétrico de entrada y la presión de descarga. En la Figura 1.25, se presenta un gráfico del rango de aplicación para cada uno de los principales tipos de compresores (Branan, 2005, p. 109).

Con esto, se establece que el tipo de compresor que mejor se adapta a las condiciones de funcionamiento establecidas, es el compresor centrífugo. El esquema del equipo se presenta en la Figura 1.26.

Los compresores centrífugos son los más usados en la industria, ya que, su

construcción es sencilla, no necesita mantenimiento periódico, permite un funcionamiento continuo durante períodos largos y su costo es bajo. El compresor centrífugo más sencillo es el de una sola etapa. Sin embargo, cuando la carga requerida es muy grande para un solo impulsor, la solución son dos o más impulsores en serie, que constituyen los compresores de etapas múltiples (Greene, 1992, p. 19).

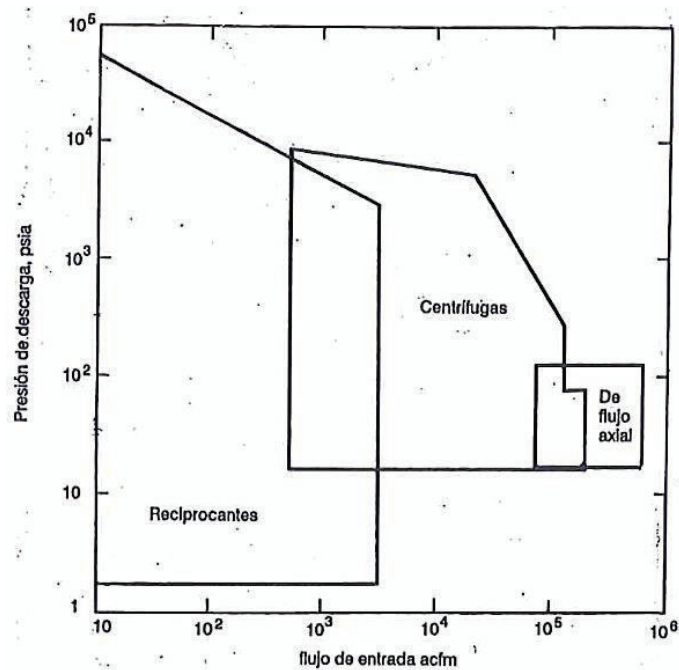


Figura 1.25. Rangos aproximados de aplicación para los compresores recíprocos, centrífugos y de flujo axial (Branan, 2005, p. 109)

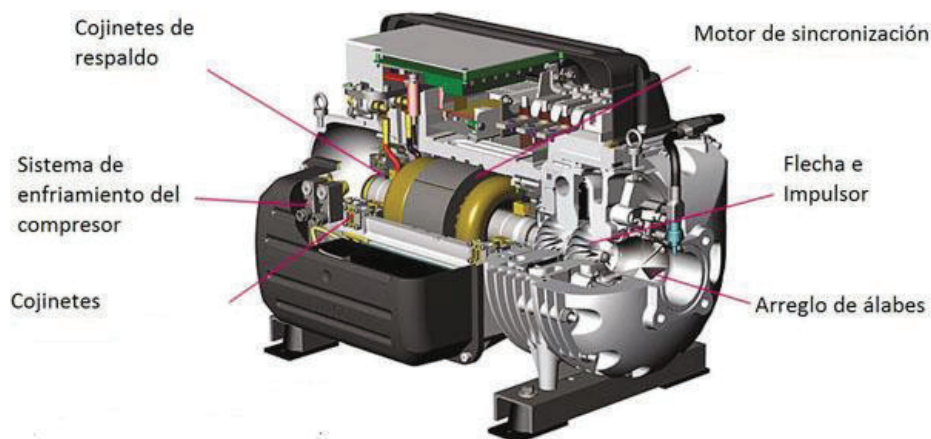


Figura 1.26. Compresor centrífugo con los elementos que lo componen

1.2.11. COLUMNA DE DESTILACIÓN

Dentro de esta planta, la destilación se emplea con la finalidad de separar principalmente el etileno del resto de productos de craqueo (metano, hidrógeno, etano e hidrocarburos con carbonos iguales o mayores a tres). En esta operación se necesitan varias columnas de platos, las cuales son: desmetanizadora, desetanizadora y fraccionadora de etileno (Alvarado, 2000, pp. 17 y 18).

En cuanto al diseño y dimensionamiento de las columnas de platos, se consideran los parámetros establecidos y explicados en la sección 1.2.7.3.

2. PARTE EXPERIMENTAL

2.1. CARACTERIZACIÓN FÍSICO – QUÍMICA DEL GAS NATURAL

Para llevar a cabo la caracterización física – química del gas natural, se tomaron las muestras en el Bloque 48 en la Provincia de Orellana y luego se realizó la cromatografía de gases.

2.1.1. MUESTREO DEL GAS NATURAL

El muestreo del gas natural se realizó en cinco diferentes pozos, los cuales se denominaron: POZO 1, POZO 2, POZO 3, POZO 4, POZO 5. Para esto, se utilizaron 15 bombonas metálicas de acero inoxidable, con la finalidad de coleccionar en estas el gas natural de las líneas de transporte. Se realizó tres análisis cromatográficos de gas natural por cada muestra de pozo recolectada.

En la Figura 2.1, se muestra la bombona en la que se deposita la muestra de gas natural y las válvulas a los extremos de la misma.

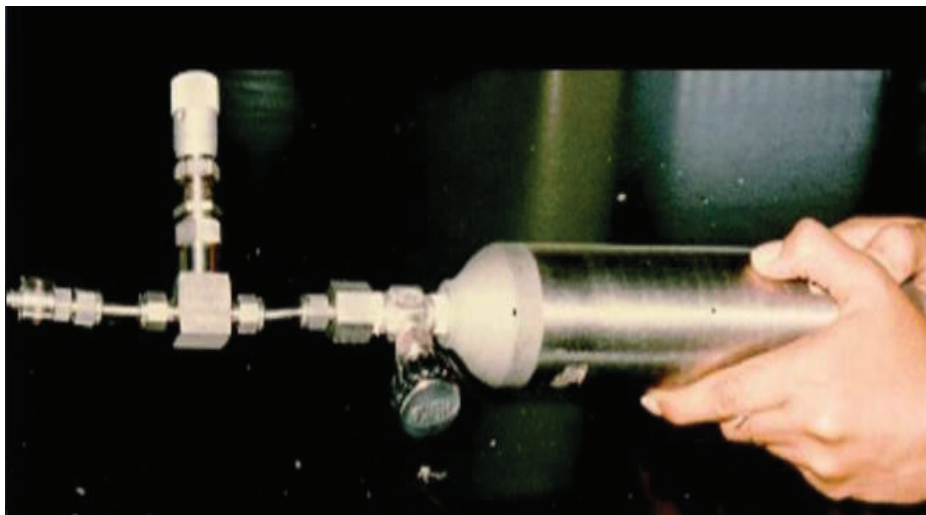


Figura 2.1. Bombona de acero utilizada para el muestreo de gas natural

Para recolectar la muestra de gas natural se realizó el siguiente procedimiento:

- Se acopló uno de los extremos de la bombona, a la línea de transporte de gas natural y se obtuvo el mismo a diferentes presiones desde 1 a 130 psi (0,07 a 8,84 atm).
- Se abrieron las dos válvulas de la bombona, con la finalidad de lavarla con el gas.
- Se cerró una válvula y se abrió la válvula acoplada a la línea de gas, para coleccionar el gas natural.
- Se desacopló la bombona de la línea de transporte de gas y una vez obtenida la muestra se etiquetó para su adecuada identificación.

2.1.2. CROMATOGRAFÍA DE GASES

Las muestras de gas natural se analizaron mediante cromatografía de gases, bajo la norma ASTM D 1945, la cual se presenta en el Anexo I (ASTM, International, 2015, p. 1).

Para iniciar este procedimiento, se inyectó cada una de las muestras en el cromatógrafo, las cuales fueron previamente termostalizadas con el fin de conseguir una temperatura de 50°C (323 K) adecuada para el correcto funcionamiento del equipo.

La presión empleada fue la que tenía la muestra en la bombona, para las bombonas que contenían presiones bajas inferiores a 2 atm se colocó una bomba de vacío para poder analizar el gas natural.

Se determinó la composición en peso y en moles de nitrógeno, dióxido de carbono, agua e hidrocarburos, para lo cual se utilizó un cromatógrafo de gases marca Perkin Elmer Claurus 500, el cual está constituido por una columna empacada enrollada, situada dentro de un horno. El gas portador usado fue helio, el cual transportó el analito a través de la columna.

Los distintos componentes del gas natural se separaron de acuerdo a su punto de ebullición. Se utilizó un detector de conductividad térmica, el cual se encargó de determinar el momento en que salió el analito por la parte final de la columna. Este proceso se basa en el tiempo de retención que es característico de cada compuesto y el área o altura de cada pico, que da una idea de su concentración.

En el Anexo II, se presentan los resultados del análisis cromatográfico del gas natural, donde se realizaron tres repeticiones por cada pozo analizado de un total de cinco.

2.2. DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS NATURAL PARA LA SEPARACIÓN DE LOS HIDROCARBUROS

Para el tratamiento y separación del gas natural se planteó el siguiente proceso en el cual intervienen los equipos explicados posteriormente. En la Figura 2.2, se muestra el proceso propuesto para el tratamiento de gas natural.

2.2.1. SEPARADOR VAPOR – LÍQUIDO

En el dimensionamiento del separador vapor – líquido, se establecieron los parámetros recomendados por Coulson y Richardson mencionados a continuación (2005, p. 462):

- La temperatura de la mezcla vapor – líquido correspondió a la temperatura de alimentación de gas natural (299,5 K) como se muestra en la Tabla 3.1.
- La densidad del vapor y del líquido se obtuvo de (Perry y Green, 2001, p. 2-101 a 2-105).
- La presión de operación se tomó del rango sugerido para presiones de

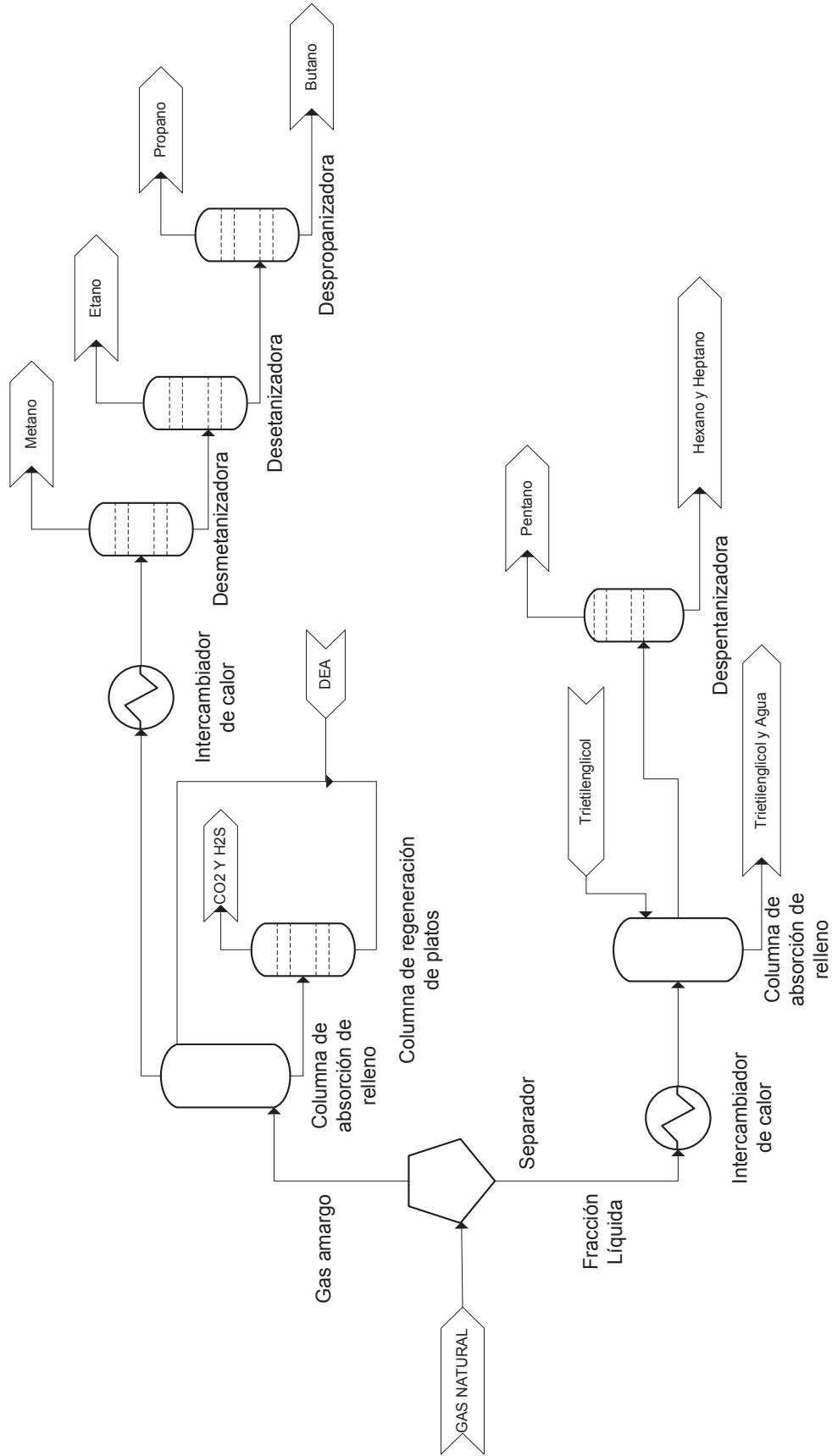


Figura 2.2. Proceso propuesto para la planta de tratamiento de gas natural

operación en separadores vapor – líquido, la misma que varía de 0 a 20 bar (Coulson y Richardson, 2005, p. 463)

El procedimiento seguido para el diseño del separador vapor – líquido se detalla a continuación.

Se inicia con la estimación de la velocidad de sedimentación de las gotas de líquido, mediante la Ecuación 2.1 (Coulson y Richardson, 2005, p. 461).

$$\mu_t = 0,07 \times \left[\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right]^{1/2} \quad [2.1]$$

Donde:

μ_t : Velocidad de sedimentación (m/s)

ρ_L : Densidad del líquido (kg/m³)

ρ_V : Densidad del vapor (kg/m³)

El valor de velocidad de sedimentación u_t obtenido a partir de la Ecuación 2.1 debe multiplicarse por un factor de 0,15 para proporcionar un margen de seguridad (Coulson y Richardson, 2005, p. 461).

El diámetro mínimo permisible está dado por la Ecuación 2.2. (Coulson y Richardson, 2005, p. 462).

$$D_V = \sqrt{\frac{4 \times V_V}{\pi \times \mu_S}} \quad [2.2]$$

Donde:

D_V : Diámetro mínimo del recipiente (m)

V_V : Flujo volumétrico de vapor (m³/s)

$\mu_S = \mu_t$: Velocidad de sedimentación (m/s)

A partir de este valor se calcularon las proporciones del separador vapor – líquido, ya que los parámetros de diseño tienen relación con el diámetro mínimo del separador.

El volumen de líquido retenido en el recipiente está en función del tiempo de retención, para lo cual se asumió un tiempo mínimo de 10 minutos sugerido por Coulson y Richardson (2005, p. 261). El volumen del líquido retenido en el separador se calculó con la Ecuación 2.3 (Coulson y Richardson, 2005, p. 462).

$$V_{Lr} = Q_L \times t_r \quad [2.3]$$

Donde:

V_{Lr} : Volumen del líquido retenido en el separador (m³)

Q_L : Flujo volumétrico del líquido (m³/s)

t_r : Tiempo de retención (s)

El nivel del líquido en el separador (h_v) se determinó con la Ecuación 2.4 (Coulson y Richardson, 2005, p. 462).

$$h_v = \frac{V_{Lr}}{A_t} = \frac{V_{Lr}}{\pi \times \frac{(D_v)^2}{4}} \quad [2.4]$$

Donde:

h_v : Nivel del líquido en el separador (m)

A_t : Área de la sección transversal del separador (m²)

El desarrollo de los cálculos para cada uno de los parámetros descritos se presentan en el Anexo III.

2.2.2. COLUMNAS DE ABSORCIÓN DE RELLENO

2.2.2.1. Columna de absorción con dietanolamina (DEA)

El endulzamiento se realizó utilizando solventes químicos, dado que pueden trabajar a diferentes presiones, el tiempo de remoción del contaminante es corto y es menos costoso (Pino, 2010, p. 36).

Se escogió una columna de absorción de relleno, puesto que la superficie de contacto para que ocurra el proceso es más grande, la caída de presión es menor y de darse la corrosión, es menos costosa su reposición (Coulson y Richardson, 2005, p. 589).

En el diseño de la columna de absorción de relleno se establecieron los siguientes parámetros (Coulson y Richardson, 2005, p. 589).

- La temperatura de la corriente que entra a la columna de absorción de relleno correspondió a la temperatura de salida del separador vertical, cuyo valor es de 299,50 K.
- La presión de operación en la columna de absorción fue de 2,39 atm, valor con el cual ingresa la mezcla vapor - líquido al separador vertical.

Se calculó el valor de la correlación de los flujos de vapor y líquido (F_{LV}) con las propiedades físicas de las mismas, mediante la Ecuación 2.5. (Coulson y Richardson, 2005, p. 603).

$$F_{LV} = \frac{L_w^*}{V_w^*} \times \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad [2.5]$$

Donde:

V_w^* : Flujo másico de vapor (kg/s)

L_W^* : Flujo másico de líquido (kg/s)

ρ_L : Densidad del líquido (kg/m³)

ρ_V : Densidad del vapor (kg/m³)

Para obtener el porcentaje de inundación de la columna de absorción de relleno se emplea la Ecuación 2.6 (Coulson y Richardson, 2005, p. 601).

$$\%Inundación = \left(\frac{K_4 \text{diseño}}{K_4 \text{inundación}} \right)^{\frac{1}{2}} \times 100\% \quad [2.6]$$

Donde:

$K_4 \text{diseño}$: Es el parámetro calculado utilizando la correlación entre las corrientes (vapor-líquido) y sus propiedades físicas con la correlación de la caída de presión.

$K_4 \text{inundación}$: Es el parámetro de relación óptima de operación de la columna de absorción de relleno.

El diámetro de la columna de relleno se calcula con la Ecuación 2.7. (Coulson y Richardson, 2005, p. 607).

$$D_{Columna} = \left(\frac{4}{\pi} \times At_{Columna} \right)^{\frac{1}{2}} \quad [2.7]$$

Donde:

$At_{Columna}$: Área transversal de la columna (m²)

Si la curva de operación y las líneas de equilibrio son rectas y la alimentación del disolvente está libre de soluto (Coulson y Richardson, 2005, p. 596).

El número de unidades de transferencia se calcula con la Ecuación 2.8 (Coulson y

Richardson, 2005, p. 596).

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \left(m \times \frac{G_m}{L_m}\right)} \times \ln \left[\left(1 - m \times \frac{G_m}{L_m}\right) \times \frac{y_1}{y_2} + m \times \frac{G_m}{L_m} \right] \quad [2.8]$$

Donde:

y_1, y_2 : Fracciones molares del soluto en el gas en la parte inferior y la parte superior de la columna, respectivamente.

$m \times \frac{G_m}{L_m}$: Relación óptima de operación de la columna de absorción.

La relación entre la altura total de una unidad de transferencia (H_{OG}) y la película individual de las unidades de transferencia de H_L y H_G , está dada por la Ecuación 2.9 (Coulson y Richardson, 2005, p. 596).

$$H_{OG} = H_G + m \times \frac{G_m}{L_m} \times H_L \quad [2.9]$$

Donde:

H_G : Altura de una unidad de transferencia en fase gaseosa (m)

H_L : Altura de una unidad de transferencia en fase líquida (m)

$m \times \frac{G_m}{L_m}$: Relación óptima de operación de la columna de absorción

$\frac{L_m}{m \times G_m}$: Inverso de la relación óptima de operación de la columna de absorción

m : Pendiente de la curva de operación

L_m : Flujo molar del líquido por unidad de la sección transversal

G_m : Flujo molar del gas por unidad de la sección transversal

Para obtener la altura total de la columna de absorción se utiliza la Ecuación 2.10

(Coulson y Richardson, 2005, p. 595).

$$Z = H_{OG} \times N_{OG} \quad [2.10]$$

Donde:

H_{OG} : Altura de una unidad de transferencia en fase gaseosa

N_{OG} : Número de unidades de transferencia en fase gaseosa

El desarrollo de los cálculos para cada uno de los parámetros descritos se presentan en el Anexo IV.

2.2.2.2. Columna de absorción con trietilenglicol (TEG)

Antes del dimensionamiento de la columna de absorción de relleno se estableció los siguientes parámetros (Coulson y Richardson, 2005, p. 589).

- La temperatura de la corriente que entra a la columna de absorción de relleno correspondió a la temperatura de salida del intercambiador de calor 2, cuyo valor es de 399,5 K.
- .
- La presión de operación de la columna de absorción es de 2,38 atm, valor con el cual sale la mezcla vapor - líquido del intercambiador de calor 2.

Para realizar el diseño de la columna de absorción de relleno con trietilenglicol se siguió el mismo procedimiento que para el diseño de la primera columna de absorción, tal como se explica en el apartado 2.2.2.1.

Los cálculos para cada uno de los parámetros descritos anteriormente son similares a los que se presentan en el Anexo IV.

2.2.3. COLUMNA DE PLATOS

Para diseñar una columna de destilación existen varios métodos, sin embargo al tratarse de una mezcla multicomponente se empleará el método corto de Fenske-Underwood-Guilliland (FUG), con el cual se obtiene un diseño aproximado (Castillo, 2011, p. 2).

Antes de iniciar con el diseño de la columna de destilación se plantearon los siguientes parámetros para cada una de las columnas que intervienen en el tratamiento del gas natural: como la temperatura, la presión de operación, el flujo másico de ingreso y las composiciones másicas de los compuestos.

- El número mínimo de etapas (N_m) se obtuvo con la correlación de Fenske mediante la Ecuación 2.11. Esta se utilizó para estimar las etapas mínimas requeridas a reflujo total (Castillo, 2011, p. 6).

$$N_m = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{LK,D}}{x_{HK,D}} \right) \left(\frac{x_{HK,B}}{x_{LK,B}} \right) \right]}{\log \alpha_{LK;HK}} \quad [2.11]$$

Donde:

- $x_{LK,D}$: Fracción del componente clave liviano LK en el destilado
- $x_{HK,D}$: Fracción del componente clave pesado HK en el destilado
- $x_{LK,B}$: Fracción del componente clave liviano LK en el fondo
- $x_{HK,B}$: Fracción del componente clave pesado HK en el fondo
- $\alpha_{LK;HK}$: Volatilidad relativa del componente clave liviano LK con respecto a la del componente clave pesado HK

Para calcular la volatilidad relativa del componente clave liviano LK con respecto a la del componente clave pesado HK se utilizó la Ecuación 2.12.

$$\alpha_{LK-HK} = \frac{K_1}{K_2} = \frac{P_{SAT(LK)}}{P_{SAT(HK)}} \quad [2.12]$$

- La ecuación de Underwood permite el cálculo de la relación de reflujo mínimo necesaria para llevar a cabo el proceso de separación con un número infinito de etapas (Castillo, 2011, p. 7).

La relación de reflujo mínima (R_m), se determinó mediante la Ecuación 2.13., con la cual se calculó la variable θ y se tomó como solución el valor que se encontraba entre las volatilidades relativas del componente clave liviano y el componente clave pesado. Con el valor calculado de θ se obtuvo la relación de reflujo mínimo utilizando la Ecuación 2.14 (Castillo, 2011, p. 7).

$$\sum_{i=1}^n \frac{\alpha_i x_{i,F}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad [2.13]$$

$$\sum_{i=1}^n \frac{\alpha_i x_{i,D}}{\alpha_i - \theta} = 1 + R_m \quad [2.14]$$

Donde:

n : Número de componentes de la mezcla

q : Condición o calidad del alimento

α_i : Volatilidad relativa de los componentes en la alimentación y en el destilado

$x_{i,F}$: Fracción del componente i en la alimentación

$x_{i,D}$: Fracción del componente i en el destilado

- La correlación de Guilliland se emplea en la determinación del número de etapas (N) a reflujo real. Sin embargo esta es aplicable cuando (Castillo, 2011, p. 8):

- La mezcla está conformada por 2 hasta 11 componentes, en el diseño

propuesto se tuvo la mezcla de 6 compuestos.

- El calor de alimentación (q) tiene un valor entre 0,28 a 1,42.
- La presión de la columna está entre la de vacío hasta 600 psig.
- La volatilidad relativa (α) debe estar en un rango de 1,1 a 4,05.
- La relación mínima de reflujo (R_m) está entre 0,53 y 9,09.
- El número mínimo de etapas (N_m) tiene un valor desde 3,4 hasta 60,3.

El número de etapas ideales (N), la cual está en función del número mínimo de etapas y la relación de reflujo mínima, se calculó a través de la Ecuación 2.16 y la Ecuación 2.17, dependiendo del valor obtenido de la Ecuación 2.15 (Jiménez, 2003, p. 151).

$$\frac{R - R_m}{R + 1} = w \quad [2.15]$$

Donde:

R : Relación de reflujo de operación asumido

R_m : Relación de reflujo mínimo

w : Valor obtenido de la relación de reflujo mínimo y de operación.

$$\text{Si } \frac{R - R_m}{R + 1} < 0,125$$

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0.5039 - 0.5968 * \left(\frac{R - R_m}{R + 1} \right) - 0.0908 * \text{Log} \left(\frac{R - R_m}{R + 1} \right) \quad [2.16]$$

$$\text{Si } \frac{R - R_m}{R + 1} > 0,125$$

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0.6257 - 0.9868 * \left(\frac{R - R_m}{R + 1} \right) + 0.5160 * \left(\frac{R - R_m}{R + 1} \right)^2 - 0.1738 * \left(\frac{R - R_m}{R + 1} \right)^3 \quad [2.17]$$

Se utilizó la Ecuación 2.17 para calcular el número de etapas ideales debido a que el valor de la relación entre el reflujo asumido y mínimo es mayor a 0,125.

La etapa de alimentación en la columna se determinó a partir de la Ecuación 2.18 y Ecuación 2.19 (Coulson y Richardson, 2005, p. 531).

$$\text{Log}\left(\frac{N_R}{N_A}\right) = 0.206 * \text{Log}\left[\left(\frac{B}{D}\right)\left(\frac{x_{HK,F}}{x_{LK,F}}\right)\left(\frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}}\right)^2\right] \quad [2.18]$$

$$N_P = N_A + N_R \quad [2.19]$$

Donde:

N_R : Número de etapas de la zona de rectificación

N_A : Número de etapas de la zona de agotamiento

N_P : Número de etapas sin el rehervidor

$x_{LK,F}$: Fracción del componente clave liviano LK en la alimentación

$x_{HK,F}$: Fracción del componente clave pesado HK en la alimentación

Para determinar el diámetro y altura de la columna de destilación se emplearon las ecuaciones de Heaven (Jiménez, 2008, p.151).

El diámetro (D_C) se calculó a partir de la Ecuación 2.20 (Jiménez, 2008, p.151).

$$D_C = \left[\left(\frac{4}{\pi V} \right) * (D) * (R + 1) * (22,2) * \left(\frac{T_{DV}}{273} \right) * \left(\frac{1}{P} \right) * \left(\frac{1}{3600} \right) \right]^{1/2} \quad [2.20]$$

$$V = 0,761 \times \left(\frac{1}{P} \right)^{1/2} \quad [2.21]$$

Donde:

D_C : Diámetro de la columna de destilación (m)

D : Flujo de destilado (kgmol/h)

R : Razón de reflujo

T_{DV} : Temperatura de rocío del vapor en el condensador (°K)

P : Presión de la columna de destilación (atm)

Con la Ecuación 2.22, se obtuvo la altura de la columna de destilación (H_C) (Jiménez, 2008, p.151).

$$H_C = 0,61 \times \left(\frac{N}{\eta} \right) + 4,27 \quad [2.22]$$

Donde:

H_C : Altura de la columna de destilación (m)

η : Eficiencia promedio de los platos de la columna de destilación

N : Número de etapas ideales

En el Anexo V, se presentan los cálculos de cada parámetro señalado anteriormente.

2.2.4. INTERCAMBIADOR DE CALOR DE DOS CORRIENTES EN CONTRACORRIENTE

Para el dimensionamiento de los intercambiadores de calor, es necesario establecer lo siguiente:

2.2.4.1. Intercambiador 1

En el primer intercambiador de calor, se consideró como el fluido caliente a la corriente de gas dulce proveniente de la columna de absorción, la cual está constituida por CH_4 , C_2H_6 , C_3H_8 , C_4H_{10} , N_2 , CO_2 y H_2S . El fluido circula a una temperatura de 299,5 K y por dentro de los tubos, debido a que es más fácil reemplazar los tubos que la coraza en el caso de que exista ensuciamiento.

El fluido frío corresponde a SYLTHERM XLT, que es un polímero de silicona denominado polidimetilsiloxano. Este se traslada por la coraza y fue escogido como fluido frío debido a que es un refrigerante que tiene un amplio rango de temperatura para permanecer como líquido desde 170 a 623 K. La presión de operación es 4 a 6 atm. Por lo tanto, cumple con los estrictos requerimientos para enfriar la corriente de gas dulce (Dow, 2014, pp.1 y 2).

2.2.4.2. Intercambiador 2

En esta parte, se consideró como el fluido frío al líquido proveniente del separador vapor-líquido, el cual está constituido por C_5H_{12} , C_6H_{14} , C_7H_{16} y H_2O . El fluido circula a una temperatura de 299,5 K por dentro de los tubos.

El fluido caliente corresponde a SYLTHERM XLT se traslada por la coraza y fue escogido como fluido caliente, debido a que es un compuesto que cumple con las especificaciones de temperatura para calentar la corriente del líquido.

2.2.4.3. Intercambiador 3

En este intercambiador de calor, se consideró como el fluido caliente a la corriente de gas deshidratado proveniente de la columna de absorción, la cual está constituida por C_5H_{12} , C_6H_{14} y C_7H_{16} principalmente. El fluido circula a una temperatura de 399,5 K y por el interior de los tubos. El fluido frío escogido corresponde a SYLTHERM XLT debido a lo anteriormente explicado y este se traslada por la coraza.

2.2.4.4. Elementos de diseño del intercambiador de calor de dos corrientes en contracorriente

Los elementos que se consideran en el diseño del intercambiador de calor son:

- Cantidad de calor transferida (\dot{Q}): Se estableció un balance global de energía a los fluidos frío y caliente del intercambiador de calor, a través de la Ecuación 2.23 (Incropera, 2011, p. 604).

$$\dot{Q} = \dot{m}_c \times C_{p_c} \times (T_{ec} - T_{sc}) = \dot{m}_f \times C_{p_f} \times (T_{sf} - T_{ef}) \quad [2.23]$$

Donde:

\dot{Q} : Intensidad de transferencia de calor (J/s)

\dot{m}_c : Flujo másico del fluido caliente (kg/s)

C_{p_c} : Capacidad calórica del fluido caliente (J/ kg°C)

T_{ec} : Temperatura de entrada del fluido caliente (°C)

T_{sc} : Temperatura de salida del fluido caliente (°C)

\dot{m}_f : Flujo másico del fluido frío (kg/s)

C_{p_f} : Capacidad calórica del fluido frío (J/ kg°C)

T_{ef} : Temperatura de entrada del fluido frío (°C)

T_{sf} : Temperatura de salida del fluido frío (°C)

En la Ecuación 2.23, el producto del flujo másico (\dot{m}) y la capacidad calórica (C_p) se sustituyó por la capacidad térmica de un fluido (C) y se obtuvo la Ecuación 2.24 (Incropera, 2011, p. 604).

$$\dot{Q} = C_C \times (T_{ec} - T_{sc}) = C_F \times (T_{sf} - T_{ef}) \quad [2.24]$$

Donde:

C_C : Capacidad térmica del fluido caliente (J/s°K)

C_F : Capacidad térmica del fluido frío (J/s°K)

- Eficiencia (ε): Es la relación entre la transferencia real de calor para un intercambiador y la transferencia de calor máxima posible, se determinó con la Ecuación 2.25 (Incropera, 2011, p.605).

$$\varepsilon = \frac{Q_{real}}{Q_{max}} = \frac{C_C \times (T_{ec} - T_{sc})}{C_{min} \times (T_{ec} - T_{ef})} = \frac{C_F \times (T_{sf} - T_{ef})}{C_{min} \times (T_{ec} - T_{ef})} \quad [2.25]$$

Donde:

C_{min} : Capacidad térmica mínima (J/s°K)

Q_{real} : Calor real (J/s)

Q_{max} : Calor máximo (J/s)

- Número de unidades de transferencia (NUT): Es un parámetro adimensional que se emplea en el análisis de intercambiadores de calor y se definió a través de la Ecuación 2.26 (Incropera, 2011, p. 605).

El número de unidades de transferencia se determinó mediante la Figura 3.25, en donde se relaciona la eficiencia del equipo (ε_f) y la relación de capacidad (C_r) (Incropera, 2011, p. 605).

$$NUT = \frac{U_{operación} \times A}{C_{min}} \quad [2.26]$$

Donde:

$U_{operación}$: Coeficiente global de diseño de transferencia de calor (W/m²°K)

A : Área de transferencia de calor (m²)

- Coeficiente global de diseño de transferencia de calor ($U_{operación}$): Es la resistencia térmica total para la transferencia de calor entre dos fluidos. Se determinó a partir de la Ecuación 2.27 (Incropera, 2011, p. 606).

$$U_{operación} = \frac{1}{\frac{1}{U_{limpio}} + Re} \quad [2.27]$$

Donde:

U_{limpio} : Coeficiente global limpio de transferencia de calor ($W/m^2 \cdot K$)

Re : Resistencia al ensuciamiento ($W/m^2 \cdot K$)⁻¹

En el dimensionamiento del intercambiador de calor también se consideró la caída de presión, ya que, influye principalmente en el costo de operación. A nivel de diseño, esto se traduce en una limitación sobre la caída de presión, donde se debe procurar que su valor sea lo más bajo posible, esto se consigue seleccionando una sección transversal de flujo de gran área, además de una adecuada configuración y superficie de transferencia de calor (Mills, 2000, p. 795).

- Caída de presión por el lado de los tubos (ΔP_{tubos}): En los intercambiadores de calor de tubos y coraza es usual el flujo en contracorriente a través de un haz de tubos.

La caída de presión por el lado de los tubos se determinó con la Ecuación 2.28 (Mills, 2000, p. 795).

$$\Delta P_{tubos} = N \times X_C \times \left(\frac{\rho_{fluido} \times \mathcal{G}_{max}^2}{2} \right) \times f \quad [2.28]$$

Donde:

ΔP_{tubos} : Caída de presión por el lado de los tubos (psi)

N : Número de filas

X_C : Factor de corrección

ρ_{fluido} : Densidad del fluido que circula por el lado de los tubos (kg/m^3)

\mathcal{G}_{max} : Velocidad máxima del fluido que circula por el lado de los tubos (m/s)

f : Factor de fricción

- Caída de presión por el lado de la coraza (ΔP_{coraza}): Se consideró un flujo turbulento a través del banco de tubos y se determinó con la Ecuación 2.29 (Mills, 2000, p. 796).

$$\Delta P_{coraza} = \frac{4f' \times N \times N_{pc} \times \rho_{fluido} \times \mathcal{G}_{fluido}^2}{2g} \quad [2.29]$$

Donde:

ΔP_{coraza} : Caída de presión por el lado de la coraza (psi)

f' : Factor modificado de fricción

N : Número de filas por el lado de la coraza

N_{pc} : Número de pasos de la coraza

ρ_{fluido} : Densidad del fluido que circula por el lado de la coraza (kg/m^3)

\mathcal{G}_{fluido} : Velocidad con la que circula el fluido por el lado de la coraza (m/s)

g : Gravedad (m/s^2)

Los cálculos de cada uno de los parámetros indicados anteriormente son similares a los que se presentan en el Anexo VI.

2.3. DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS DE LA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ETILENO A PARTIR DE ETANO

Para la producción de etileno a partir de etano se planteó el siguiente proceso en el cual intervienen los equipos explicados posteriormente (UNAM, 2003, pp. 1-3).

En la Figura 2.3, se muestra el proceso propuesto para la producción de etileno.

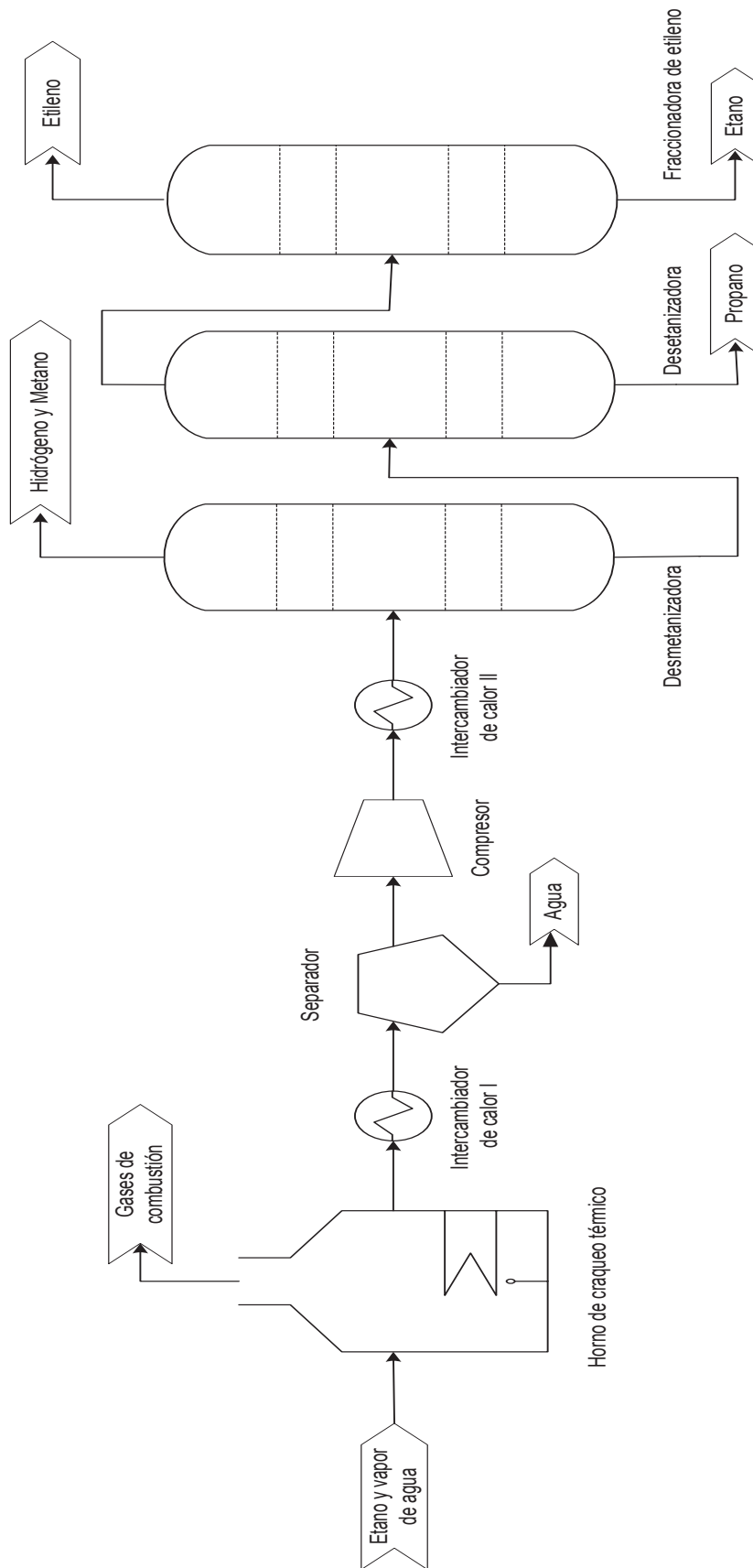


Figura 2.3. Proceso propuesto para la planta de producción de etileno a partir de etano

2.3.1. HORNO TUBULAR

En el dimensionamiento del horno tubular se consideró un 20% de exceso de aire, ya que es necesario introducir en el horno una cantidad de aire superior a la estrictamente necesaria para la combustión. Para conseguir una combustión completa, es decir, sin presencia de monóxido de carbono en los humos que salen del horno (Baukal, 2001, p. 6).

El combustible seleccionado fue el diésel, debido a que se trata de un combustible líquido de disponibilidad en gran cantidad, bajo costo de operación (obtención, transporte, almacenaje) y un valor de poder calorífico aceptable.

Las condiciones de operación para el fluido tratado en el horno tubular fueron establecidas, para lo cual se consideraron dos parámetros relevantes como son la temperatura y presión. Estos valores se escogieron con base en datos bibliográficos, correspondiente al craqueo térmico de etano.

2.3.1.1. Zona de radiación

Para el diseño de la zona de radiación del horno tubular, se siguió el siguiente procedimiento basado en el método Lobo – Evans (Kern, 2011, p. 792):

- Se determinó la superficie efectiva (A)
- Se determinó el espesor útil (l) de la capa de gases de combustión
- De acuerdo a la naturaleza del combustible y el exceso de aire aceptado, se determinaron las presiones parciales de dióxido de carbono (CO_2) y agua (H_2O) en los gases de combustión. Para luego, calcular el producto pl , siendo p la suma de las presiones parciales de dióxido de carbono y vapor de agua, e l , el espesor útil de la capa de gas.

- En función de la temperatura del fluido y de la tasa de transferencia (q), se calculó la temperatura exterior de los tubos (T_A).
- Se estimó la temperatura del gas (T_g)
- El factor de emisión de la llama obtenido (ε_f), está en función de p_l , T_g y T_A mediante la Figura 3.35.
- Se estableció la superficie de refractarios desnudos (A_R), para luego calcular el factor global de intercambio (F).
- Una vez conocido el factor global de intercambio, se dedujo Q/FA , que es un valor necesario para determinar T_g de manera gráfica.
- A partir de la temperatura estimada T_g , la temperatura de seudollama (T_{pf}) fue calculada.
- Se determinó gráficamente la temperatura de los gases (T_g), con base en la Figura 3.34. Si la desviación de T_g entre el valor estimado y el obtenido en el gráfico es mayor a $25\text{ }^\circ\text{C}$, se debe recomenzar el proceso partiendo del valor hallado anteriormente para T_g .
- Finalmente, se calculó la cantidad de calor absorbido por radiación y la tasa de transferencia por radiación.

2.3.1.2. Zona de convección

Para el diseño de la zona de convección, se siguió el procedimiento descrito a continuación (Wuithier, 1973, p.1171).

- Se calculó la temperatura de los humos (t) a la entrada de la zona de convección.

- Se determinó el calor a transmitir por convección, que resulta de la diferencia del calor total absorbido y el calor absorbido por radiación, estos dos últimos deducidos anteriormente.
- A partir de la temperatura media de los humos (T), se calculó el coeficiente de convección pura (h_c) y el coeficiente de radiación de los gases (h_{rg}).

Mediante la Ecuación 2.30 se determinó el coeficiente de convección puro (h_c) (Wuithier, 1973, p.1171).

$$h_c = 0,018 \times C_p \times \frac{(G_{\max})^{2/3} \times T^{0,3}}{D^{1/3}} \quad [2.30]$$

Donde:

h_c : (J/hm²°K)

C_p : Calor específico medio de los humos (J/kg°K)

G_{\max} : Velocidad másica de los humos en la sección mínima de paso (J/hm²)

T : Temperatura media de los humos (°K)

D : Diámetro exterior de los tubos (m)

El coeficiente de radiación de los gases (h_{rg}) se determinó a través de la Ecuación 2.31 (Wuithier, 1973, p.1171).

$$h_{rg} = (2,2 \times 10^{-2} \times T)^{-8} \quad [2.31]$$

Donde:

h_{rg} : (J/hm²°C)

T : Temperatura media de los humos (°K)

- Se estimó el número de tubos y se escogió el arreglo y la disposición en filas del haz de convección.

- Se calculó el coeficiente de radiación de los muros (h_m), para lo cual se estimó la temperatura de las paredes (T_m).

El coeficiente de radiación de los muros (h_m) se determinó a partir de la Ecuación 2.32 (Wuithier, 1973, p.1171).

$$h_m = 0,195 \times \varepsilon \times \left(\frac{T'}{100} \right)^3 \quad [2.32]$$

Donde:

h_m : Coeficiente de radiación de los muros (kcal/hm²°K)

ε : Factor de emisión de los muros (0,95)

T' : Temperatura media de los tubos (°K)

- Una vez conocidos los coeficientes de convección pura, de radiación de los gases y de radiación de los muros, se calculó el porcentaje de radiación de los muros (E).

Con la Ecuación 2.33 se determinó el efecto de la radiación de los muros (E) (Wuithier, 1973, p.1171)

$$E = 100 \times \frac{h_m \times A_m}{(h_c + h_{rg} + h_m) \times A_t} \quad [2.33]$$

Donde:

E : (%)

A_m : Superficie de los muros de la zona de convección (m²)

A_t : Superficie exterior de los tubos (m²)

- Se definió el coeficiente global de película por el lado de los humos (h_o), que está en función del porcentaje de radiación de los muros (E) y los coeficientes de radiación de los gases (h_{rg}) y de convección pura (h_c).

El coeficiente global de película por el lado de los humos (h_o) fue calculado a través de la Ecuación 2.34 (Wuithier, 1973, p.1171).

$$h_o = \frac{100 + E}{100} \times (h_c + h_{rg}) \quad [2.34]$$

Donde:

$$h_o: \quad (\text{J}/\text{hm}^2\text{°C})$$

- Conocido el valor del coeficiente global de película (h_o), se pudo obtener el valor de la superficie total de la zona de convección (S).
- Partiendo del valor de la superficie total de la zona de convección, se calculó el número de filas de tubos. Si el número de filas obtenido es igual al que se supuso, entonces la estimación era correcta.

El desarrollo de los cálculos para cada uno de los parámetros descritos se presentan en el Anexo VII.

2.3.2. INTERCAMBIADOR DE CALOR DE DOS CORRIENTES EN CONTRACORRIENTE

2.3.2.1. Intercambiador de calor 4

En el dimensionamiento del intercambiador de calor, se consideró como el fluido caliente a la corriente gaseosa procedente del horno, la cual está constituida por los gases de craqueo y el vapor de agua. El fluido circula por el interior de los tubos, pues resulta más conveniente debido a la alta temperatura (1098 K) de esta corriente y a criterio del ensuciamiento.

El fluido frío corresponde a SYLTHERM XLT, el cual se traslada por la coraza y fue escogido como fluido frío, debido a que es un refrigerante que cumple con las

exigencias necesarias para enfriar la corriente gaseosa que se encuentra a una temperatura muy elevada.

2.3.2.2. Intercambiador de calor 5

La corriente gaseosa (gases de craqueo) procedente del compresor centrífugo, se estableció como la corriente de fluido caliente y se transporta por el interior de los tubos. Mientras que, el fluido de enfriamiento elegido es el polímero SYLTHERM XLT debido a lo anteriormente explicado, el cual se traslada por la coraza.

Para el diseño del intercambiador de calor de tubos y coraza en contracorriente se siguió el mismo procedimiento detallado en el ítem 2.2.4.

Los cálculos de cada uno de los parámetros indicados anteriormente, se presentan en el Anexo VI.

2.3.3. SEPARADOR VAPOR – LÍQUIDO VERTICAL

Para el dimensionamiento del separador vapor – líquido, es fundamental establecer los siguientes parámetros. (Coulson y Richardson, 2005, p. 462)

- La temperatura de la mezcla vapor – líquido que entra al equipo correspondió a la temperatura de salida de la corriente del intercambiador de calor, 358 K.
- La densidad del vapor y del líquido se calcularon con los datos proporcionados por (Perry y Green, 2001, p. 2-101 a 2-105)
- La presión de operación tuvo un valor de 0,98 atm y correspondió a la presión de salida del intercambiador de calor 4.

En el acápite 2.2.1, se presenta y explica el procedimiento llevado a cabo para el

diseño del separador vapor – líquido, ya que se trata del mismo equipo anteriormente explicado.

El cálculo de los parámetros antes mencionados es similar a los presentados en el Anexo III.

2.3.4. COMPRESOR

Para diseñar un compresor se requiere básicamente conocer y establecer los parámetros que se presentan a continuación:

- El flujo volumétrico que entra al compresor, se trata de la corriente conformada por los gases de craqueo que sale del separador y es igual a 31 510,65 ft³/min.
- La temperatura de entrada de la corriente gaseosa correspondió a la temperatura de salida de los gases de craqueo del separador (358 K).
- La presión de succión correspondió a la presión de salida de la corriente de vapor proveniente del separador, su valor es 0,97 atm.
- La presión de descarga de los gases que se estableció es de 38,50 atm.

El cabezal politrópico (H_{poli}) hace referencia a la carga requerida para calcular la potencia y se usa como base para la especificación de requerimientos de un compresor centrífugo. La carga politrópica se determinó a partir de la Ecuación 2.35 (Branan, 2005, p.111).

$$H_{poli} = \frac{1}{F_o} \left(\frac{g_c}{g} \right) \left(\frac{Z \bar{R} T_1}{M} \right) \left(\frac{n}{n-1} \right) \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \quad [2.35]$$

Donde:

- H_{poli} : Cabezal o carga politrópica (m)
- F_O : Factor (9,806)
- g_c : Constante dimensional (9,80665 kg m/kgf s²)
- g : Aceleración de la gravedad (9,80665 m/s²)
- Z : Factor de compresibilidad
- \bar{R} : Constante de los gases (8314,34 J/°Kkmol)
- T_1 : Temperatura de entrada o succión (°K)
- M : Peso molecular (kg/kmol)
- n : Exponente politrópico ($\frac{n-1}{n} = \frac{k-1}{k \cdot \eta_{poli}}$)
- P_2 : Presión de descarga (kPa)
- P_1 : Presión de entrada o succión (kPa)
- k : Exponente adiabático (C_p/C_v)

La potencia de compresión o requerimiento de potencia de gas (PG) se calculó mediante la Ecuación 2.36 (Branan, 2005, p.114).

$$PG = \frac{W \times H_{poli} \times g}{F_3 \times \eta_{poli} \times g_c} \quad [2.36]$$

Donde:

- PG : Potencia de compresión (KW)
- W : Flujo másico (kg/s)
- F_3 : Factor (102)
- η_{poli} : Eficiencia politrópica

La temperatura de descarga (T_2) depende del sistema de compresión y se determinó a través de la Ecuación 2.37 (Branan, 2005, p.117).

$$T_2 = T_1 \times \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} \quad [2.37]$$

El desarrollo de los cálculos de cada uno de los parámetros señalados antes, se presentan en el Anexo VIII.

2.3.5. COLUMNA DE PLATOS

En el dimensionamiento de las columnas de destilación de platos, es preciso establecer los siguientes datos: la temperatura, la presión de operación, el flujo másico de ingreso y las composiciones másicas de los compuestos.

El procedimiento que se siguió para el diseño de las columnas de destilación se explica detalladamente en el apartado 2.2.3, debido a que se trata del mismo tipo de equipo diseñado en esta parte.

Los cálculos de los parámetros de diseño de las columnas son similares a los que se encuentran en el Anexo V.






2.4. DIAGRAMAS PFD Y PLANOS GENERALES DE LAS PLANTAS DE TRATAMIENTO DE GAS NATURAL PARA LA SEPARACIÓN DE LOS HIDROCARBUROS Y PRODUCCIÓN DE ETILENO A PARTIR DE ETANO

En el diagrama de flujo (PFD) se describe detalles de los equipos principales y auxiliares e incluye información respecto a temperatura, presión y flujos de alimentación y producto de los procesos en forma de una tabla resumen (Páez, 2013, p. 25)

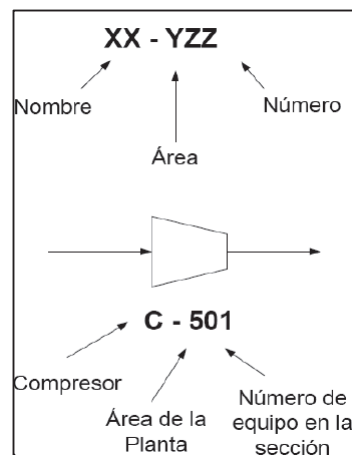
En la Tabla 2.1, se muestra la simbología empleada en este tipo de diagramas.

Cada equipo tiene su nomenclatura específica, que se coloca dentro o fuera del mismo de la forma que se detalla a continuación y se muestra en la Figura 2.4.

Tabla 2.1. Simbología utilizada en el diagrama PFD

Figura	Descripción
	Temperatura de una corriente
	Presión de una corriente
	Numeración de una corriente
	Entrada al proceso
	Salida del proceso

(Páez, 2013, p. 26)

**Figura 2.4.** Nomenclatura de los equipos para el diagrama PFD

Donde:

- XX: Siglas del nombre del equipo
- Y: Se refiere a un área de producción dentro de la planta
- ZZ: Número de equipo en el área especificada

La distribución en planta involucra la disposición física de los equipos y elementos en el área de producción únicamente. Los diferentes tipos de distribución por producto en planta son: lineal, en U, en L, en U modificada y gravitacional (Páez, 2013, p. 37).

En los apartados 3.8 y 3.9 se indica la distribución escogida tanto para la planta de tratamiento de gas natural como para la planta de producción de etileno.

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1. CARACTERIZACIÓN DE LAS PROPIEDADES FÍSICO – QUÍMICAS DEL GAS NATURAL

En la Tabla 3.1, se presentan los resultados obtenidos de la caracterización de las muestras de gas natural.

El análisis cromatográfico se realizó para un total de quince muestras de cinco pozos diferentes (Pozo 1, Pozo 2, Pozo 3, Pozo 4, Pozo 5), por lo tanto por cada pozo se realizaron tres repeticiones. Los reportes del análisis de cada muestra se presentan en el Anexo II.

Tabla 3.1. Resultados promedio obtenidos de la cromatografía del gas natural

Parámetros de la muestra		Temperatura (°F)	Presión (PSI)
		79,74	35,67
Composición	COMPONENTE	% PESO	% MOLES
	Nitrógeno	2,69	2,91
	Metano	26,05	49,14
	Dióxido de carbono	5,49	3,77
	Etano	15,21	15,31
	Agua	0,45	0,76
	Propano	21,78	14,94
	Butano	14,87	7,74
	Pentano	10,00	4,19
	Hexano	3,41	1,19
	Heptano	0,00	0,00
Propiedades	Densidad relativa		1,05
	Peso molecular promedio [g/gmol]		30,40
	Poder calórico del gas [Btu/pie ³]		1671,49

En la Tabla 3.1 se muestran los resultados obtenidos de la cromatografía del gas natural, en el cual se nota que el porcentaje de los hidrocarburos es similar a los

obtenidos en la industria, sin embargo el porcentaje de dióxido de carbono (CO_2) y agua (H_2O) en la corriente están fuera de los rangos permitidos por la norma INEN 2 489 (Dubois, 2005, p. 34; INEN, 2009, p. 6).

Por lo tanto, para poder tratar al gas natural se debe disminuir la cantidad de estos contaminantes y se plantea la implementación de la planta de tratamiento y separación de gas natural.

En la Tabla 3.2, se presentan los resultados de la cromatografía de las muestras de gas natural en las unidades correspondientes a la norma INEN 2 489, estos datos se los compara con los valores máximos permitidos por norma, la cual establece los requisitos que debe cumplir el gas natural para consumo final de los sectores industrial, automotriz, residencial y comercial.

Tabla 3.2. Valores promedio transformados a valores norma y valores máximos permisibles para el gas natural

Transformación a valores norma			Valores máximos permisibles para gas natural Norma técnica ecuatoriana INEN 2489:2009
Parámetros	Unidades	Valores	
Ácido sulfhídrico (H_2S)	mg/m^3	15,6	6,1
Dióxido de carbono (CO_2)	%	5,5	3,0
Agua (H_2O)	mg/m^3	591,3	65,0
Nitrógeno (N_2)	%	2,7	5,0

(INEN, 2009, p. 6)

De los resultados mostrados en la Tabla 3.2, se observa que el valor de ácido sulfhídrico (SH_2) $15,6 \text{ mg}/\text{m}^3$ supera el valor máximo permisible que es $6,1 \text{ mg}/\text{m}^3$ de acuerdo a los datos establecidos para el gas natural en la norma INEN 2489. La cantidad de ácido sulfhídrico está comprendido entre las 8 000 y 12 000 ppm, se obtuvo un valor promedio de 10 000 ppm que corresponde a un porcentaje en peso de 0,012 dentro de la composición del flujo de gas natural que ingresa a la planta (MENA, 2012, p. 74).

La cantidad de dióxido de carbono corresponde a 5,5%, este valor es mayor al

límite permisible 3,0% que debe cumplir el gas natural. Además, se confirma que el agua supera el valor máximo permitido de 65,0 mg/m³ y corresponde a 591,3 mg/m³.

En cambio, el valor de nitrógeno se encuentra dentro del rango permisible 5,0%, pues su valor corresponde a 2,7%, por lo tanto, no es necesario realizar ningún tratamiento para disminuir el mismo.

Con base en los resultados presentados en la Tabla 3.2, se resolvió diseñar una planta de tratamiento de gas natural con la finalidad de separar los hidrocarburos: metano, etano, propano, butano, pentano y hexano. Además de encontrar una alternativa para reducir la cantidad de ácido sulfhídrico y dióxido de carbono en los hidrocarburos mediante un tratamiento con aminas, del mismo modo se procedió con el agua presente a través de la deshidratación del gas natural con glicoles.

3.2. BALANCE DE MASA DEL PROCESO DE TRATAMIENTO DE GAS NATURAL PARA LA SEPARACIÓN DE HIDROCARBUROS

El balance de masa se realizó para cada uno de los equipos que forman parte de la planta de tratamiento de gas natural, donde se consideró lo siguiente:

Debido a que el flujo de gas natural es 129,96 kg/s, se realizó el tratamiento del mismo dividiéndolo en una batería de 6 secciones de igual capacidad, en las cuales constan los siguientes equipos: separador (S-101), columna de absorción (CA-201), columna de regeneración (CD-202), intercambiador de calor 1 (E-401), columna demetanizadora (CD-402), columna desetanizadora (CD-403) y columna despropanizadora (CD-404), los cuales conforman la zona de endulzamiento y una parte de la zona de fraccionamiento de la planta, separando los hidrocarburos como el metano, etano, propano y butano.

Mientras que para el resto de equipos se realizó el tratamiento en una sola sección debido a que el caudal es de 17,85 kg/s, utilizando los siguientes equipos: intercambiador de calor 2 (E-301), columna absorción (CA-302), intercambiador de calor 3 (E-405) y columna despentanizadora (CD-406) que forman parte de la zona de deshidratación y la otra parte de la zona fraccionamiento de la planta, separando los hidrocarburos como el pentano y hexano. A continuación se presenta el balance de masa de una de las seis secciones que conforman la batería:

3.2.1. BALANCE DE MASA EN EL SEPARADOR VAPOR - LÍQUIDO (S-101)

El flujo másico de gas natural fue de 129,96 kg/s, por lo que para su tratamiento se dividió en seis secciones, quedando una corriente de 21,66 kg/s la cual ingresó al separador vapor - líquido con una eficiencia del 99% (Coulson y Richardson, 2005, p. 460).

El separador vapor - líquido dividió el flujo de gas natural en dos corrientes: 18,685 kg/s correspondiente al gas amargo y 2,975 kg/s al flujo líquido. En la Figura 3.1 se muestra la composición másica de las corrientes que ingresan y salen del separador vapor - líquido (S-101).

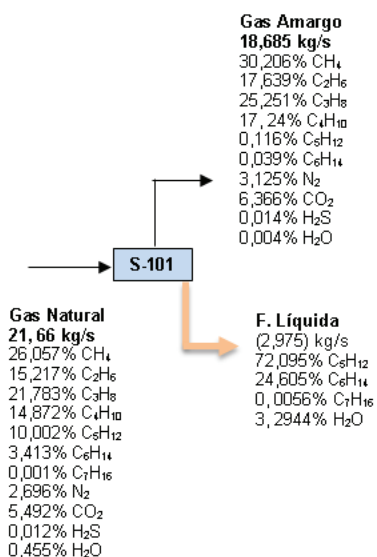


Figura 3.1. Balance de masa en el separador vapor - líquido (S-101)

3.2.2. BALANCE DE MASA EN LA COLUMNA DE ABSORCIÓN DE ENDULZAMIENTO (CA-201)

La corriente de gas amargo proveniente del separador vapor - líquido ingresó a la columna de absorción al igual que el flujo de 20,145 kg/s correspondiente a la solución de amina conformada en masa por 30% DEA y 70% agua. El proceso de absorción se dio con una eficiencia del 95% (Martínez, 2014, p. 83)

Siendo 17,523 kg/s de gas dulce que abandonó la torre de absorción por la parte superior y 21,307 kg/s de amina amarga que dejó la columna por la parte inferior.

En la Figura 3.2 se muestran las composiciones másicas de las corrientes que ingresan y abandonan la columna de absorción de relleno (CA-201).

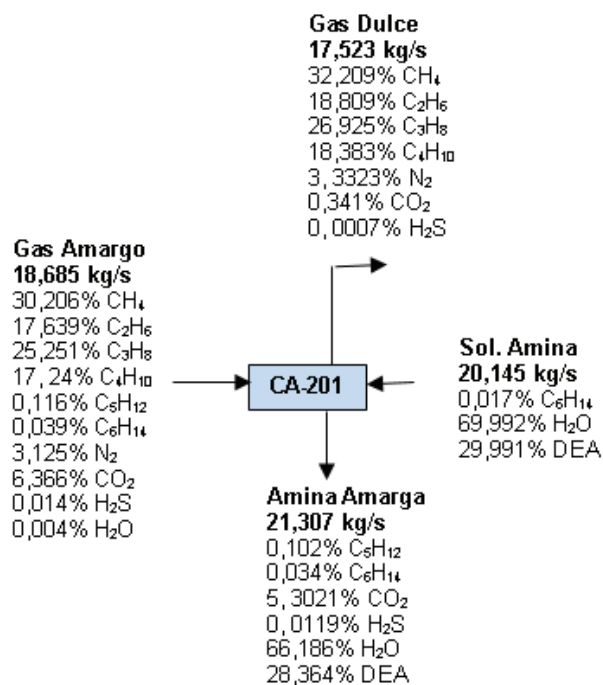


Figura 3.2. Balance de masa en la columna de absorción de relleno (CA-201)

3.2.3. BALANCE DE MASA EN LA COLUMNA DE REGENERACIÓN (CD-202)

La corriente de amina amarga entró a la columna de regeneración de platos que

trabaja con una eficiencia del 95% (Martínez, 2014, p. 83).

Se separó 1,887 kg/s de gases amargos y se recuperó 19,420 kg/s de solución de amina. La solución se recirculó nuevamente a la columna de absorción, previo a ello se unió a 0,725 kg/s del flujo conformado en masa por 1,126% DEA y 98,874% H₂O, dando como resultado la corriente de solución de amina requerida para el endulzamiento.

En la Figura 3.3 se muestran las composiciones másicas de las corrientes que ingresan y abandonan la columna de regeneración de platos (CD-202)

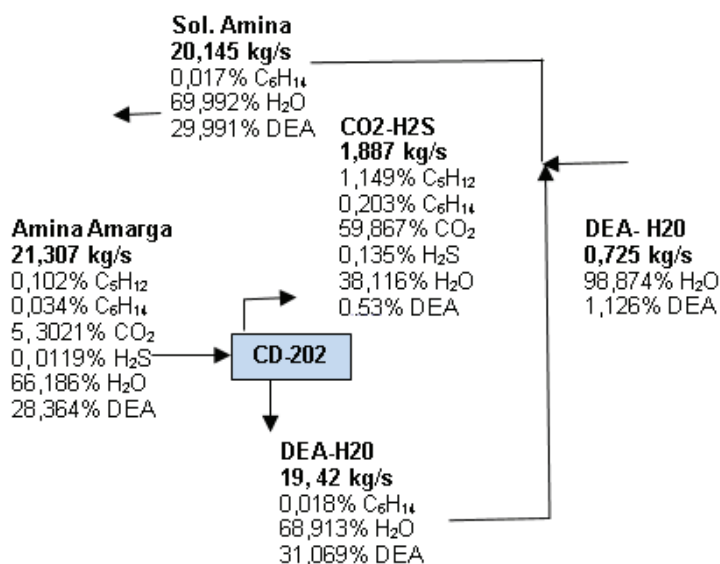


Figura 3.3. Balance de masa en la columna de regeneración de platos (CD-202)

3.2.4. BALANCE DE MASA EN EL INTERCAMBIADOR DE CALOR 1 (E-401)

El flujo másico de 17,523 kg/s de gas dulce proveniente de la columna de absorción de relleno con dietanolamina (CA-201) se trasladó sin ninguna variación en su composición por el intercambiador de calor 1 hasta la columna desmetanizadora.

En la Figura 3.4 se muestran las composiciones másicas de las corrientes que

ingresan y abandonan el intercambiador de calor 1 (E-401).

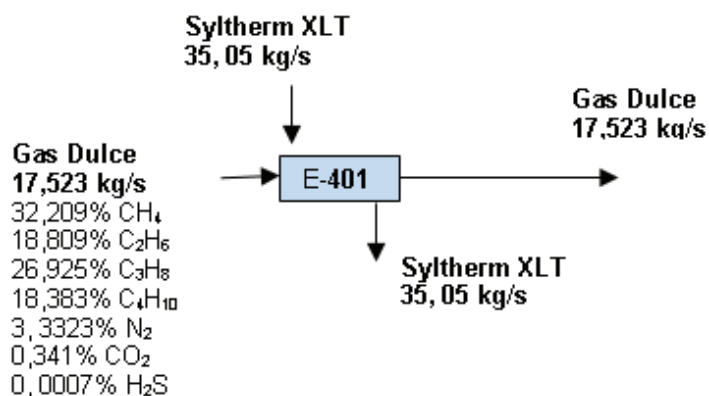


Figura 3.4. Balance de masa en el intercambiador de calor 1 (E-401)

3.2.5. BALANCE DE MASA EN LA COLUMNA DESMETANIZADORA (CD-402)

En la Figura 3.5 se muestran las composiciones másicas de las corrientes que ingresan y abandonan la columna desmetanizadora (E-402).

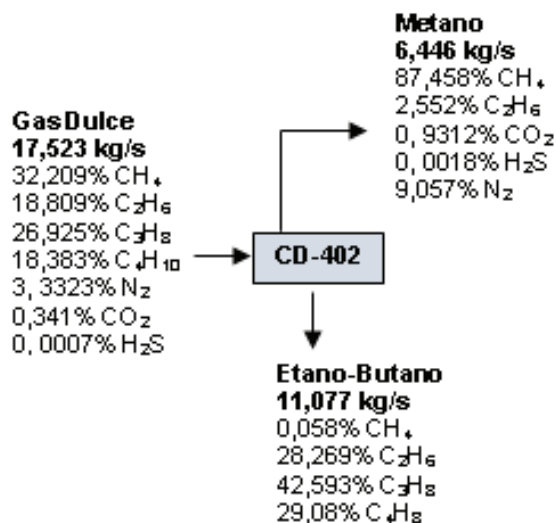


Figura 3.5. Balance de masa de la columna desmetanizadora de platos (CD-402)

La corriente de gas dulce enfriada por el intercambiador de calor 1 ingresó a la columna desmetanizadora, en la cual con una eficiencia del 95%, se separó el metano de los demás hidrocarburos como el etano, propano, butano y salió el

mismo por la parte superior de la torre con un flujo 6,446 kg/s. Por la parte inferior de la columna se obtuvo la corriente etano-butano de 11,077 kg/s (Martínez, 2014, p. 83).

3.2.6. BALANCE DE MASA EN LA COLUMNA DESETANIZADORA (CD-403)

La corriente etano-butano proveniente de la desmetanizadora ingresó en la desetanizadora, en la cual con una eficiencia del 95% se fraccionó el etano de los demás hidrocarburos como el propano y butano. El mismo que salió por la parte superior de la torre con un flujo 3,369 kg/s, mientras por la parte inferior de la columna se obtuvo 7,708 kg/s del flujo de propano-butano (Martínez, 2014, p. 83). En la Figura 3.6 se muestran las composiciones másicas de las corrientes que ingresan y abandonan la columna desetanizadora de platos (E-403).

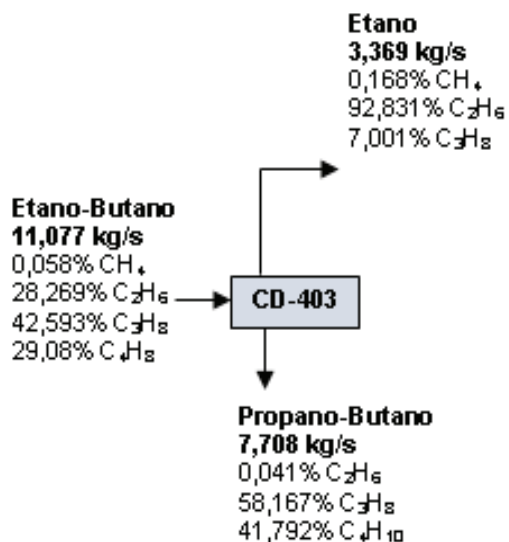


Figura 3.6. Balance de masa de la columna desetanizadora de platos (CD-403)

3.2.7. BALANCE DE MASA EN LA COLUMNA DESPROPANIZADORA (CD-404)

La corriente propano-butano proveniente de la desetanizadora se fraccionó con

una eficiencia del 95% en la despropanizadora, se separó el propano por la parte superior de la torre con un valor de 4,646 kg/s y por la parte inferior de la misma salió el butano con un flujo de 3,062 kg/s (Martínez, 2014, p. 83).

En la Figura 3.7 se muestran las composiciones másicas de las corrientes que ingresan y abandonan la columna despropanizadora de platos (E-404).

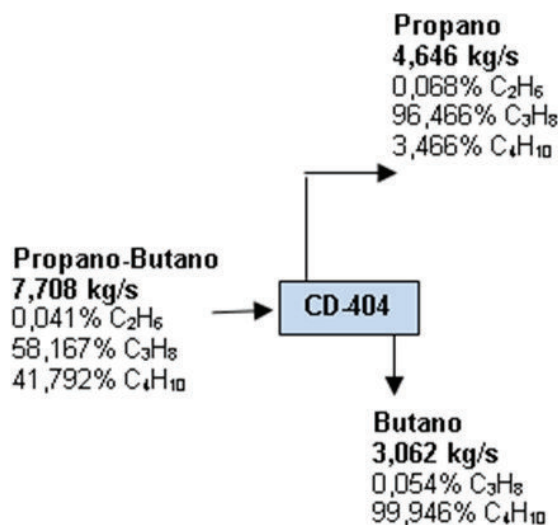


Figura 3.7. Balance de masa de la columna despropanizadora de platos (CD-404)

A continuación se presenta el balance de masa de la deshidratación y fraccionamiento del pentano, hexano y heptano.

El flujo total de líquido que ingresó en esta parte es de 17,85 kg/s. Este valor se obtuvo al sumar los flujos provenientes de los seis separadores (S-101) pertenecientes al área de endulzamiento y fraccionamiento de metano, etano, propano y butano, es decir que la cantidad que se obtuvo de un solo separador fue de 2,975 kg/s.

3.2.8. BALANCE DE MASA EN EL INTERCAMBIADOR DE CALOR 2 (E-301)

El flujo de la corriente líquida proveniente del separador vapor – líquido (17,85 kg/s) se transportó por el intercambiador de calor 2 sin sufrir ninguna alteración en

su composición y luego se dirigió a la columna de absorción de deshidratación.

En la Figura 3.8 se muestran las composiciones másicas de las corrientes que ingresan y abandonan el intercambiador de calor 2 (E-301).

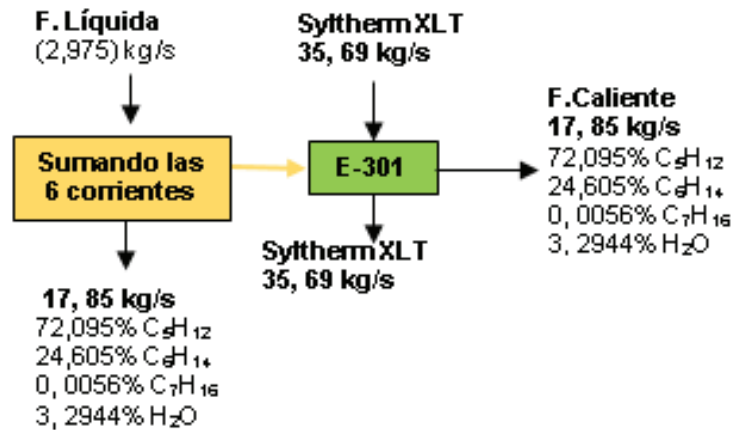


Figura 3.8. Balance de masa en el intercambiador de calor 2 (E-301)

3.2.9. BALANCE DE MASA EN LA COLUMNA DE ABSORCIÓN DE DESHIDRATACIÓN (CA-302)

En la Figura 3.9 se muestran las composiciones másicas de las corrientes que ingresan y abandonan la columna de absorción de relleno (CA-302).

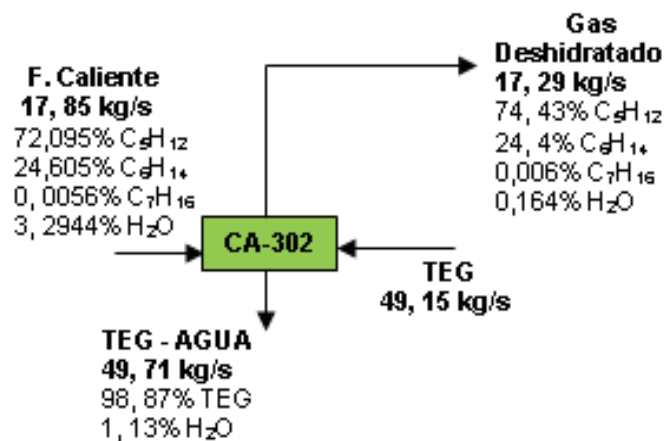


Figura 3.9. Balance de masa de la columna de absorción de relleno (CA-302)

La corriente líquida calentada en el intercambiador de calor 2 ingresó a la columna de absorción al igual que el flujo de 49,15 kg/s correspondiente al trietilenglicol (TEG). El proceso de absorción se dio con una eficiencia del 95%, donde 17,29 kg/s de gas deshidratado abandonó la torre de absorción por la parte superior y 49,71 kg/s de trietilenglicol - agua salen de la columna por la parte inferior (Martínez, 2014, p. 83).

3.2.10. BALANCE DE MASA EN EL INTERCAMBIADOR DE CALOR 3 (E-405)

El flujo de 17,29 kg/s correspondiente a la corriente de gas deshidratado proveniente de la columna de absorción de relleno con trietilenglicol (CA-302) se transportó a través del intercambiador de calor conservando su composición, para luego dirigirse a la columna despentanizadora.

En la Figura 3.10 se muestran las composiciones másicas de las corrientes que ingresan y abandonan el intercambiador de calor 3 (E-405).

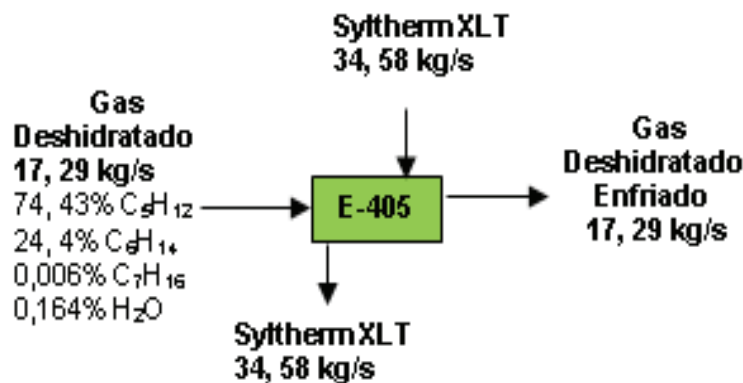


Figura 3.10. Balance de masa en el intercambiador de calor 3 (E-405)

3.2.11. BALANCE DE MASA EN LA COLUMNA DESPENTANIZADORA (CD-406)

La corriente de gas deshidratado enfriado por el intercambiador de calor 3

ingresó a la columna despentanizadora, en la cual con una eficiencia del 95%, se separó el pentano de los demás hidrocarburos como el hexano y heptano, el mismo salió por la parte superior de la torre con un flujo 13,08 kg/s y por la parte inferior de la columna abandonó la corriente hexano-heptano de 4,21 kg/s (Martínez, 2014, p. 83).

En la Figura 3.11 se muestran las composiciones másicas de las corrientes que ingresan y abandonan la columna despentanizadora de platos (CD-406).

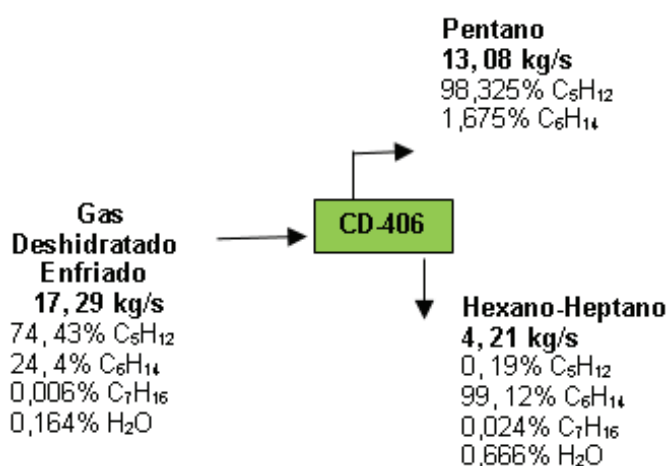


Figura 3.11. Balance de masa en la columna despentanizadora de platos (CD-406)

Los resultados obtenidos del balance de masa de la planta de tratamiento de gas natural son los esperados en función de la eficiencia establecida en cada equipo diseñado.

En la Figura 3.12 se presenta el balance de masa, en el cual se muestran cada una de las corrientes de entrada y salida de los equipos.

3.3. BALANCE DE MASA DEL PROCESO DE OBTENCIÓN DE ETILENO A PARTIR DE ETANO

El balance de masa se presenta en la Figura 3.21, donde se muestran cada una

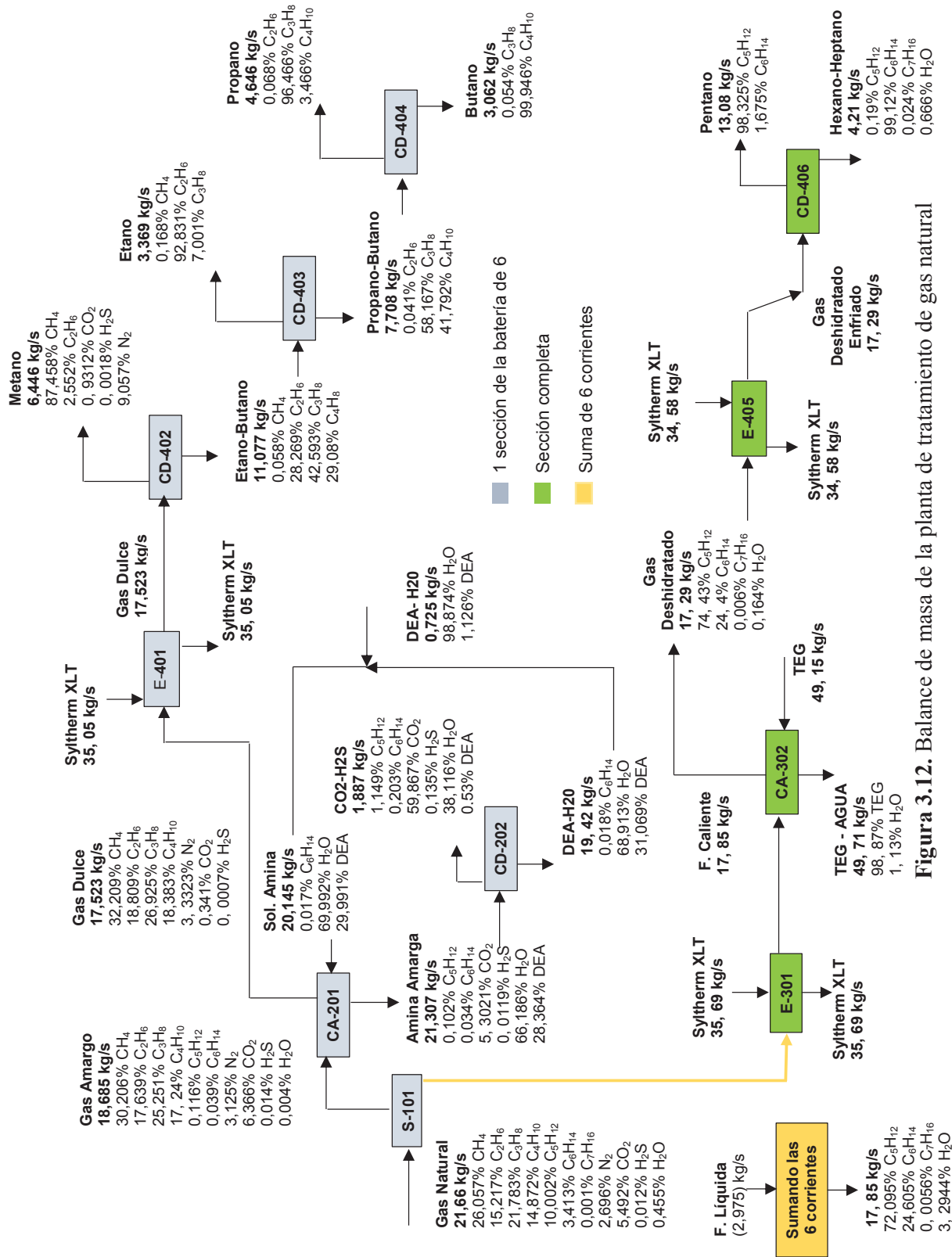


Figura 3.12. Balance de masa de la planta de tratamiento de gas natural

de las corrientes de entrada y salida de los equipos. A continuación se explica el balance de masa realizado en cada equipo que forma parte de la planta de producción de etileno.

3.3.1. BALANCE DE MASA EN EL HORNO TUBULAR (H-101 Y H-102)

El flujo másico de etano – propano proveniente de la columna desetanizadora de la planta de tratamiento de gas natural es 20,21 kg/s. También ingresa una cantidad de vapor de agua igual a 3,96 kg/s, es decir, el flujo total que ingresa es de 24,17 kg/s. Sin embargo este flujo se dividió en dos de 12,08 kg/s para ingresar a los hornos H-101 y H-102 respectivamente.

En la Figura 3.13, se presenta el balance de masa de los hornos tubulares (H-101 y H-102). Estos valores se calcularon de acuerdo a la estequiometria de las reacciones que se describen en las Ecuaciones 1.1 y 1.2 considerando una conversión de etano del 63% (Gruse y Stevens, 2002, p. 144).

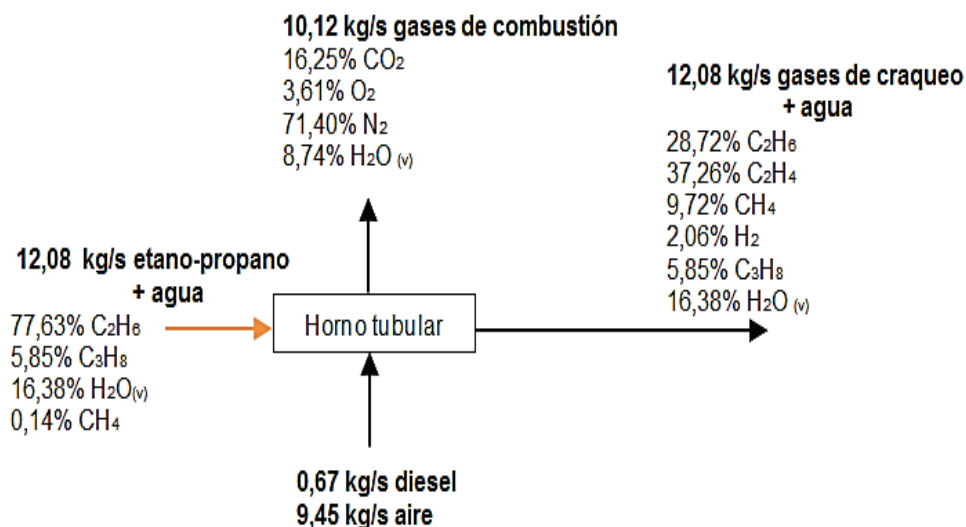


Figura 3.13. Balance de masa en el horno tubular (H-101 y H-102)

El rendimiento de la reacción que se desarrolla en esta parte es del 48% en peso,

de tal manera que, el 48% de etano que ingresa al horno tubular se transforma en etileno y corresponde a 9,01 kg/s (Gruse y Stevens, 2002, p. 144).

La relación molar de hidrocarburo/vapor de agua es de 3 a 1, por lo tanto el flujo másico de vapor de agua es 3,96 kg/s, el cual se traslada por el horno hasta el intercambiador de calor sin ninguna variación y su composición en la corriente de salida del horno corresponde a 16,38% (González, 2010, p. 5).

En la combustión, la relación de aire/combustible es de 14,1 a 1, de tal manera que, por 0,67 kg/s de combustible es necesario 9,45 kg/s de aire y se produce un flujo de gases de combustión de 10,12 kg/s (Suárez, 2013, p.13).

3.3.2. BALANCE DE MASA EN EL INTERCAMBIADOR DE CALOR 4 (E-103 Y E-104)

El flujo másico conformado por los gases de craqueo y vapor de agua proveniente de un solo horno tubular es 12,08 kg/s. Este flujo se traslada sin variación alguna en su composición a través de cada intercambiador de calor. En la Figura 3.14 se muestra el balance de masa correspondiente a los intercambiadores de calor (E-103 y E-104).

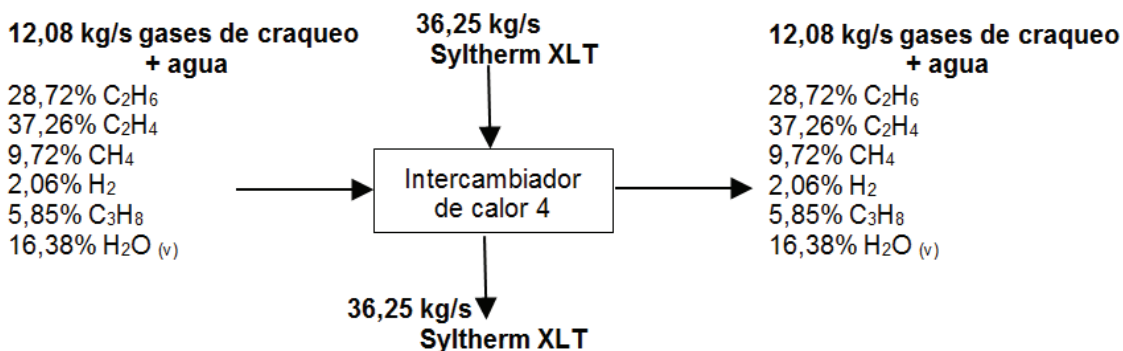


Figura 3.14. Balance de masa en el intercambiador de calor 4 (E-103 y E-104)

3.3.3. BALANCE DE MASA EN EL SEPARADOR VAPOR – LÍQUIDO (S-201 Y S-202)

La corriente de gases de craqueo y vapor de agua que fueron enfriados en el intercambiador de calor con un flujo de 12,08 kg/s se dirige al separador. En este equipo se separa el agua de la corriente de gases de craqueo y se considera una eficiencia del 99% (Coulson y Richardson, 2005, p. 460).

Por lo tanto, el 99% corresponde a 1,96 kg/s de agua retirada por la parte inferior del equipo, mientras que el 1% representa un 0,02 kg/s de agua que sale por la parte superior junto con los gases de craqueo. Los gases de craqueo que salen por el tope del separador tienen un flujo másico de 10,10 kg/s. Es decir, el flujo total que sale por la parte superior para dirigirse al compresor es de 10,12 kg/s. En la Figura 3.15 se presentan los resultados del balance de masa en los separadores vapor – líquido (S-201 y S-202).

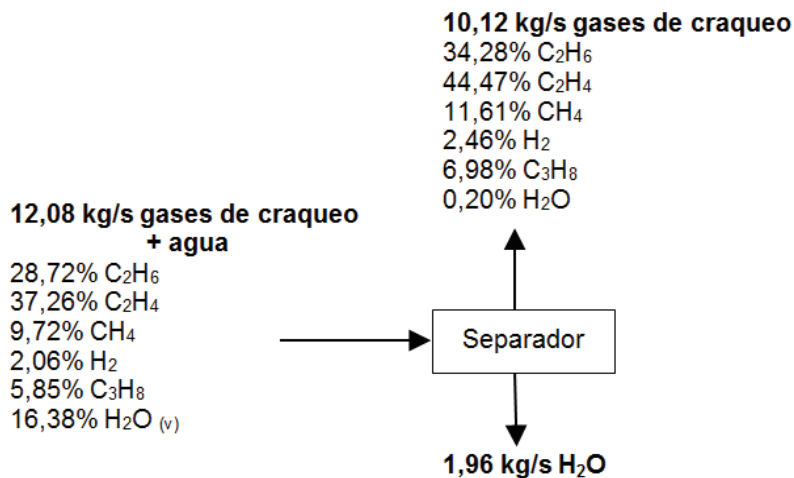


Figura 3.15. Balance de masa en el separador vapor – líquido (S-201 y S-202)

3.3.4. BALANCE DE MASA EN EL COMPRESOR CENTRÍFUGO (C-203 Y C-204)

La corriente de gases de craqueo proveniente del separador vapor – líquido, con

un flujo másico de 10,12 kg/s se traslada a través del compresor sin sufrir ninguna alteración tanto en flujo como en composición.

En la Figura 3.16 se muestra el balance de masa en los compresores centrífugos (C-203 y C-204).

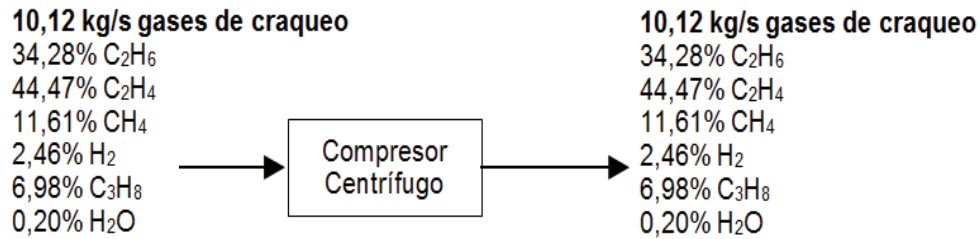


Figura 3.16. Balance de masa en el compresor centrífugo (C-203 y C-204)

3.3.5. BALANCE DE MASA EN EL INTERCAMBIADOR DE CALOR 5 (E-205 Y E-206)

El flujo másico de los gases de craqueo que provienen del compresor centrífugo es igual a 10,12 kg/s y se transporta a lo largo del intercambiador conservando la misma composición.

En la Figura 3.17 se presentan los resultados del balance de masa de los intercambiadores de calor 5 (E-205 y E-206).

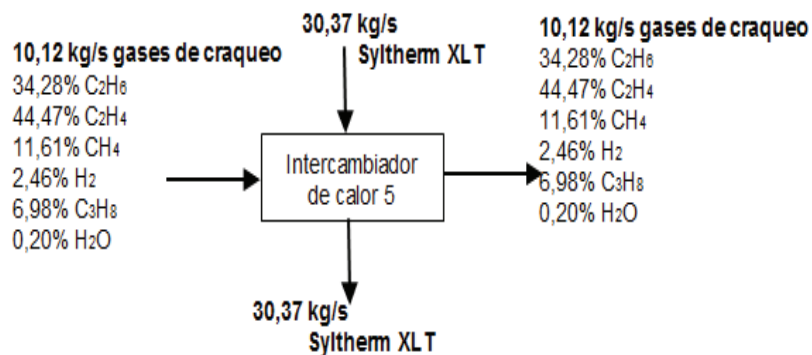


Figura 3.17. Balance de masa en el intercambiador de calor 5 (E-205 y E-206)

3.3.6. BALANCE DE MASA EN LA COLUMNA DESMETANIZADORA (CD-301)

Aquí, se unen los flujos salientes de los intercambiadores de calor 4 y 5 dando como resultado un flujo total de 20,25 kg/s. Esta cantidad ingresa a la columna desmetanizadora donde la eficiencia es del 95% (Martínez, 2014, p. 83).

En la Figura 3.18, se muestra el balance de masa de la columna desmetanizadora (CD-301).

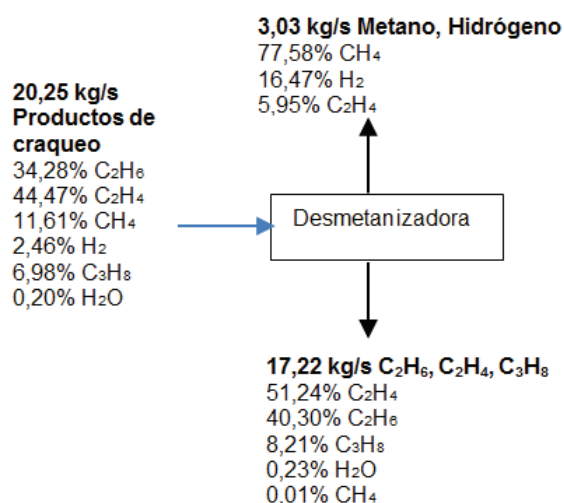


Figura 3.18. Balance de masa en la columna desmetanizadora (CD-301)

Después del proceso de destilación se obtiene por la parte superior de la columna un flujo de metano – hidrógeno (3,03 kg/s), mientras que por el fondo se obtuvo una corriente de 17,22 kg/s conformada por etano – etileno – propano principalmente.

3.3.7. BALANCE DE MASA EN LA COLUMNA DESETANIZADORA (CD-302)

El flujo de 17,22 kg/s de etano – etileno – propano ingresa a la columna desetanizadora, en donde al igual que en la primera columna la eficiencia tiene un valor del 95% (Martínez, 2014, p. 83).

En la Figura 3.19 se presenta el balance de masa de la columna desetanizadora (CD-302).

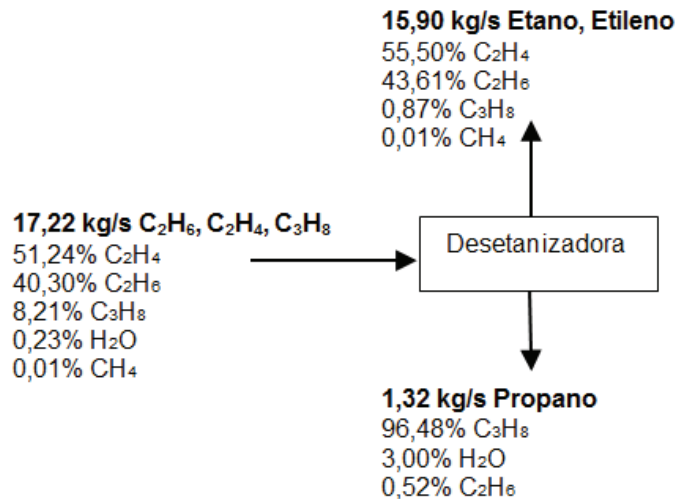


Figura 3.19. Balance de masa en la columna desetanizadora (CD-302)

Se separa por la parte superior de la columna un flujo de 15,90 kg/s y por la parte inferior del equipo se obtiene un flujo de 1,32 kg/s de propano básicamente.

3.3.8. BALANCE DE MASA EN LA FRACCIONADORA DE ETILENO (CD-403)

A la fraccionadora de etileno ingresa la corriente de etano – etileno con un flujo de 15,9 kg/s. La eficiencia de la columna es del 95% (Martínez, 2014, p. 83).

En la Figura 3.20 se muestran los resultados del balance de masa de la fraccionadora de etileno (CD-303).

Se consigue la separación del etileno por la parte superior de la columna y le corresponde un flujo de 8,96 kg/s. Por el fondo se obtiene un flujo de 6,94 kg/s conformado por etano principalmente.

Con base en los resultados obtenidos del balance de masa de cada uno de los equipos se puede observar que son coherentes de acuerdo con la cantidad de

alimentación total que ingresa a la planta y corresponde a 24,17 kg/s de etano-propano y agua.

Se debe recordar que la finalidad de este proceso es la obtención de etileno a partir del craqueo de etano, por lo que en el horno tubular se desarrollan reacciones paralelas (Ecuaciones 1.1 y 1.2) que permiten obtener una cantidad de 8,96 kg/s de etileno con una pureza del 98,43%.

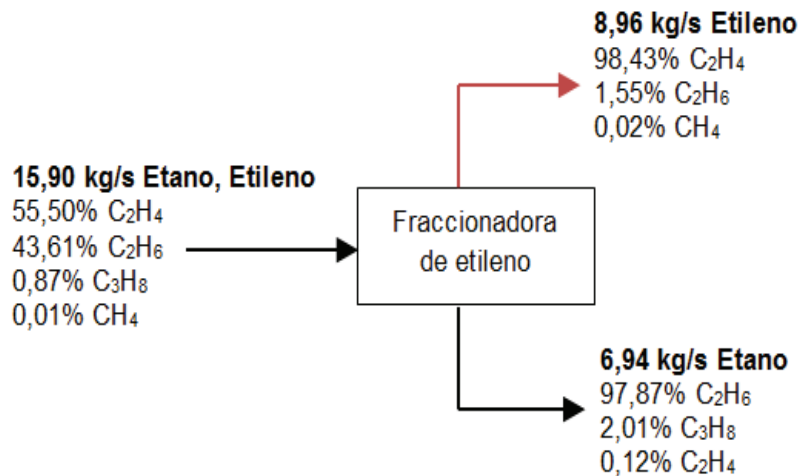


Figura 3.20. Balance de masa en la fraccionadora de etileno (CD-303)

3.4. DISEÑO DE LOS EQUIPOS DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS NATURAL

A continuación se muestran los resultados y dimensiones de cada equipo que forma parte de la planta de tratamiento de gas natural de acuerdo al diseño propuesto, se especifica los parámetros iniciales para cada equipo y se reporta los valores calculados en el diseño de cada uno.

3.4.1. SEPARADOR VAPOR – LÍQUIDO VERTICAL (S-101)

El separador vapor – líquido fue elegido para formar parte de la planta de

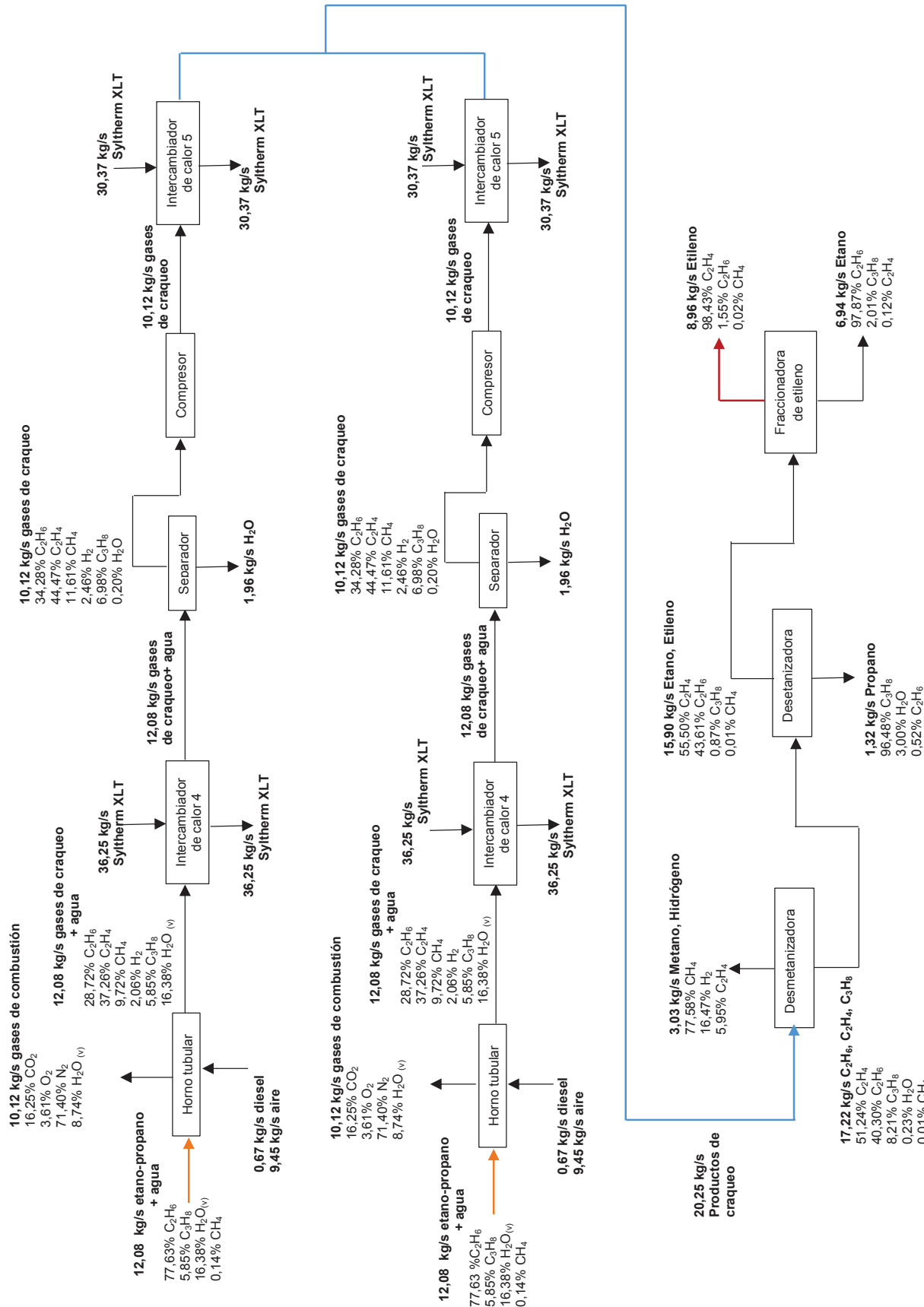


Figura 3.21. Balance de masa de la planta de producción de etileno a partir de etano

tratamiento de gas natural, pues su eficiencia de separación es del 99%, lo que significa que solo el 1% de la cantidad de líquido es arrastrada por el flujo saliente de vapor (Coulson y Richardson, 2005, p. 460).

La cantidad de vapor (18,69 kg/s) que se maneja en el equipo es mayor que la cantidad de líquido (2,98 kg/s), por lo que el diseño de un separador vertical en lugar de uno horizontal es justificable, debido a que este último tiene menor capacidad para manejar volúmenes pequeños de líquido.

Resulta fundamental establecer la presión y temperatura de operación (2,4 atm y 299,50 K) en el separador, pues al tratarse de una mezcla de hidrocarburos e impurezas, se requiere evitar que la fracción que está como líquido se evapore y pueda ser arrastrada por la corriente gaseosa (Coulson y Richardson, 2005, 463).

Además, la presión debe ser la menor posible para efectos de aumentar la diferencia de densidades entre el vapor ($2,55 \text{ kg/m}^3$) y el líquido ($25,07 \text{ kg/m}^3$), ya que influye directamente en la velocidad de sedimentación.

La velocidad de sedimentación se calculó con la Ecuación 2.1 y se obtuvo un valor de 0,208 m/s en un inicio. Sin embargo, este último se multiplicó por un factor igual a 0,15 y se consiguió un valor final de 0,0312 m/s. Con esto se logró un margen de seguridad de diseño permitiendo aumentos repentinos de flujo (Coulson y Richardson, 2005, p. 461).

En el diseño del equipo, se consideró la inclusión de un extractor de niebla, el cual depende de la velocidad del flujo de vapor. Si la velocidad es baja las gotas de líquido tienden a aglomerarse en la malla de alambre, mientras que cuando la velocidad es alta la malla tiende a inundarse, debido a que no puede fluir hacia abajo, contra el flujo de vapor (Gómez, 2014, p. 8).

Para el dimensionamiento del separador vapor – líquido se emplearon las proporciones en función del diámetro (D_V), como se puede observar en la Figura

1.12. Con los valores encontrados se determinó la altura total del equipo (Coulson y Richardson, 2005, p. 461).

El diámetro del separador tomó un valor de 5,50 m y se obtuvo mediante la Ecuación 2.2. El diámetro es lo suficientemente grande como para retardar la caída del vapor hasta por debajo de la velocidad a la que las partículas se sedimentan.

Las dimensiones del separador vapor – líquido se presentan en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3. Dimensiones del separador vapor – líquido (S-101)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Diámetro	D_V	5,5	m
Altura total	L_S	11,2	m
Nivel del líquido	h_V	1,2	m
Longitud entre la entrada de la alimentación y el nivel del líquido en el separador	L_1	2,7	m
Longitud entre la entrada de la alimentación y el extractor de niebla	L_2	5,5	m
Longitud entre el extractor de niebla y la salida del vapor	L_3	1,8	m

La altura de la salida del separador por encima de la entrada de vapor es 7,30 m, valor que es correcto pues, para permitir la separación de las gotas de líquido Coulson y Richardson (2005) recomienda que esta altura tenga un valor de 1,40 m como mínimo (p. 461).

Con la Ecuación 2.4 se calculó el nivel que el líquido alcanza dentro del separador (h_V) y le correspondió un valor de 1,20 m, este parámetro dependió del tiempo de retención. Se consideró un tiempo de 10 minutos hasta que el vapor y el líquido lleguen a equilibrarse en condiciones de la presión de operación (Coulson y Richardson, 2005, p.462).

En comparación con la altura total del separador (11,20 m), el nivel del líquido es 9 veces menor por lo que no habría problema con posibles fluctuaciones de líquido en el separador.

La altura total obtenida con la corriente de 129,96 kg/s correspondiente a las seis secciones fue de 60,2 m por lo tanto, se concluye que la división del flujo total en seis partes fue adecuada para obtener las dimensiones coherentes del separador vapor – líquido.

En la Figura 3.22, se presenta el esquema del separador vapor – líquido con sus respectivas dimensiones. Las dimensiones del equipo se expresan en metros.

3.4.2. COLUMNA DE ABSORCIÓN DE RELLENO CON DIETANOLAMINA (CA-201)

Para llevar a cabo el tratamiento de gas natural se eligió la absorción debido a que tiene una mejor retención de sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono, posee una mayor eficiencia y maneja flujos de gases grandes (Pino, 2010, p. 36).

En la operación de las torres de absorción se dan eficiencias que van desde el 70% en adelante, esto depende del requerimiento. En trabajos previos la separación de la columna fue del 90%. Se estableció para el diseño de la columna de absorción una eficiencia del 95%, debido a que es el valor requerido para llevar a cabo el endulzamiento en el proceso realizado (Martínez, 2014, p. 83).

Se seleccionó la amina secundaria DEA para remover los contaminantes, debido a que la remoción de H₂S y CO₂ es satisfactoria, su recuperación es menos compleja y se emplea para endulzar corrientes de gas natural que contengan hasta un 10% de gases ácidos (Pino, 2010, p. 36)

El valor de la relación óptima de operación, en una columna de absorción va desde 0,7 – 0,8 (Coulson y Richardson, 2005, p. 597). Por lo que, se eligió 0,8

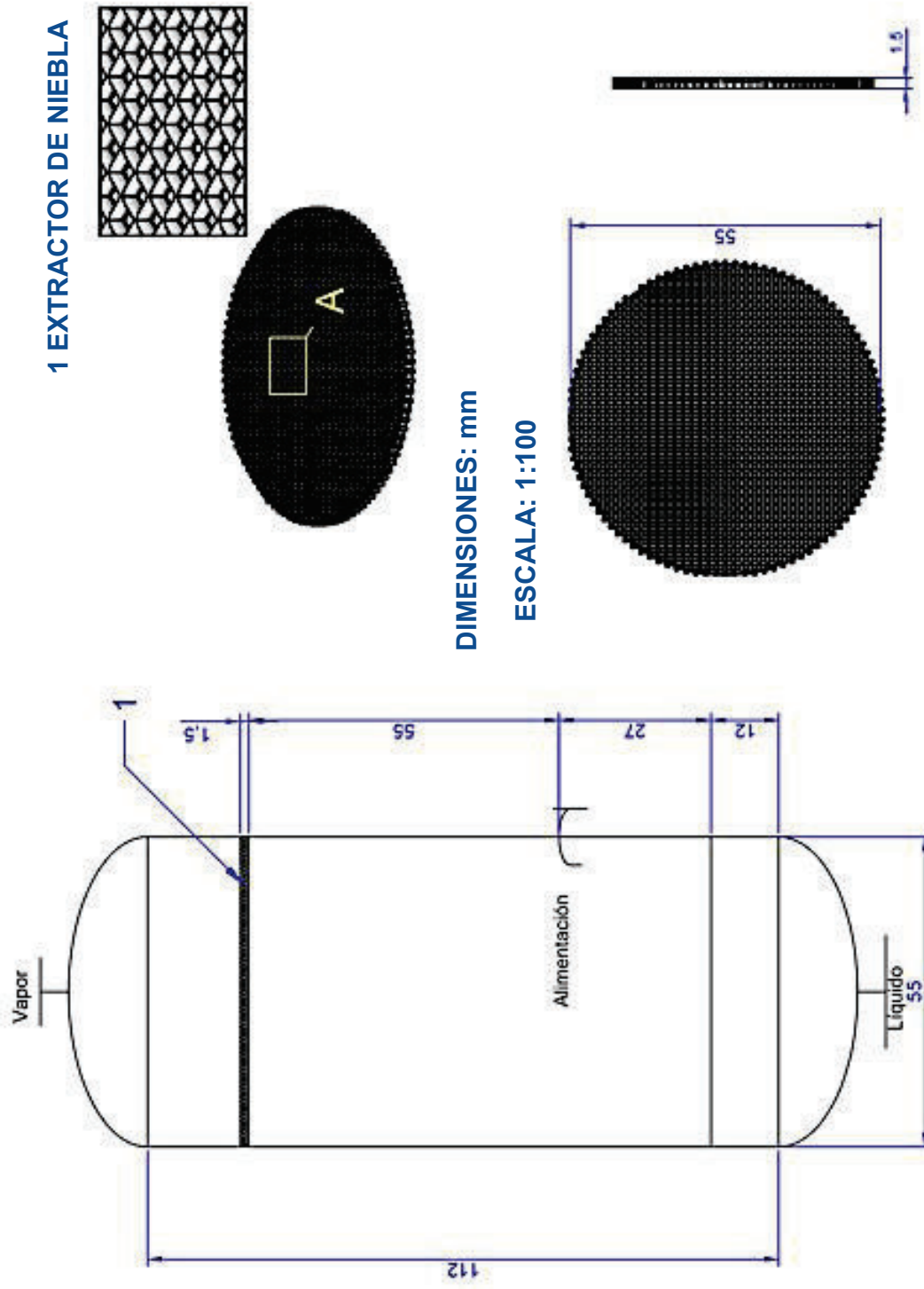


Figura 3.22. Dimensiones del separador vapor – líquido (S-101)

para el diseño elaborado en función de que es el más cercano a la inundación ideal.

El número de unidades de transferencia (N_{OG}) en la torre de absorción fue de 8, este parámetro de cálculo con la Ecuación 2.8. Esto implica que se necesitó ocho lechos para poder remover la mayoría de los gases ácidos, lo que concuerda con lo estimado debido a que el proceso de endulzamiento necesita de una gran superficie de contacto continuo para que los contaminantes se separen. El porcentaje en peso de amina está entre el 30 a 35% por lo tanto, se estableció una composición en peso del 30% DEA y 70% H_2O para minimizar el costo de la solución (Pino, 2010, p. 36).

El flujo másico de la amina requerida para el endulzamiento del gas natural fue de 20,139 kg/s este resultado se obtuvo con la Ecuación AIV.3. Por lo tanto, el caudal de la solución de dietanolamina es 8% más grande que el de la alimentación de gas amargo ya que se requiere de mayor secuestrante para remover los contaminantes y favorecer su separación. Se escogió la caída de presión de 15 mm de agua por metro de altura de relleno puesto que se estableció la menor pérdida de presión por el empaque para el proceso realizado, en función de que el valor propuesto estuvo entre 15 a 50 mm rango sugerido para columnas de absorción por Coulson y Richardson (2005) (p. 602).

El empaque seleccionado para el proceso de absorción de gases amargos fue silla cerámica Berl, en vista que ofrece una gran superficie de contacto para que se pueda dar la remoción del contaminante, entrega una mayor eficiencia que los anillos raschig, tiene alta resistencia a la corrosión y al ser de cerámica su costo es 30% menor que los metálicos (Coulson y Richardson, 2005, pp. 591-592).

El tamaño elegido del empaque (silla cerámica berl) fue de 0,0126 m (0,5 plg), puesto que al ser pequeño facilita el paso de la solución de amina por cada uno de ellos, con lo que se consigue que en toda la columna exista una buena distribución de líquido. La distribución del relleno en el lecho fue al azar ya que aumenta su eficiencia comparado con la distribución estructurada, ya que al no

tener un orden establecido abarca más espacio para ocupar (Couper, 2012, p. 466).

En la Tabla 3.4, se presentan las dimensiones obtenidas del diámetro y altura total de la columna de absorción de relleno para endulzamiento del gas natural.

Tabla 3.4. Dimensiones obtenidas del diámetro, altura y relación H_T/D_C de la columna de absorción de relleno para el endulzamiento de gas natural

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Diámetro de la columna	D_C	5,7	m
Altura de la columna	H_T	11,1	m
Relación diámetro / altura	$\frac{H_T}{D_C}$	1,95	-

La relación altura/diámetro tuvo un valor de 1,95 lo que implica que el resultado está dentro de las relaciones aconsejadas de H_T/D_C que van desde 1,50 a 3,50 (Coulson y Richardson, 2005, p. 557).

La remoción del dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno fue del 95% como se muestra en la Figura 3.12, por lo tanto, el porcentaje del CO_2 en la corriente de gas dulce fue del 0,3394 % mientras que la concentración de H_2S fue del 0,745 mg/m^3 . Lo que implica que ambos contaminantes están dentro de la Norma INEN 2 489 como se puede ver en la Tabla 3.2, que establece un límite máximo del 3,0% para el dióxido de carbono y 6,1 mg/m^3 para el sulfuro de hidrógeno.

En la Tabla 3.5, se presentan las dimensiones obtenidas en el diseño de la columna de absorción de relleno para el endulzamiento de gas natural.

En la Figura 3.23, se presenta el esquema de la columna de absorción de relleno con dietanolamina (DEA). Las dimensiones del equipo se expresan en metros.

Tabla 3.5. Dimensiones obtenidas de la columna de absorción de relleno para el endulzamiento de gas natural (CA-201)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Número de unidades de transferencia (número de lechos)	N_{OG}	8	-
Altura de unidad de transferencia (altura de cada lecho)	H_{OG}	1	m
Altura de todos los lechos	Z	8	-
Diámetro de la columna de absorción	D_C	5,7	m
Altura total de la columna de absorción	H_T	11,1	m
Espaciamiento entre cada lecho	$e_{relleno}$	0,3	m
Espaciamiento en la parte superior e inferior	$e_{inf/sup}$	0,5	m
Tamaño del relleno seleccionado (silla cerámica berl)	$size_L$	0,013	m
Porcentaje de eliminación de H ₂ S	$\%_{eliminación}$	95	%
Porcentaje de eliminación de CO ₂	$\%_{eliminación}$	95	%

3.4.3. COLUMNA DE ABSORCIÓN DE RELLENO CON TRIETILENGLICOL (CA-302)

Se estableció para la deshidratación como secuestrante al trietilenglicol (TEG), dado que su temperatura de descomposición es alta por lo que tiene un rango amplio de manipulación, la regeneración del desecante es sencilla y su costo es menor comparado con el dietilenglicol (González, 2010, p. 2).

El flujo másico de TEG para la deshidratación de la corriente de gas natural fue de 49,15 kg/s. El caudal de trietilenglicol es 63% más grande que el de la alimentación de la corriente hidratada, ya que se requiere de mayor secuestrante para remover el agua debido a que los hidrocarburos (C₅H₁₂, C₆H₁₄ y C₇H₁₆) son pesados por lo que su paso por la columna es más lento (Perry, 2001, p. 2-101).

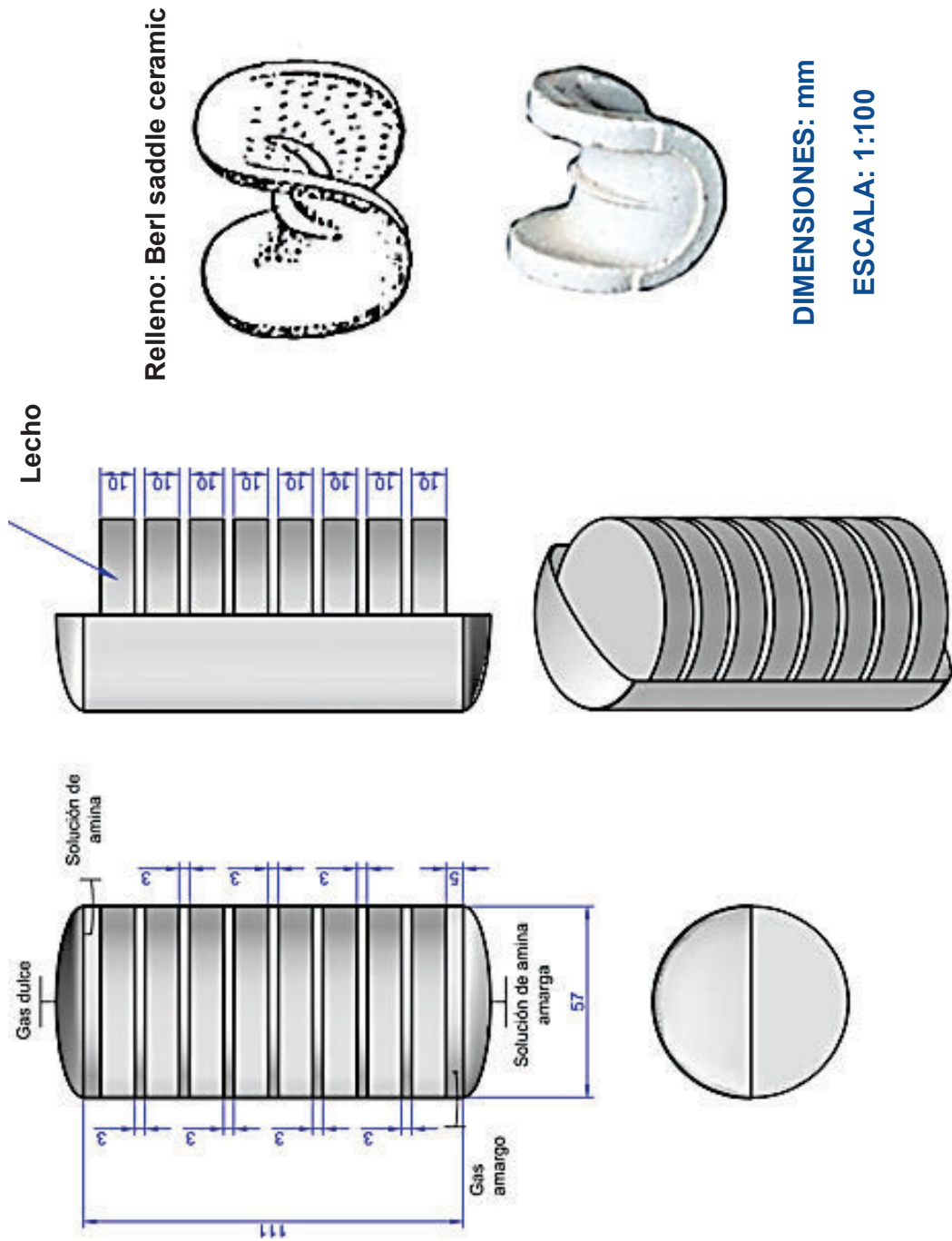


Figura 3.23. Dimensiones de la columna de absorción de relleno con dietanolamina (CA-201)

En la Tabla 3.6, se presentan las dimensiones obtenidas del diámetro y la altura total de la columna de absorción de relleno para la deshidratación del gas natural.

Tabla 3.6. Dimensiones obtenidas del diámetro, altura y relación H_T/D_C de la columna de absorción de relleno para la deshidratación de gas natural (CA-302)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Diámetro de la columna	D_c	4,8	m
Altura de la columna	H_T	12,7	m
Relación diámetro / altura	$\frac{H_T}{D_C}$	2,6	-

La relación altura/diámetro tuvo un valor de 2,6, lo que implica que el resultado está dentro de las relaciones aconsejadas de H_T/D_C que van desde 1,5 a 3,5 (Coulson y Richardson, 2005, p. 557).

En la Tabla 3.7, se presentan las dimensiones obtenidas en el diseño de la columna de absorción de relleno para la deshidratación de gas natural.

Tabla 3.7. Dimensiones obtenidas de la columna de absorción de relleno para la deshidratación de gas natural

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Número de unidades de transferencia (número de lechos)	N_{OG}	8	-
Altura de unidad de transferencia (altura de cada lecho)	H_{OG}	1,2	m
Altura de todos los lechos	Z	9,6	-
Diámetro de la columna de absorción	D_c	4,8	m
Altura total de la columna de absorción	H_T	12,7	m
Espaciamiento entre cada lecho	$e_{relleno}$	0,3	m
Espaciamiento en la parte superior e inferior	$e_{inf/sup}$	0,5	m
Tamaño del relleno seleccionado (silla cerámica Berl)	$size_L$	0,013	m
Porcentaje de eliminación de H_2O	$\%_{eliminacion}$	95	%

La remoción del agua fue del 95% como se muestra en la Figura 3.12, por lo que la concentración de H_2O en la corriente de gas deshidratado fue del $28,36 \text{ mg/m}^3$ lo que implica que está dentro de la Norma INEN 2 489 como se puede ver en la Tabla 3.2, que establece un límite máximo del 65 mg/m^3 .

En la Figura 3.24, se presenta el esquema de la columna de absorción de relleno con trietilenglicol (TEG). Las dimensiones del equipo se expresan en metros.

3.4.4. INTERCAMBIADOR 1 (E-401)

El intercambiador de calor que se escogió fue el de tubos y coraza de flujo en contracorriente, en donde el fluido interno circula en dirección contraria al fluido externo. Además, se seleccionó que el intercambiador tenga un paso por la coraza y uno por los tubos, evidenciando una mayor eficiencia, pues el flujo circula por el doble de área en menor tiempo y porque su variación de temperatura (T) es mayor.

- Temperaturas de entrada y salida de los fluidos frío y caliente

La temperatura de entrada de la corriente de gas fue de $299,5 \text{ K}$, ya que proviene de la columna de absorción de endulzamiento.

La temperatura de salida del gas fue de 201 K debido a que es la temperatura requerida para que componentes como C_2H_6 , C_3H_8 , C_4H_{10} , N_2 , CO_2 y H_2S se encuentren como líquidos y pueda ser separado el metano (CH_4) en la columna de destilación (CD-402).

En cuanto al fluido frío (Syltherm XLT), se estableció una temperatura de entrada de $171,89 \text{ K}$, debido a que el rango recomendado para su uso es de $171,89 \text{ K}$ a 563 K .

La temperatura de salida del fluido Syltherm XLT fue $224,23 \text{ K}$ ($-48,77 \text{ }^\circ\text{C}$), el cual

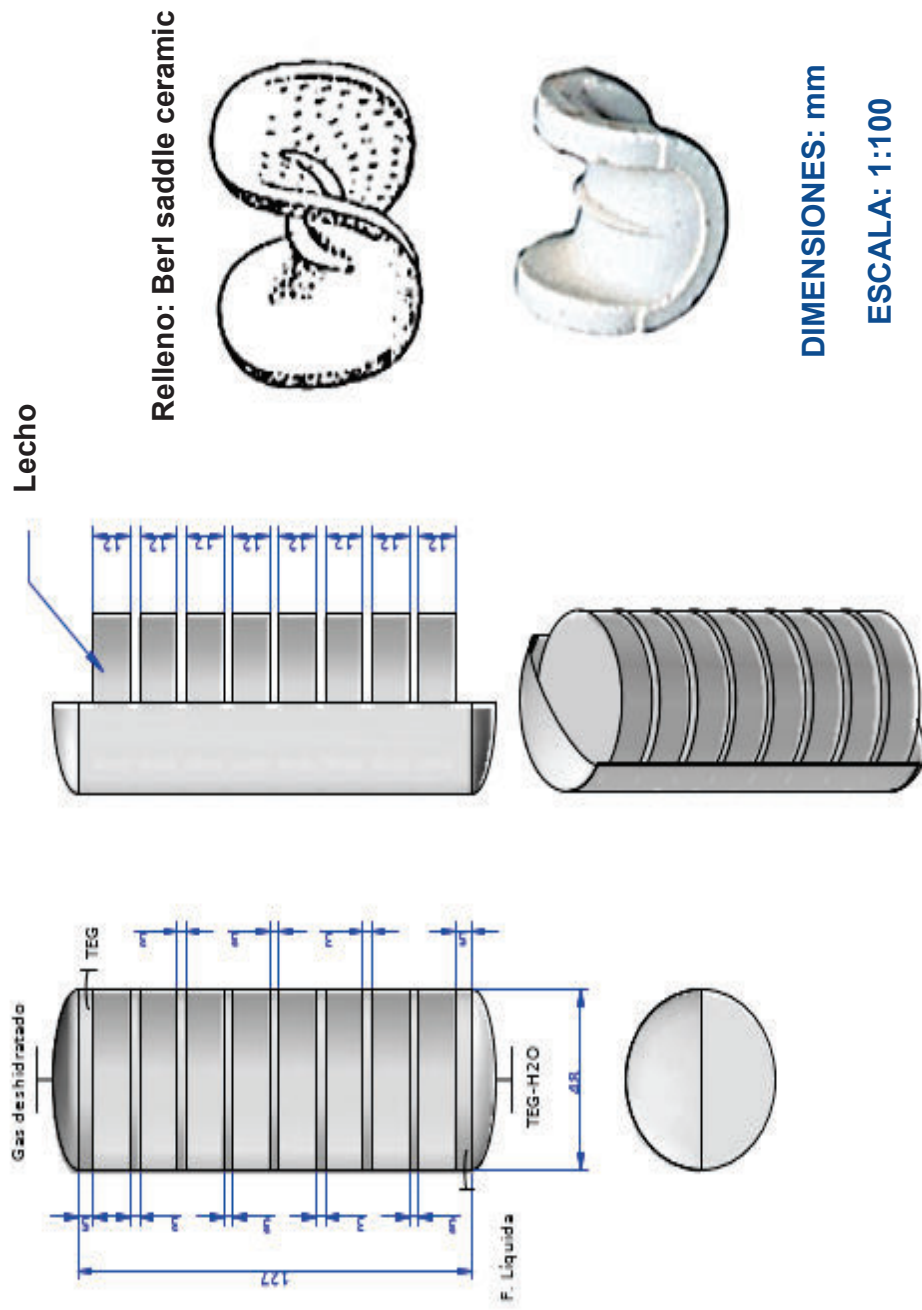


Figura 3.24. Dimensiones de la columna de absorción de relleno con trietilenglicol (CA-302)

se calculó con base en el balance energético realizado en el intercambiador de calor.

En la Tabla 3.8, se presentan los valores de temperatura de salida del fluido Syltherm XLT, tanto asumida como calculada.

Tabla 3.8. Valores de temperatura de salida de Syltherm XLT asumida y calculada

Temperatura asumida (K)	Temperatura calculada (K)	ΔT (K)
226,82	224,07	2,75
224,07	224,24	0,17
224,24	224,23	0,01

Se realizaron 3 iteraciones como se observa en la Tabla 3.8, las cuales fueron necesarias para obtener una diferencia de 0,01 K entre la temperatura asumida y la calculada. Esta diferencia es aceptable, ya que máximo se permite 1 K de diferencia entre ambas.

- Flujos máxicos de los fluidos

El flujo máxico de Syltherm XLT fue de 35,05 kg/s, este flujo fue necesario para enfriar la corriente de gas dulce hasta 201 K. El flujo máxico de gas dulce fue de 17,52 kg/s y es el proveniente de la columna de absorción utilizada para el endulzamiento del gas natural.

El flujo de Syltherm es el triple del flujo máxico del gas dulce, esto se explica pues la cantidad de calor que hay que remover del flujo de gas es muy grande (2 569 432,67 J/s), por lo que se necesita una mayor cantidad de fluido refrigerante.

- Eficiencia

La eficiencia del intercambiador de calor se calculó con la Ecuación 2.25, obteniéndose un valor de 77,19%. Esto refleja que, el calor máxico 3 328 813,79

J/s es similar al valor del calor real de 2 569 432,67 J/s y que su diseño es adecuado.

Esto confirma lo mencionado anteriormente, acerca de la relación entre la eficiencia y la disposición de los fluidos en el intercambiador. Se obtendrá una mayor eficiencia en un intercambiador de calor con flujo en contracorriente que con un flujo en paralelo o cualquier otra disposición.

- Coeficiente global de transferencia de calor

El coeficiente global de transferencia de calor se calculó con la Ecuación 2.27, tuvo un valor de 236,84 W/m²K. Para obtener este valor se estableció el coeficiente de calor limpio y la resistencia al ensuciamiento.

El coeficiente de calor limpio se seleccionó de valores sugeridos por Mills (2000), siendo el que mejor se adapta a las características del intercambiador un valor comprendido entre 200 – 450 W/m²K. Este corresponde al tipo de intercambiador compuestos orgánicos ligeros - compuestos orgánicos ligeros, pues es similar al flujo de hidrocarburos – polímero de silicona que se maneja en el intercambiador (p. 756).

Se escogió el valor más alto de coeficiente de calor limpio (450 W/m²K), pues se va a conseguir un coeficiente global de diseño más alto y por ende un área de transferencia menor, que es lo que se desea en el diseño por cuestión de espacio físico dentro de la planta y de costos de construcción principalmente.

La resistencia al ensuciamiento se estableció de acuerdo a datos bibliográficos, y tomó un valor de 0,002 (W/m²K)⁻¹, correspondiente al fluido gasóleo ligero que se asemeja a la corriente de hidrocarburos de bajo peso molecular.

- Número de unidades de transferencia (NUT)

Para determinar el número de unidades de transferencia se empleó la Figura

3.25, donde se conoce que la relación de capacidades térmicas (C_{\min}/C_{\max}) fue de 0,53 y la eficiencia de 77,19%. Por lo tanto, el número de unidades de transferencia corresponde a 2.

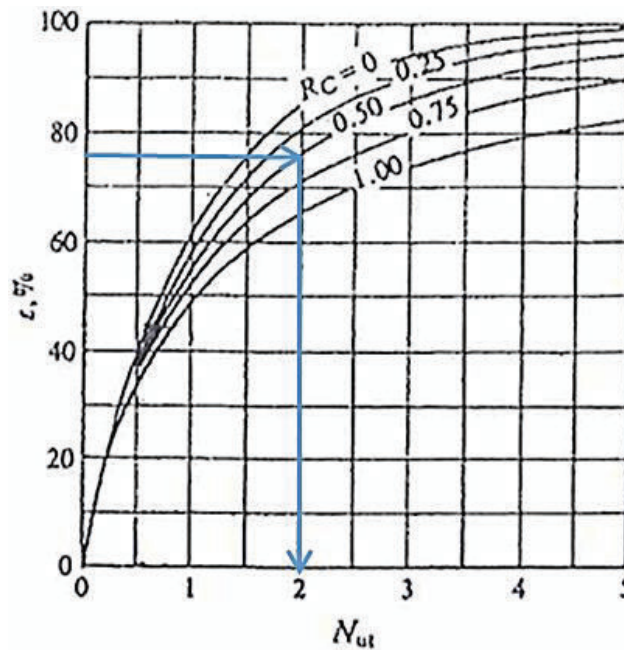


Figura 3.25. Número de unidades de transferencia para intercambiadores en contracorriente (Mills, 2000, p. 772)

- Área de transferencia de calor

Luego de calcularse el número de unidades de transferencia, se determinó el área de transferencia de calor y fue de 220,27 m², valor que es aceptable pues a partir de este se establecieron las dimensiones de longitud (4,00 m) y diámetro (1,24 m) del intercambiador de calor.

- Velocidad del vapor

El vapor circula por el interior de los tubos con una velocidad de 10,5 m/s, la cual se estableció con base en la Ecuación AVI.10. Este valor se encuentra dentro del rango establecido de 10 y 30 m/s para la velocidad de un fluido por el interior de los tubos (Palacio, Tapia y Saldarriaga, 2005, p. 44).

- Longitud, diámetro y número de tubos

Los valores de longitud y diámetro de los tubos se eligieron de acuerdo al área de transferencia de calor. El diámetro de los tubos se estableció con concordancia a los tamaños nominales de tubos existentes para tubería de acero.

El número total de tubos fue de 288 tubos y las dimensiones finales que se seleccionaron fueron 0,06 m de diámetro y 4m de largo.

- Espaciamiento entre tubos

Antes se determinó el área de la coraza que corresponde a $24,47 \text{ cm}^2$, con un diámetro de 1,24 m El espaciamiento de centro a centro de los tubos tanto longitudinal como transversalmente fue de 6,88 cm (2,71 in), que al compararlo con el valor recomendado para el diseño de intercambiadores que corresponde a 1,25 por el diámetro externo del tubo es igual a 3,34 in.

Como se observa el valor de espaciamiento entre tubos es menor que el espaciamiento normal, sin embargo es suficiente para conseguir una buena transferencia de calor entre el gas dulce y el fluido Syltherm XLT.

- Caída de presión por el lado de los tubos

Se calculó la caída de presión con la Ecuación 2.28. Para esto es necesario conocer los factores de corrección y de fricción que se determinaron con la Figura AVI.1.

El número de Reynolds se calculó a la velocidad máxima de la corriente de gas dulce de 10,85 m/s, correspondiéndole un valor de 34 427,42, lo que demuestra que el flujo es turbulento y genera un factor de fricción de 0,5.

El factor de corrección correspondió a 1,05, tal como se observa en la Figura AVI.1.

Al tratarse de una disposición triangular equilátera de los tubos, el paso transversal y longitudinal son iguales por lo tanto su cociente es 1.

Por lo tanto, la caída de presión por el lado de los tubos fue 0,01 atm (0,15 psi), valor que es correcto en cuanto el valor máximo de caída de presión permisible es 10 psi cuando se habla de la caída de presión por el lado de los tubos (Palacio et al., 2005, p. 45).

- Caída de presión por el lado de la coraza

La caída de presión por el lado de la coraza se calculó mediante la Ecuación 2.29, su valor fue 0,5 atm (7,35 psi), este resultado se encuentra dentro del valor recomendado de 10 psi como máximo permitido (Palacio et al., 2005, p. 45).

Se puede concluir entonces, que el diseño del intercambiador de calor es correcto, ya que la caída de presión por el lado de los tubos y por el lado de la coraza no supera el valor de diseño recomendado de 10 psi. En la Tabla 3.9, se presentan las dimensiones del intercambiador.

Tabla 3.9. Especificaciones del intercambiador de calor de calor 1 de tubos y coraza (E-401)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Longitud de los tubos	L_t	4,0	m
Diámetro externo de los tubos	D_e	0,068	m
Diámetro interno de los tubos	D_i	0,06	m
Número de tubos	N_t	288	-
Disposición de los tubos	-	Triangular equilátero	-
Número de filas	N_f	16	-
Número de tubos en cada fila	N_{tef}	18	-
Diámetro de la coraza	D_c	1,24	m

En la Figura 3.26, se muestra el esquema del intercambiador de tubos y coraza

con sus respectivas dimensiones. Las dimensiones del equipo se expresan en metros.

3.4.5. INTERCAMBIADOR 2 (E-301)

En la Tabla 3.10 se presentan las dimensiones del intercambiador 2 de tubos y coraza (E-201).

Tabla 3.10. Especificaciones del intercambiador de calor 2 de tubos y coraza (E-301)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Longitud de los tubos	L_t	4,0	m
Diámetro externo de los tubos	D_e	0,06	m
Diámetro interno de los tubos	D_i	0,03	m
Número de tubos	N_t	270	-
Disposición de los tubos	-	Triangular	-
Número de filas	N_f	18	-
Número de tubos en cada fila	N_{tef}	16	-
Diámetro de la coraza	D_c	1,22	m

3.4.6. INTERCAMBIADOR 3 (E-405)

En la Tabla 3.11 se presentan las dimensiones del intercambiador de calor 3 de tubos y coraza (E-405).

Los esquemas de los intercambiadores de tubos y coraza 2 y 3 se presentan en las Figuras 3.27 y 3.28 respectivamente.

Las dimensiones de los equipos se expresan en metros.

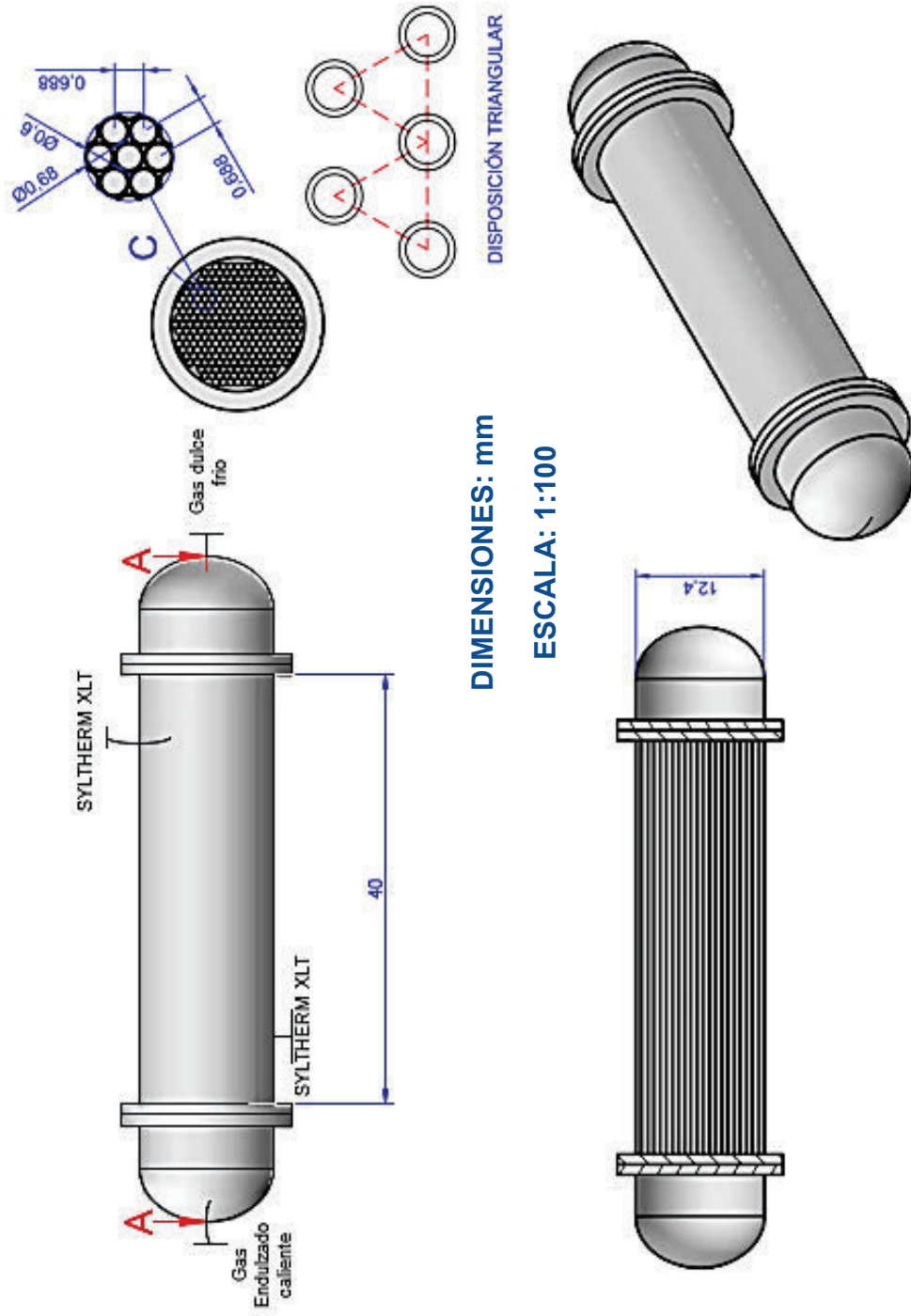


Figura 3.26. Dimensiones del intercambiador de calor 1 de tubos y coraza (E-401)

Tabla 3.11. Especificaciones del intercambiador de calor 3 de tubos y coraza (E-405)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Longitud de los tubos	L_t	3,0	m
Diámetro externo de los tubos	D_e	0,056	m
Diámetro interno de los tubos	D_i	0,025	m
Número de tubos	N_t	270	-
Disposición de los tubos	-	Triangular	-
Número de filas	N_f	17	-
Número de tubos en cada fila	N_{tef}	15	-
Diámetro de la coraza	D_c	1,0	m

3.4.7. COLUMNA DESMETANIZADORA (CD-402)

Para la llevar a cabo la separación de hidrocarburos en el gas natural endulzado se seleccionó una columna de destilación de platos, puesto que es la más utilizada en los procesos industriales ya que maneja diferentes rangos de caudal, presión y temperatura, entre otros (Alvarado, 2000, p. 17 y 18).

La eficiencia en la torres de destilación alcanza valores cercanos al 99%, por lo que, para el desarrollo propuesto se estableció una eficiencia del 95% en el proceso (Martínez, 2014, p. 83).

El número de etapas mínimas (N_m) para la separación del metano del resto de hidrocarburos y la volatilidad relativa del CH_4 respecto al C_2H_6 (componente clave pesado) fueron de 3,47 y 22,78 valores calculados con las Ecuaciones 2.11 y 2.12, respectivamente. Lo que implica que la separación del metano se da rápidamente como resultado de que la volatilidad relativa es superior, debido a la naturaleza de los compuestos y las propiedades físicas de los mismos.

Con la Ecuación 2.15 se determinó el número de etapas ideales (N) y se asumió

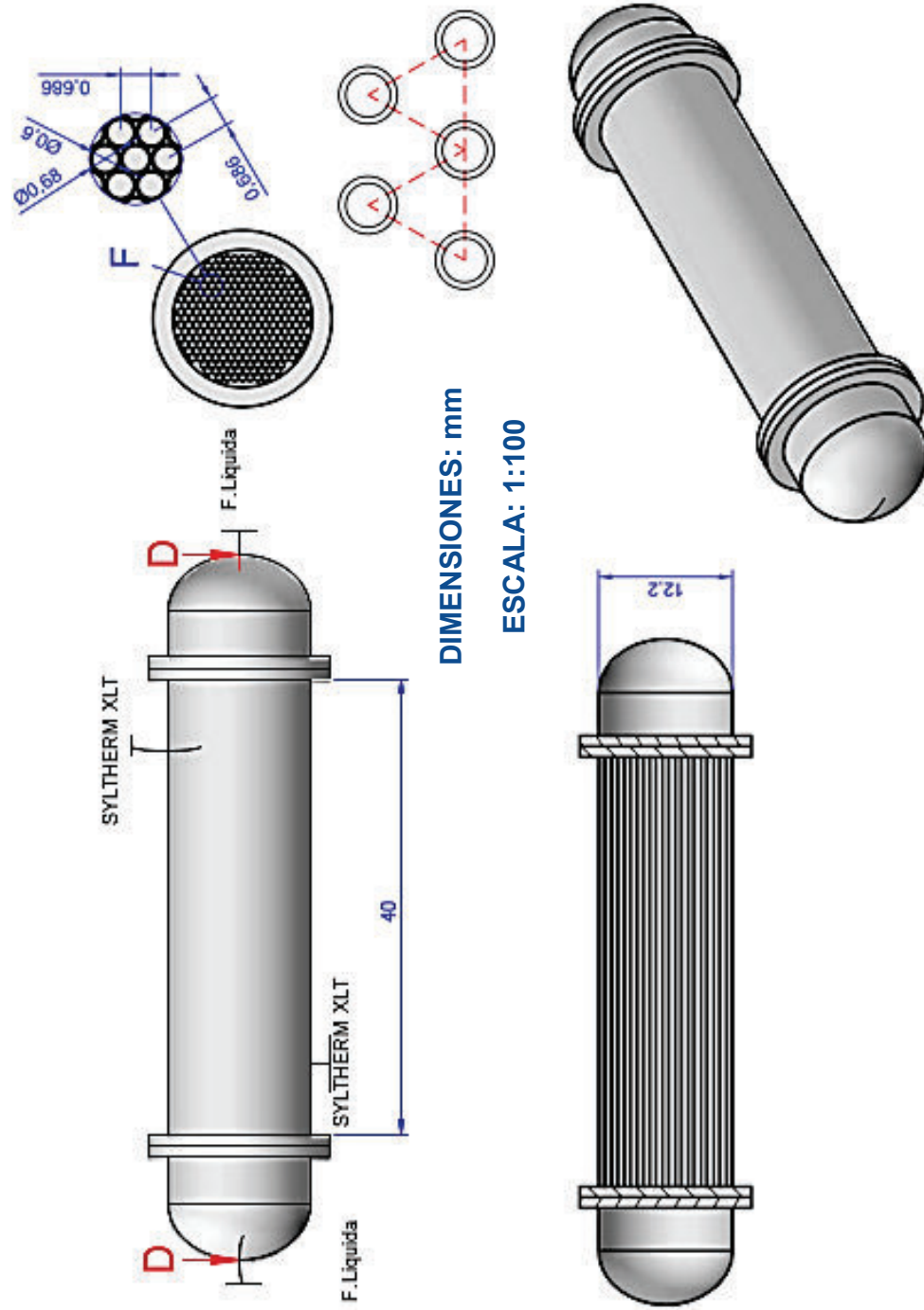


Figura 3.27. Dimensiones del intercambiador de calor 2 de tubos y coraza (E-301)

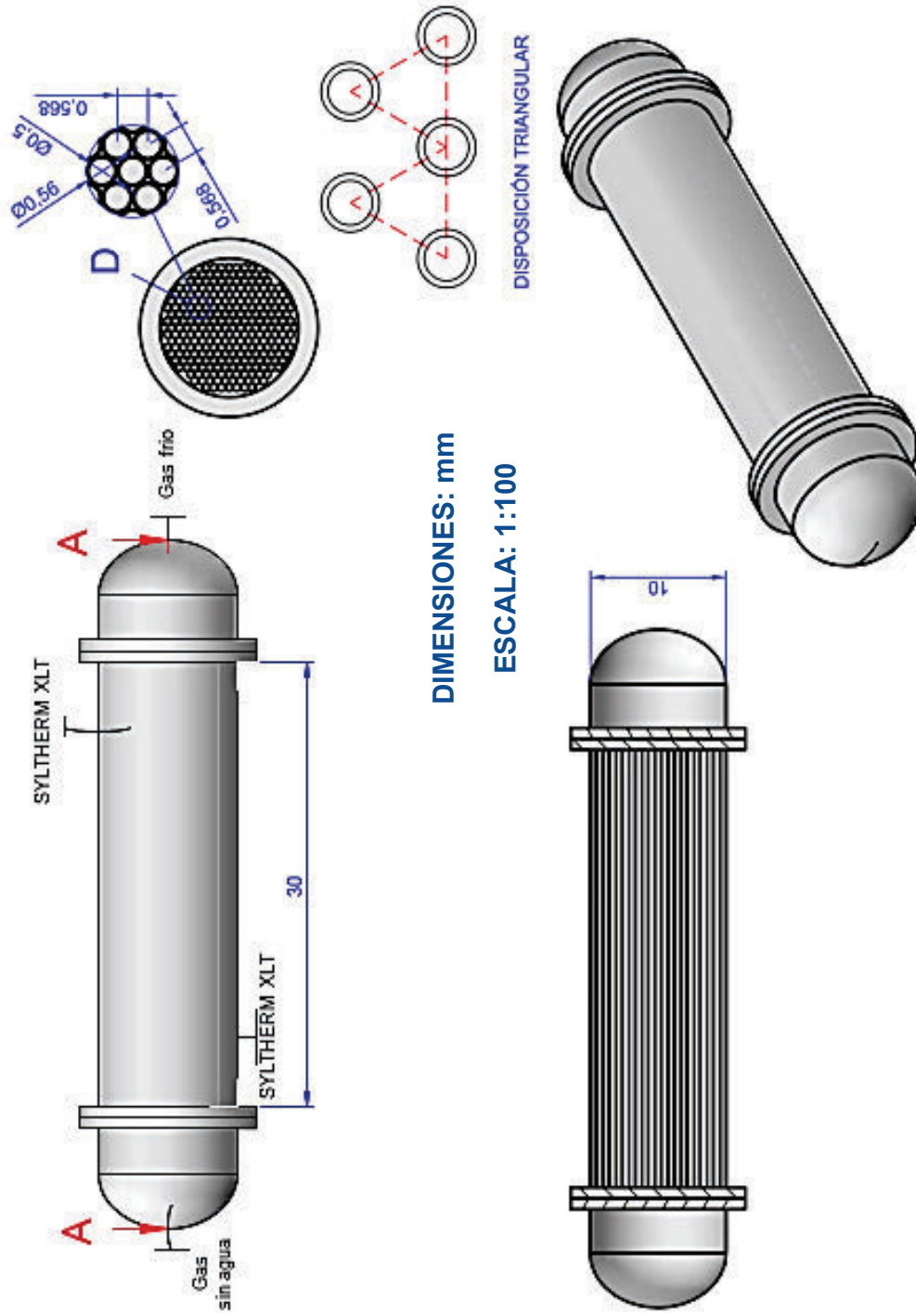


Figura 3.28. Dimensiones del intercambiador de calor 3 de tubos y coraza (E-405)

diferentes tamaños de reflujo ideal (R), como se puede ver en la Tabla 3.12.

El reflujo mínimo (R_m) fue de 0,53, parámetro obtenido con la Ecuación 2.14. (Jiménez, 2003, p. 150).

Tabla 3.12. Número de etapas ideales obtenidas a partir de valores de reflujo ideales asumidas

Valor de reflujo ideal asumido (R)	Número de Etapas Ideales (N)
1,5	5,15
2,0	4,99
2,5	4,71
3,0	4,20

Por lo tanto, en función al valor más cercano entre el límite superior e inferior es 4,99 se estableció que el número de etapas ideales sea 5 incluido el calderín con un reflujo ideal de 2.

En la Tabla 3.13, se presentan las dimensiones obtenidas del diámetro y altura total de la columna desmetanizadora.

Tabla 3.13. Dimensiones obtenidas del diámetro, altura y relación H_T/D_C de la columna desmetanizadora (CD-402)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Diámetro de la columna	D_C	4,5	m
Altura de la columna	H_T	7,5	m
Relación diámetro / altura	$\frac{H_T}{D_C}$	1,67	-

La relación altura/diámetro tuvo un valor de 1,67 lo que implica que el resultado está dentro de las relaciones aconsejadas de H_T/D_C que van desde 1,5 a 3,5 (Coulson y Richardson, 2005, p. 557). Para efectuar la destilación se seleccionó platos perforados, los cuales ofrecen una superficie de contacto adecuada para el

proceso y facilitan el paso de gas a través de ellos (Coulson y Richardson, 2005, p. 558).

El espaciamiento entre cada etapa y el grosor del plato perforado fue de 1,00 y 0,05 m, mientras que el diámetro de cada orificio y su espaciamiento tuvo un valor de 0,012 y 0,025 m respectivamente. Estos resultados están dentro de los rangos sugeridos por Coulson y Richardson (2005, pp. 557-558 y 572-574).

En la Tabla 3.14, se presentan las dimensiones obtenidas en el diseño de la columna desmetanizadora.

Tabla 3.14. Dimensiones obtenidas del diseño de la columna desmetanizadora (CD-402)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Altura de la columna	H	7,5	m
Diámetro de la columna	D_C	4,5	m
Número mínimo de etapas	N_m	3,47	-
Reflujo mínimo	R_m	0,53	-
Reflujo ideal	R	2	-
Número de platos totales	N	5	-
Numero de platos sin el calderín	$N - 1$	4	-
Espaciamiento entre platos	$e_{separación}$	1	m
Espaciamiento inferior y superior	$e_{inf/sup}$	2,15	m
Diámetro corto del plato	D_{pc}	3,5	m
Grosor del plato	e_{plato}	0,05	m
Diámetro de los orificios	D_o	0,012	m
Espaciamiento entre los orificios	$e_{orificio}$	0,025	m

El esquema de la columna desmetanizadora se presenta en la Figura 3.29. Las dimensiones del equipo se expresan en metros.

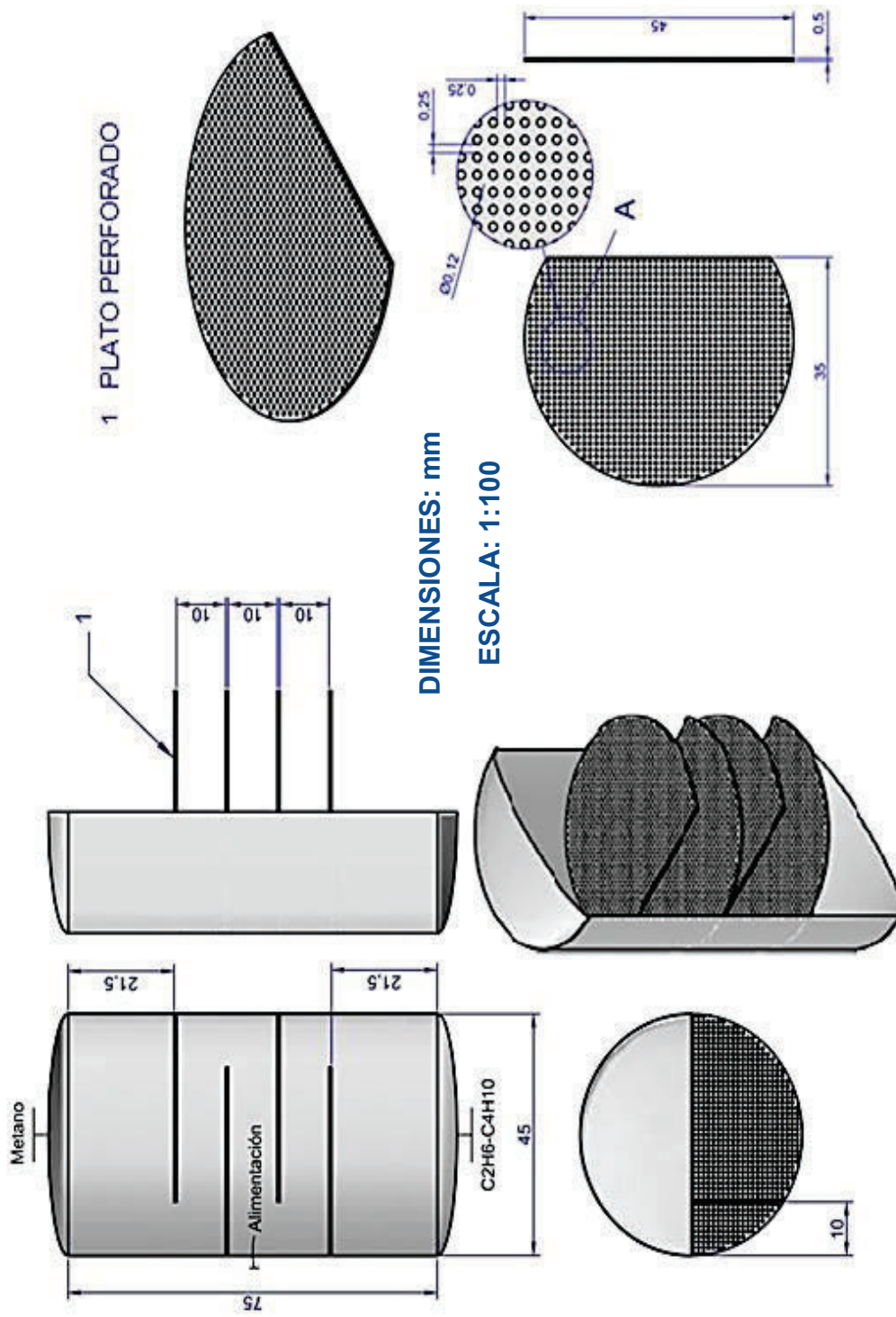


Figura 3.29. Dimensiones de la columna desmetanizadora de platos (CD-402)

3.4.8. COLUMNA DESETANIZADORA (CD-403)

En la columna desetanizadora se separó el etano del propano y butano, obteniéndose un número de etapas mínimas (N_m) de 5,74 y una volatilidad relativa de 5,99 del C_2H_6 respecto al C_3H_8 , estos parámetros fueron calculados con las Ecuaciones 2.11 y 2.12 respectivamente.

El reflujo mínimo (R_m) fue de 1,54, parámetro obtenido con la Ecuación 2.14. Se asumió diferentes valores de reflujo total (R) y se determinó con la Ecuación 2.15 el número de etapas ideales (N), como se observa en la Tabla 3.15. (Jiménez, 2003, p. 150).

Tabla 3.15. Número de etapas ideales obtenidas a partir de valores de reflujo ideales asumidas

Valor de reflujo ideal asumido (R)	Número de Etapas Ideales (N)
2,0	12,2
2,5	10,1
3,0	9,0
3,5	8,4
4,0	7,9

Por lo que, se determinó que el reflujo ideal sea de 3 y que el número de etapas ideales sean 9 incluido el calderín. En la Tabla 3.16, se presentan las dimensiones obtenidas del diámetro y altura total de la columna desetanizadora.

Tabla 3.16. Dimensiones obtenidas del diámetro, altura y relación H_T/D_C de la columna desetanizadora (CD-403)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Diámetro de la columna	D_C	2,8	m
Altura de la columna	H_T	10,0	m
Relación diámetro /altura	$\frac{H_T}{D_C}$	3,5	-

La relación altura/diámetro tuvo un valor de 3,5, lo que implica que el resultado está dentro de las relaciones aconsejadas de H_T/D_C que van desde 1,5 a 3,5 (Coulson y Richardson, 2005, p. 557)

El espaciamiento entre cada etapa y el grosor del plato perforado fue de 0,8 y 0,05 m, mientras que el diámetro de cada orificio y su espaciamiento tuvo un valor de 0,008 y 0,016 m respectivamente. Estos resultados están dentro de los rangos sugeridos por Coulson y Richardson (2005, pp. 557-558, 572-574).

En la Tabla 3.17, se presentan las dimensiones obtenidas en el diseño de la columna desetanizadora.

Tabla 3.17. Dimensiones obtenidas del diseño de la columna desetanizadora (CD-403)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Altura de la columna	H	10,0	m
Diámetro de la columna	D_C	2,8	m
Número mínimo de etapas	N_m	5,74	-
Reflujo mínimo	R_m	1,54	-
Reflujo ideal	R	3	-
Número de platos totales	N	9	-
Numero de platos sin el calderín	$N - 1$	8	-
Espaciamiento entre platos	$e_{separación}$	0,8	m
Espaciamiento inferior y superior	$e_{inf/sup}$	2	m
Diámetro corto del plato	D_{pc}	2,2	m
Grosor del plato	e_{plato}	0,05	m
Diámetro de los orificios	D_o	0,008	m
Espaciamiento entre los orificios	$e_{orificio}$	0,016	m

El esquema de la columna desetanizadora se presenta a continuación en la Figura 3.30. Las dimensiones del equipo se expresan en metros.

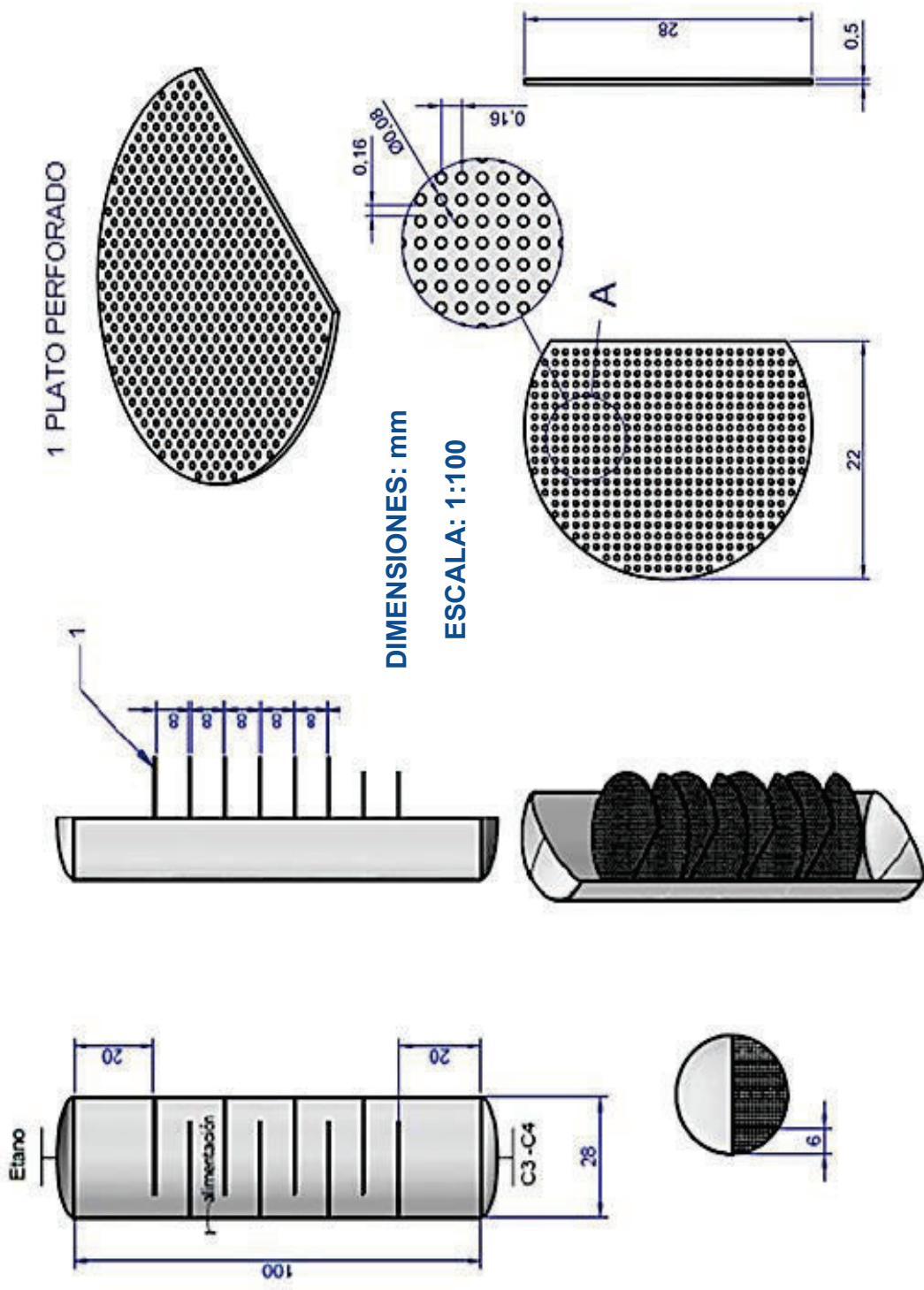


Figura 3.30. Dimensiones de la columna desetinizadora de platos (CD-403)

3.4.9. COLUMNA DESPROPANIZADORA (CD-404)

En la columna despropanizadora se separó el propano del butano, se consiguió un número de etapas mínimas (N_m) de 7,74 y una volatilidad relativa de 5,17 del C_3H_8 respecto al C_4H_{10} , estos parámetros fueron calculados con las Ecuaciones 2.11 y 2.12 respectivamente.

El reflujo mínimo (R_m) fue de 1,46, parámetro obtenido con la Ecuación 2.14. (Jiménez, 2003, p. 150).

Con la Ecuación 2.15 se determinó el número de etapas ideales (N) y se asumieron diferentes tamaños de reflujo ideal (R), como se puede ver en la Tabla 3.18.

Tabla 3.18. Número de etapas ideales obtenidas a partir de valores de reflujo ideales asumidas

Valor de reflujo ideal asumido (R)	Número de Etapas Ideales (N)
2,0	12,34
2,5	11,20
3,0	10,47
3,5	9,97
4,0	9,61

Por lo tanto, se estableció que el número de etapas ideales sea 10 incluido el calderín con un reflujo ideal de 3,5.

En la Tabla 3.19, se presentan las dimensiones obtenidas del diámetro y altura total de la columna despropanizadora.

La relación altura/diámetro tuvo un valor de 3,2 lo que implica que el resultado está dentro de las relaciones aconsejadas de H_T/D_C que van desde 1,5 a 3,5 (Coulson y Richardson, 2005, p. 557).

Tabla 3.19. Dimensiones obtenidas del diámetro, altura y relación H_T/D_C de la columna despropanizadora (CD-404)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Diámetro de la columna	D_C	3,3	m
Altura de la columna	H_T	10,7	m
Relación diámetro / altura	$\frac{H_T}{D_C}$	3,2	-

En la Tabla 3.20, se presentan las dimensiones obtenidas en el diseño de la columna despropanizadora.

Tabla 3.20. Dimensiones obtenidas del diseño de la columna despropanizadora (CD-404)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Altura de la columna	H	10,7	m
Diámetro de la columna	D_C	3,3	m
Número mínimo de etapas	N_m	7,4	-
Reflujo mínimo	R_m	1,46	-
Reflujo ideal	R	3,5	-
Número de platos totales	N	10	-
Numero de platos sin el calderín	$N-1$	9	-
Espaciamento entre platos	$e_{separación}$	0,78	m
Espaciamento inferior y superior	$e_{inf/sup}$	2	m
Diámetro corto del plato	D_{pc}	2,5	m
Grosor del plato	e_{plato}	0,05	m
Diámetro de los orificios	D_o	0,009	m
Espaciamento entre los orificios	$e_{orificio}$	0,018	m

El espaciamento entre cada etapa y el grosor del plato perforado fue de 0,78 y 0,05 m, mientras que el diámetro de cada orificio y su espaciamento tuvo un valor de 0,009 y 0,018 m respectivamente. Estos resultados están dentro de los rangos

sugeridos por Coulson y Richardson (2005, pp. 557-558 y 572-574).

El esquema de la columna despropanizadora se presenta a continuación en la Figura 3.31. Las dimensiones del equipo se expresan en metros.

3.4.10. COLUMNA DE REGENERACIÓN (CD-202)

En la columna de regeneración se recuperó la DEA junto con el agua, para ello se separó los gases amargos (dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno) y las trazas de hidrocarburos (pentano y hexano) de la corriente líquida, se obtuvo un número de etapas mínimas (N_m) de 7,1 y una volatilidad relativa de 6,25 del C_6H_{14} respecto a la solución de amina, estos parámetros fueron calculados con las Ecuaciones 2.11 y 2.12 respectivamente.

En la separación se estableció como componente clave liviano al hexano debido a que es el gas más pesado de los presentes (pentano, dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno) y por lo tanto, al fraccionar este compuesto de la amina y agua se asegura la división de los gases de la corriente líquida.

El reflujo mínimo (R_m) fue de 7.95, parámetro obtenido con la Ecuación 2.14 (Jiménez, 2003, p. 150).

Se asumieron diferentes valores de reflujo total (R) y se determinó con la Ecuación 2.15 el número de etapas ideales (N), como se observa en la Tabla 3.21.

Se determinó que el reflujo ideal sea de 11 y que el número de etapas ideales sea 12 incluido el calderín.

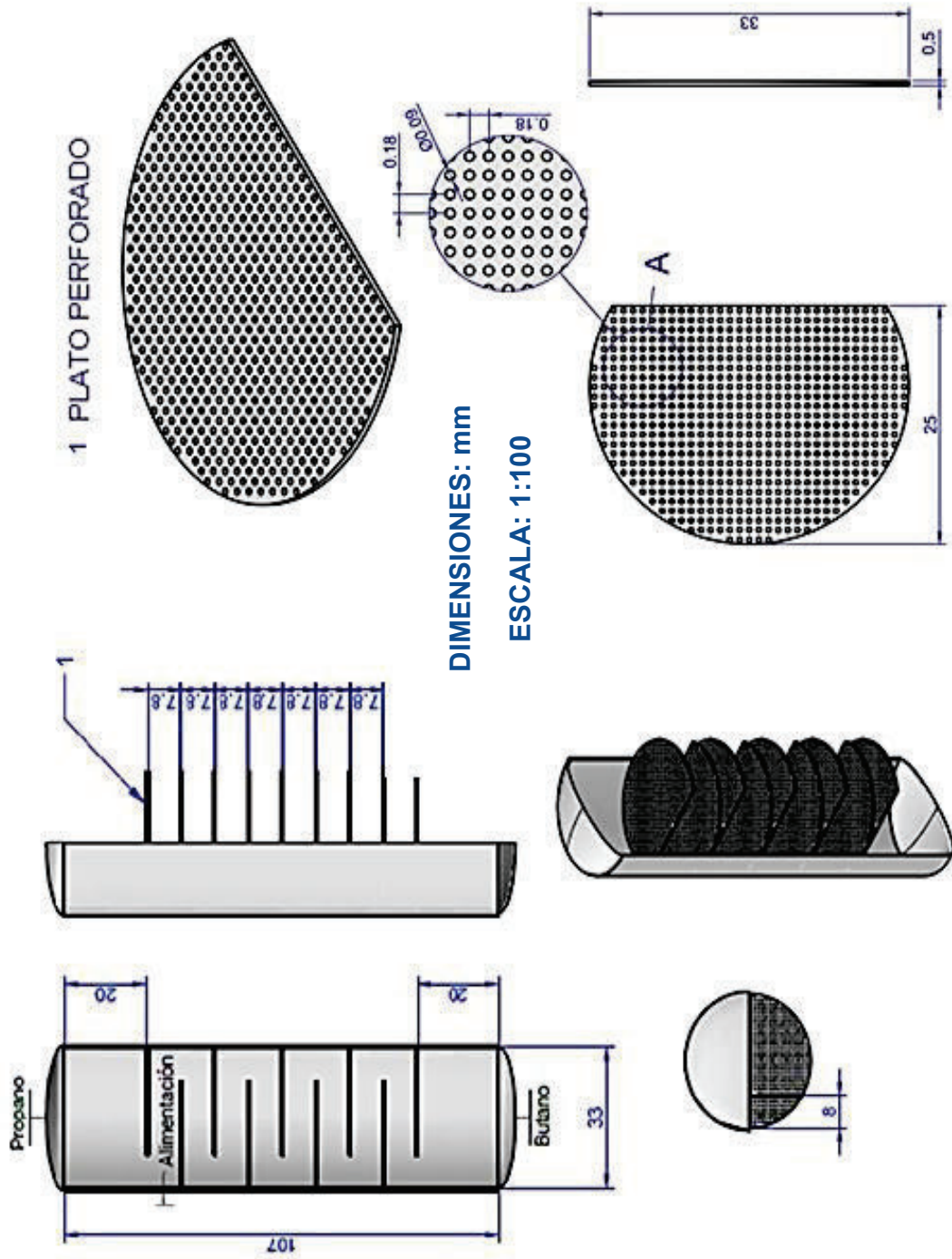


Figura 3.31. Dimensiones de la columna despropanizadora de platos (CD-404)

Tabla 3.21. Número de etapas ideales obtenidas a partir de valores de reflujo ideales asumidas

Valor de reflujo ideal asumido (R)	Número de Etapas Ideales (N)
10,0	14,21
10,5	13,89
11,0	12,16
11,5	11,60
12,0	11,14

En la Tabla 3.22, se presentan las dimensiones obtenidas del diámetro y altura total de la columna de regeneración.

Tabla 3.22. Dimensiones obtenidas del diámetro, altura y relación H_T/D_C de la columna de regeneración (CD-202)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Diámetro de la columna	D_C	5,10	m
Altura de la columna	H_T	12,25	m
Relación diámetro / altura	$\frac{H_T}{D_C}$	2,45	-

La relación altura/diámetro tuvo un valor de 3,45, lo que implica que el resultado está dentro de las relaciones aconsejadas de H_T/D_C que van desde 1,5 a 3,5 (Coulson y Richardson, 2005, p. 557).

El espaciamiento entre cada etapa y el grosor del plato perforado fue de 0,77 y 0,05 m, mientras que el diámetro de cada orificio y su espaciamiento tuvo un valor de 0,012 y 0,025 m respectivamente.

Estos resultados están dentro de los rangos sugeridos por (Coulson y Richardson, 2005, pp. 557-558, 572-574).

El esquema de la columna de regeneración se presenta en la Figura 3.32. Las dimensiones del equipo se expresan en metros.

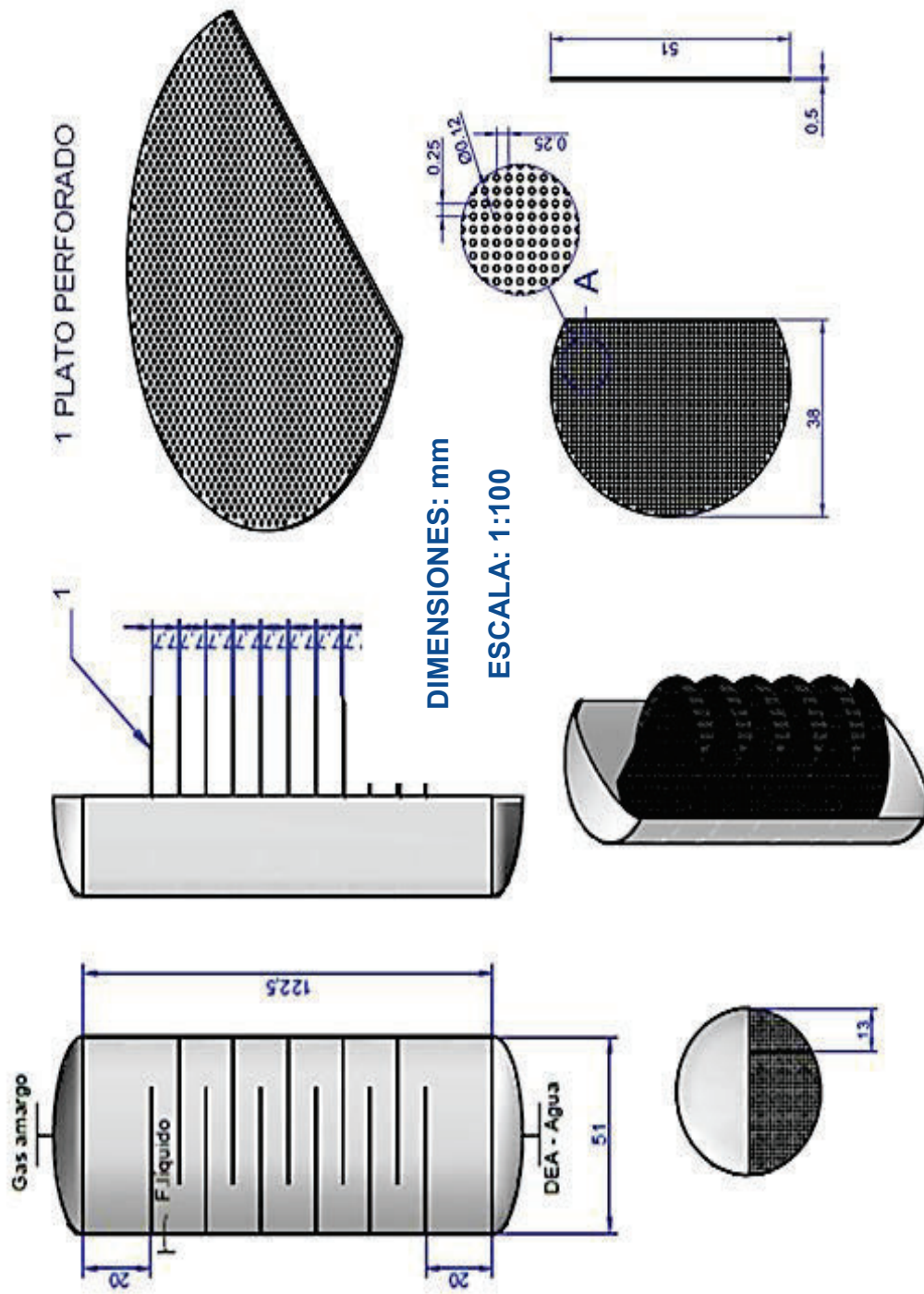


Figura 3.32. Dimensiones de la columna de regeneración de platos (CD-202)

En la Tabla 3.23, se presentan las dimensiones obtenidas en el diseño de la columna destilación de regeneración de la solución de amina.

Tabla 3.23. Dimensiones obtenidas de la columna de regeneración (CD-202)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Altura de la columna	H	12,25	m
Diámetro de la columna	D_C	5,1	m
Número mínimo de etapas	N_m	7,1	-
Reflujo mínimo	R_m	7,95	-
Reflujo ideal	R	11	-
Número de platos totales	N	12	-
Numero de platos sin el calderín	$N-1$	11	-
Espaciamiento entre platos	$e_{separación}$	0,77	m
Espaciamiento inferior y superior	$e_{inf/sup}$	2	m
Diámetro corto del plato	D_{pc}	3,8	m
Grosor del plato	e_{plato}	0,05	m
Diámetro de los orificios	D_o	0,012	m
Espaciamiento entre los orificios	$e_{orificio}$	0,025	m

3.4.11. COLUMNA DESPENTANIZADORA (CD-406)

En la columna despentanizadora se separó el pentano del hexano y heptano, se consiguió un número de etapas mínimas (N_m) de 8,7 y una volatilidad relativa de 3,10 del C_5H_{12} respecto al C_6H_{14} , estos parámetros fueron calculados con las Ecuaciones 2.11 y 2.12 respectivamente. El reflujo mínimo (R_m) fue de 1,20, parámetro obtenido con la Ecuación 2.14 (Jiménez, 2003, p. 150).

Con la Ecuación 2.15 se determinó el número de etapas ideales (N) y se asumió diferentes tamaños de reflujo ideal (R), como se puede ver en la Tabla 3.24.

Tabla 3.24. Número de etapas ideales obtenidas a partir de valores de reflujo ideales asumidas

Valor de reflujo ideal asumido (R)	Número de Etapas Ideales (N)
2,5	13,51
3,0	12,24
3,5	11,14
4,0	10,81

Por lo tanto, se estableció que el número de etapas ideales sea 11 incluido el calderín con un reflujo ideal de 3,5. En la Tabla 3.25, se presentan las dimensiones obtenidas del diámetro y altura total de la columna despentanizadora.

Tabla 3.25. Dimensiones obtenidas del diámetro, altura y relación H_T/D_C de la columna despentanizadora (CD-406)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Díámetro de la columna	D_C	4,9	m
Altura de la columna	H_T	11,7	m
Relación diámetro / altura	$\frac{H_T}{D_C}$	2,4	-

La relación altura/diámetro tuvo un valor de 2,4, lo que implica que el resultado está dentro de las relaciones aconsejadas de H_T/D_C que van desde 1,5 a 3,5 (Coulson y Richardson, 2005, p. 557).

El espaciamiento entre cada etapa y el grosor del plato perforado fue de 0,8 y 0,05 m, mientras que el diámetro de cada orificio y su espaciamiento tuvo un valor de 0,012 y 0,025 m respectivamente. Estos resultados están dentro de los rangos sugeridos por Coulson y Richardson (2005, pp. 557-558 y 572-574).

En la Tabla 3.26, se presentan las dimensiones obtenidas en el diseño de la columna despentanizadora.

Tabla 3.26. Dimensiones obtenidas del diseño de la columna despentanizadora (CD-406)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Altura de la columna	H	11,7	m
Diámetro de la columna	D_C	4,9	m
Número mínimo de etapas	N_m	8,7	-
Reflujo mínimo	R_m	1,2	-
Reflujo ideal	R	3,5	-
Número de platos totales	N	11	-
Numero de platos sin el calderín	$N - 1$	10	-
Espaciamiento entre platos	$e_{separación}$	0,8	m
Espaciamiento inferior y superior	$e_{inf/sup}$	2	m
Diámetro corto del plato	D_{pc}	3,7	m
Grosor del plato	e_{plato}	0,05	m
Diámetro de los orificios	Do	0,012	m
Espaciamiento entre los orificios	$e_{orificio}$	0,025	m

El esquema de la columna despentanizadora se muestra en la Figura 3.33. Las dimensiones del equipo se expresan en metros.

Los resultados obtenidos del diseño propuesto para la planta de tratamiento de gas natural cumplen los requerimientos planteados al inicio del diseño, como disminuir la cantidad sulfuro de hidrógeno (H_2S) de 15,60 a 0,75 mg/m^3 y de dióxido de carbono (CO_2) de 5,5 a 0,34% en las corrientes de los hidrocarburos, con la finalidad de que estos valores puedan estar dentro del rango de aceptación establecido por la norma INEN 2 489 que exige un máximo valor de sulfuro de hidrógeno de 6,1 mg/m^3 y del 3% para el dióxido de carbono (INEN, 2009, p. 6).

De igual manera se redujo la cantidad de agua (H_2O) de 591,3 a 28,4 mg/m^3 debido a que el máximo valor establecido por la norma INEN 2 489 exige un valor máximo de agua de 65,0 mg/m^3 (INEN, 2009, p. 6).

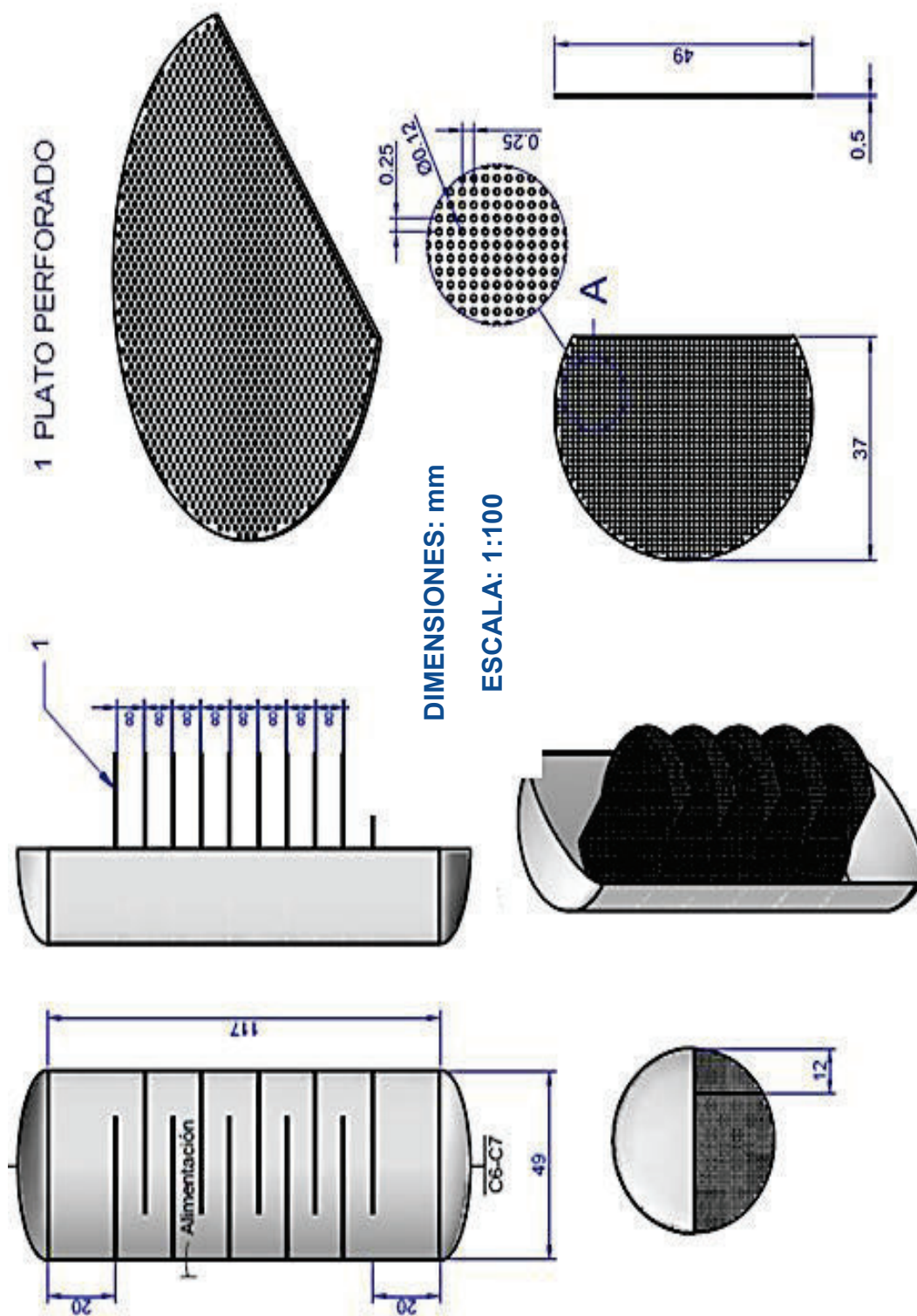


Figura 3.33. Dimensiones de columna despentanizadora de platos (CD-406)

Después de disminuir las concentraciones de sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono y agua de la corriente de gas natural, se separaron los hidrocarburos con la finalidad de obtener el metano, etano, propano, butano, pentano y hexano por separado para posteriormente utilizarlos en la industria. Los resultados de las dimensiones de los equipos se adecúan a los existentes en las plantas de tratamiento en funcionamiento, además estos resultados serán validados mediante la simulación de los equipos en el programa Chemcad 6.0 para su completa verificación.

3.5. DISEÑO DE LOS EQUIPOS DE LA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ETILENO A PARTIR DE ETANO

A continuación se muestran los resultados de cada equipo utilizado en la planta de producción de etileno a partir de etano en el diseño propuesto, se especificaron los parámetros iniciales para cada equipo y se reportaron los valores calculados en el diseño de cada uno.

3.5.1. HORNO TUBULAR (H-101 Y H-102)

En el horno tubular se lleva a cabo el craqueo térmico de etano para obtener etileno como producto primario. Sin embargo, la obtención de etileno generalmente se ha realizado a través de la pirólisis de nafta, aunque su rendimiento en etileno (30%) es mucho menor al conseguido con el etano (80%) (López, Bódalo y Villora, 2005, p. 49).

Wuithier (1973) recomienda valores para las variables operatorias más importantes (presión y temperatura) de acuerdo al tipo de proceso y fin perseguido, es así que en el craqueo térmico de etano para la obtención de etileno se establece rangos entre 800 – 850 °C y 0,2 a 2 atm (p. 700).

De acuerdo a esto, se estableció una temperatura de 825°C y la presión de 1 atm para llevar a cabo el proceso de craqueo térmico, tomando en cuenta que las temperaturas altas favorecen la deshidrogenación del etano, que es la reacción principal que sucede en este proceso (Wuithier, 1973, p. 700).

La relación molar de hidrocarburo/vapor de agua se asumió de 3:1, debido a que se encuentra dentro de los valores óptimos recomendados por González (2010) para el craqueo de etano (p. 5).

El vapor de agua se alimenta junto con el etano con el fin de disminuir las presiones parciales de los hidrocarburos y favorecer la selectividad de la reacción hacia los productos olefínicos, que en este caso es el etileno.

Otro criterio que se consideró fue la relación estequiométrica aire/combustible, que según Suárez (2013) para el diesel le corresponde un valor de 14,1:1 (p. 35). Este valor se tomó para calcular las cantidades de aire y diesel necesarios para desarrollar la combustión.

En la Tabla 3.27, se presenta un resumen de lo que sucede con la combustión de diésel, en donde se consideró un 20% de exceso de aire para generar una combustión completa y evitar la formación de monóxido de carbono (CO) en los humos que salen del horno (Baukal, 2001, p. 6).

La presencia del monóxido de carbono en los gases de combustión reduciría considerablemente la cantidad de calor desarrollada en la combustión y se necesitaría aumentar la cantidad de combustible, lo que en definitiva disminuiría el rendimiento, más de lo que lo haría un exceso de aire ligeramente más elevado.

Como se puede observar en la Tabla 3.27, las presiones parciales de CO₂, H₂O, O₂ y N₂ que conforman los gases de combustión son 0,105, 0,138, 0,032, 0,725 respectivamente. Estos datos son necesarios para calcular posteriormente el producto pl, dato que se utiliza en la determinación del factor de emisión de la llama mediante la Figura 3.35 (Baukal, 2001, p. 12).

Tabla 3.27. Composición de los gases de combustión

Componentes	Volumen (%)	O ₂ para la combustión	Composición de los humos				Componentes
			CO ₂	H ₂ O	O ₂	N ₂	
$C_{12}H_{26}$	4,22	78,07	50,64	54,86	-	-	$C_{12}H_{26}$
$C_{13}H_{28}$	16,9	338,00	219,70	236,60	-	-	$C_{13}H_{28}$
$C_{14}H_{30}$	18,31	393,67	256,34	274,65	-	-	$C_{14}H_{30}$
$C_{15}H_{32}$	16,9	388,70	253,50	270,40	-	-	$C_{15}H_{32}$
$C_{16}H_{34}$	14,08	344,96	225,28	239,36	-	-	$C_{16}H_{34}$
$C_{17}H_{36}$	11,27	293,02	191,59	202,86	-	-	$C_{17}H_{36}$
$C_{18}H_{38}$	8,45	232,38	152,10	160,55	-	-	$C_{18}H_{38}$
$C_{19}H_{40}$	7,04	204,16	133,76	140,80	-	-	$C_{19}H_{40}$
$C_{20}H_{42}$	2,83	86,32	56,60	59,43	-	-	$C_{20}H_{42}$
	-	-	-	388,00	471,85	10650,40	Aire
Total	100	2 359,27	1 539,51	2 027,51	471,85	10650,40	Total
O₂ en el exceso de aire		471,85	10,5	13,8	3,2	72,5	% de volumen o presión parcial
O₂ en el aire de combustión		2 831,12					
N₂ en el aire de combustión		10 650,40					
Aire de combustión		13 481,51	14 689,27				Volumen de los humos

3.5.1.1. Cámara de radiación o combustión

La eficiencia térmica que se consideró es del 75% porque es la más usual para un horno, esto implica que de la cantidad de calor cedido (25 060 976 kcal/h) solo una fracción de 0,75 corresponde a la cantidad de calor absorbido (18 795 732 kcal/h). Mientras que, el 25% corresponde a las pérdidas de temperatura de los gases de combustión que se reparten entre pérdidas por las paredes en la zona

de radiación, pérdidas por las paredes en la zona de convección y pérdidas en los gases de combustión a la salida de la zona de convección (Baukal, 2001, p. 5).

- Temperatura de la superficie exterior de los tubos

Para establecer la temperatura de la superficie exterior de los tubos (850 °C), se tomó el criterio recomendado en bibliografía que es de 25 °C por encima de la temperatura de salida del fluido (825 °C), debido a que los tubos están expuestos directamente a la llama y reciben el calor por medio del mecanismo de radiación a través de los gases de combustión.

- Temperatura de los gases

Inicialmente se asumió un valor de 1 000 °C para la temperatura de los gases y este debe converger con el valor obtenido de la Figura 3.34. Para esto, es necesario conocer la temperatura exterior de los tubos (T_A) que es 850 °C y Q/F_A que es igual a 243 310 Kcal/hm². El trazo en color azul representa el ejemplo de cálculo para el diseño del horno.

En la Tabla 3.28, se presentan los valores asumidos y calculados para la temperatura de los gases (T_g).

Tabla 3.28. Valores asumidos y calculados para la temperatura de los gases

Temperatura asumida (°C)	Temperatura calculada (°C)	ΔT (°C)
1000	1113	113
1113	1169	56
1169	1195	26
1195	1198	3
1198	1199	1

Se puede ver en la Tabla 3.28, que se realizaron 5 iteraciones hasta conseguir una diferencia de 1 °C entre las temperaturas asumida y calculada porque es el

valor que asegura la convergencia entre la temperatura asumida y la calculada para los gases. Por lo que se concluye que la temperatura de los gases es 1190 °C (1463 K).

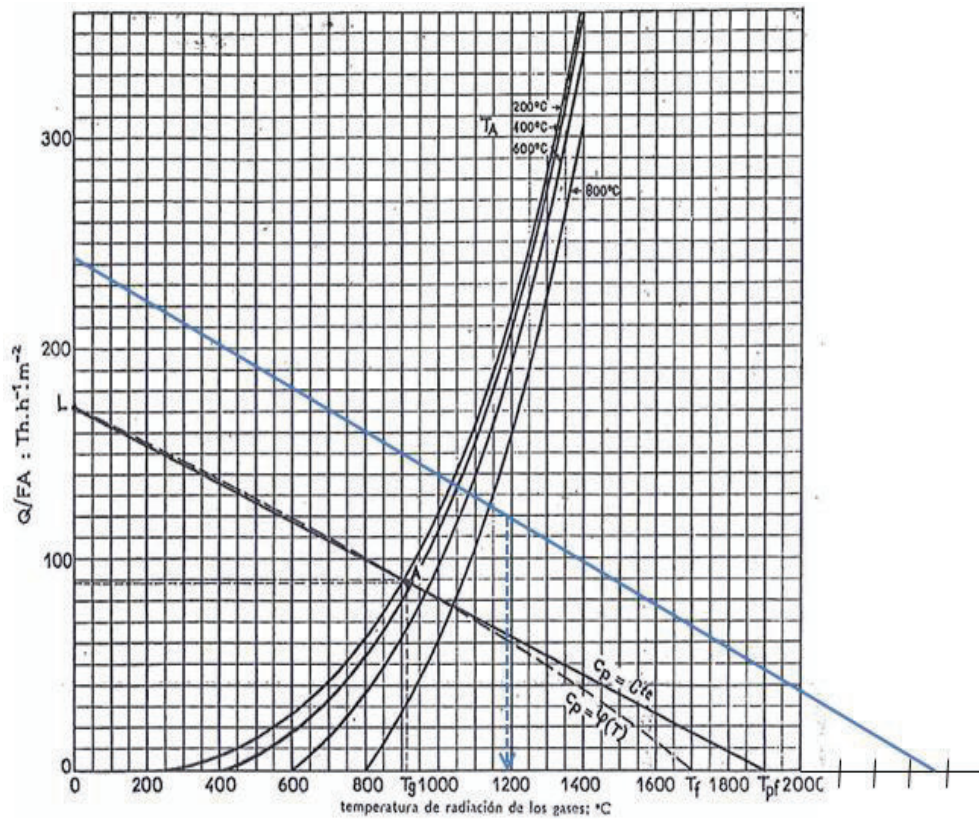


Figura 3.34. Determinación gráfica del calor absorbido por radiación
(Wuithier, 1973, p. 1161)

- Factor de emisión de la llama

El factor de emisión de la llama se determinó a partir de la Figura 3.35, para lo cual se debe conocer el producto pl , la temperatura de la superficie exterior de los tubos y la temperatura de los gases. El trazo en color azul representa el ejemplo de cálculo para el diseño del horno.

El producto pl corresponde a 3,82 la temperatura de la pared de los tubos 850°C y la temperatura de los gases 1190°C , por lo tanto ϵ_f es 0,48.

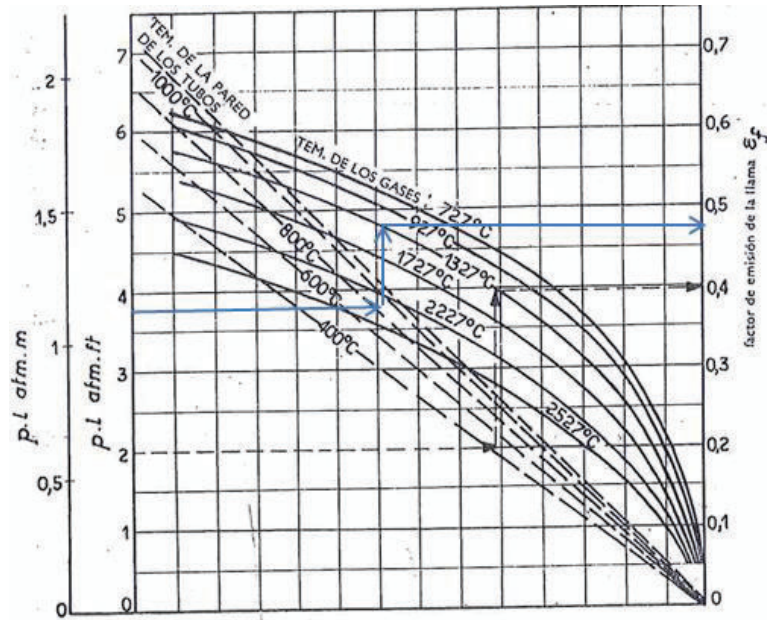


Figura 3.35. Factor de emisión de la llama
(Wuithier, 1973, p. 1164)

- Temperatura de seudollama

La temperatura de seudollama se determinó con la Ecuación AVII.8 y le corresponde un valor igual a 2 360,44 °C. Este parámetro representa la temperatura teórica máxima de los productos de la combustión, en el caso de que el calor específico fuera constante e igual a su valor medio entre 0°C y T_g . Sin embargo, esto no ocurre realmente, ya que el calor específico aumenta con la temperatura.

A partir de la Figura 3.34, se determinó la temperatura real de los gases, para lo cual se debe conocer Q/FA , la temperatura de seudollama (T_{pf}) y la temperatura de la superficie de los tubos (T_A). La relación Q/FA es igual a 243 310 kcal/hm², la cual depende del calor absorbido por radiación y el coeficiente global de intercambio.

La temperatura de los gases es de 1 199 °C, valor obtenido mediante la gráfica mostrada en la Figura 3.34.

- Calor liberado en el horno y absorbida por los tubos

El calor liberado en el horno y absorbido por los tubos es del 49%, fue obtenido mediante la Ecuación AVII.9. Este valor permitió calcular la cantidad de calor absorbida por radiación y le corresponde un valor de 12 279 878,24 kcal/h.

- Tasa de transferencia por radiación

La tasa de transferencia por radiación calculada es de 33 326 kcal/hm², lo cual concuerda con lo sugerido por Wuithier (1973) que indica que la tasa de transferencia para el craqueo térmico está en un rango de 20 000 a 35 000 kcal/hm² como máximo.

Esta es otra razón para indicar que el diseño del horno es el adecuado, ya que la tasa de transferencia por radiación varía según el tipo de horno, su naturaleza, la temperatura, la velocidad de circulación del fluido por los tubos y el servicio.

En la Tabla 3.29 se muestran las dimensiones de la cámara de combustión.

Tabla 3.29. Dimensiones de la cámara de combustión

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Altura	h	6,2	m
Base mayor	B	4,0	m
Base menor	b	1,8	m
Largo	L	15,0	m
Número de tubos	N_t	56	-
Disposición de los tubos horizontales	-	Triangular equilátero	-
Diámetro externo de los tubos	D_e	0,14	m
Diámetro interno de los tubos	D_i	0,126	m
Espesor de los tubos	e	7	mm
Distancia entre centro y centro (Entre-eje)	C	0,216	m

Con base en los resultados de la Tabla 3.29, se puede determinar la relación entre las dimensiones del horno correspondientes a ancho-altura-largo $4,0 \times 6,2 \times 15,0$ lo cual permite concluir que el horno presenta un dimensionamiento adecuado, debido a que la relación de ancho-altura-largo está de acuerdo a lo recomendado por Wuithier (1973), que indicó que esta relación es de $1 \times 2 \times 4$ para hornos de cabina y depende de la forma y dimensiones del mismo, tal como se muestra en la Tabla AVII.5 (p.1165).

3.5.1.2.Cámara de convección

Se admitió un 1% de pérdidas en la zona de radiación, por lo que el calor disponible en la cámara de convección es del 50% y con ayuda de la Figura AVII. 1, se determinó la temperatura de los gases de combustión a la entrada de esta zona y es igual a $950\text{ }^{\circ}\text{C}$ (Wuithier, 1973, p. 1178).

La temperatura de salida de los gases de combustión de la cámara de convección fue de $385\text{ }^{\circ}\text{C}$, esto se explica ya que los gases de combustión transfieren el calor necesario para calentar el fluido que se transporta por los tubos haciendo que su temperatura disminuya a medida que tiene lugar el proceso de craqueo térmico.

La cantidad de calor transmitida por convección se calculó de la diferencia entre el calor total absorbido y el calor absorbido por radiación con un valor de $6\ 515\ 853,75\text{ kcal/h}$, pues los únicos mecanismos de transferencia de calor presentes en este proceso son la radiación y convección.

El coeficiente global de película por el lado de los gases de combustión fue de $35\text{ kcal/hm}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$, el cual se determinó mediante la Ecuación 2.34.

Este parámetro incluye el cálculo de coeficientes como el de convección puro (h_c) $18,06\text{ kcal/hm}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$, de radiación de los gases (h_{rg}) $12,70\text{ kcal/hm}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$ y de radiación de los muros (h_m) $262,00\text{ kcal/hm}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Se asumió el número de tubos así como el número de filas y el número de tubos en cada fila.

Este valor se confirmó con el cálculo de la superficie necesaria para la convección mediante la Ecuación AVII. 18, que tuvo un valor de $553,39 \text{ m}^2$, el cual permitió determinar el número de filas hasta que sea igual al valor asumido. Por lo tanto, se confirmó que la estimación de 10 filas de 8 tubos en cada fila fue correcta.

Se consideró el mismo valor que en la cámara de combustión para el diámetro y largo de los tubos en la zona de convección dando un total de 80 tubos distribuidos en forma de cuadrado equilátero, datos que se encuentran registrados en la Tabla 3.30.

En la Figura 3.36, se muestra el esquema del horno tubular con los respectivos detalles de la cámara de combustión y convección.

Las dimensiones de la zona de convección se presentan en la Tabla 3.30.

Tabla 3.30. Dimensiones de la cámara de convección

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Altura	h	2,2	m
Ancho	b	1,8	m
Largo	L	15,0	m
Número de tubos horizontales	N_t	80	-
Número de filas de tubos	N_f	10	-
Número de tubos en cada fila	N_{tcf}	8	-
Disposición de los tubos horizontales	-	Cuadrado equilátero	-
Diámetro externo de los tubos	D_e	0,14	m
Diámetro interno de los tubos	D_i	0,126	m
Espesor de los tubos	e	7	mm
Distancia entre centro y centro (Entre-eje)	C	0,216	m

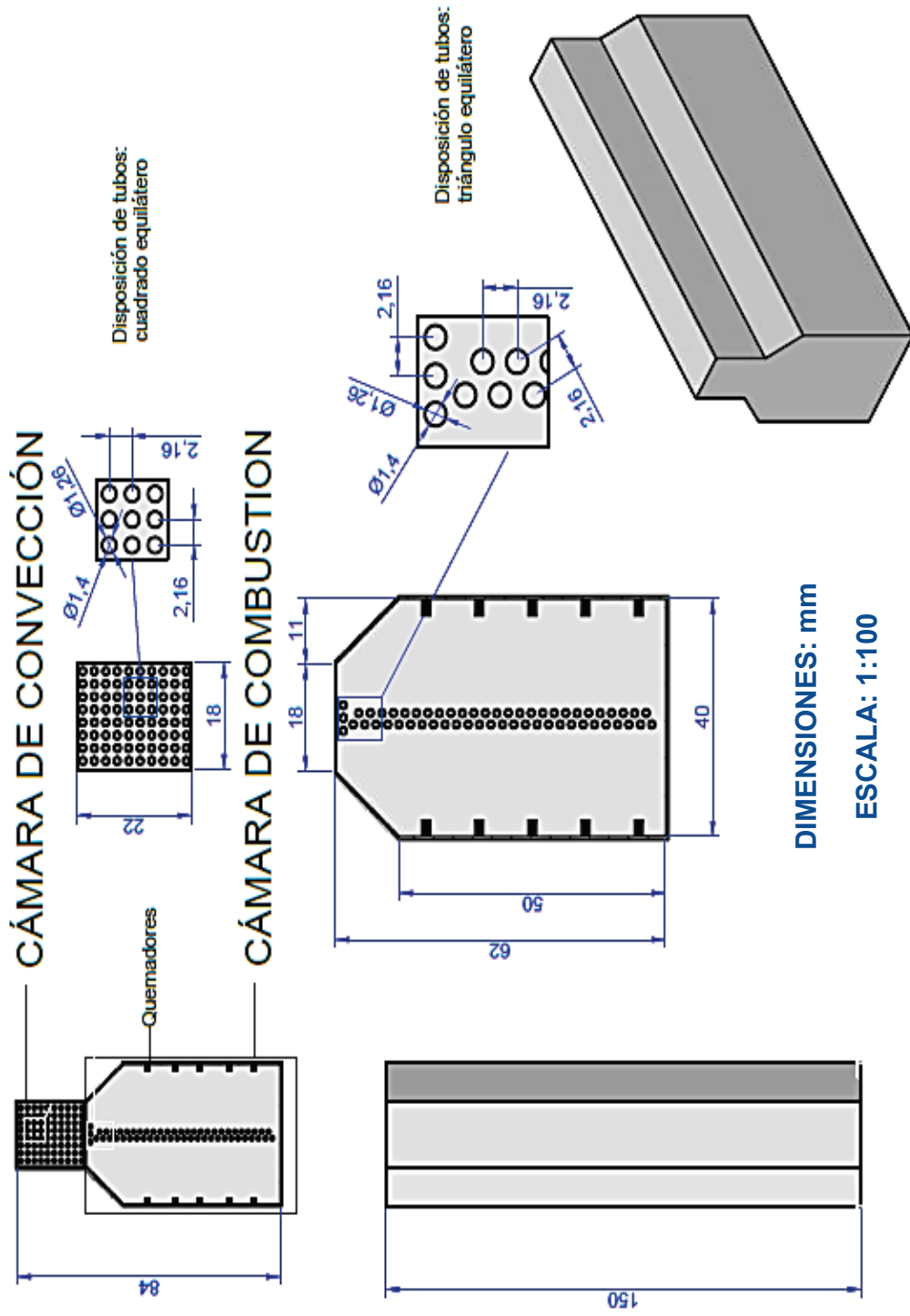


Figura 3.36. Dimensiones del horno tubular para el craqueo térmico (H-101/H-102)

3.5.2. INTERCAMBIADOR 4 (E-103 y E-104)

Con el fin de prevenir pérdidas de producto por reacciones secundarias que se pudieran seguir dando en el horno tubular, el efluente de craqueo térmico se enfría rápidamente.

El esquema del intercambiador de tubos y coraza se presenta en la Figura 3.37. Las dimensiones del equipo se expresan en metros.

En la Tabla 3.31 se muestran las dimensiones del intercambiador 4.

Tabla 3.31. Especificaciones del intercambiador de calor 4 (E-103/E-104)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Longitud de los tubos	L_t	5,0	m
Diámetro externo de los tubos	D_e	0,09	m
Diámetro interno de los tubos	D_i	0,08	m
Número de tubos	N_t	255	-
Disposición de los tubos	-	Triangular	-
Número de filas	N_f	15	-
Número de tubos en cada fila	N_{tcf}	17	-
Diámetro de la coraza	D_C	1,9	m

3.5.3. SEPARADOR VAPOR – LÍQUIDO VERTICAL (S-201 y S-202)

En cuanto a las condiciones de operación de este separador, se establecieron valores adecuados de presión y temperatura (0,98 atm y 358 K), para conseguir que el agua permanezca como líquido y pueda ser separado de la corriente de gases de craqueo.

En el dimensionamiento del separador vapor – líquido se utilizaron las

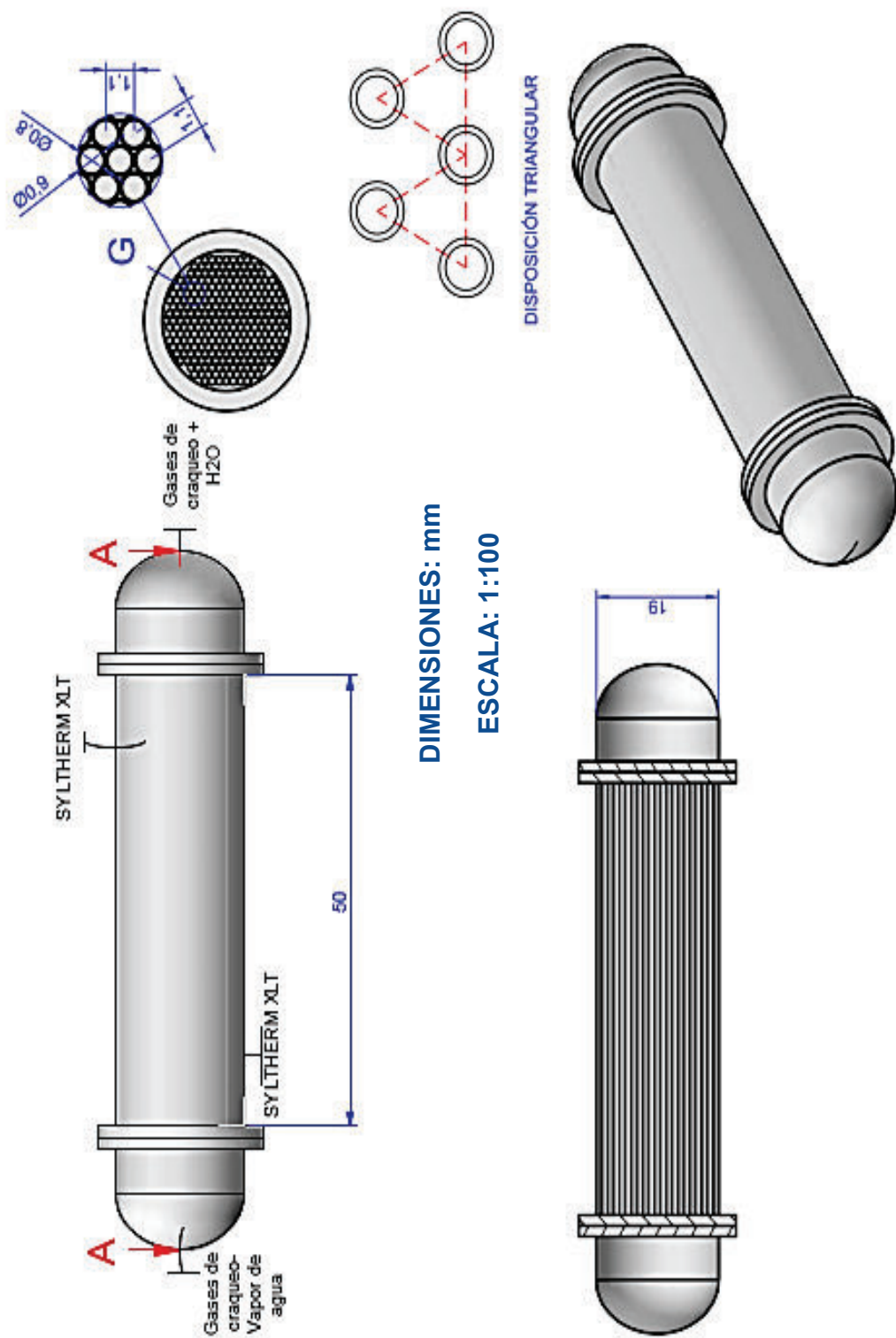


Figura 3.37. Dimensiones del intercambiador de calor 4 de tubos y coraza (E-103/E-104)

proporciones en función del diámetro (D_v) del equipo, tal como se muestra en la Figura 1.12. De esta manera, se determinó la altura total del recipiente.

El nivel del líquido calculado es igual a 0,5 m, tal como se observa en la Tabla 3.31. Este valor refleja que la cantidad de agua presente en la corriente que se alimenta al separador es menor que en el primero, pues su composición en masa a la entrada es apenas del 16,38%. Cabe mencionar que se consideró una eficiencia del 99%, lo que implica que del porcentaje antes mencionado solo el 1% del agua sale del equipo por la parte superior con los gases de craqueo (Coulson y Richardson, 2005, p. 460).

En la Tabla 3.32, se presentan las dimensiones del separador vapor – líquido que forma parte de la planta de producción de etileno.

Tabla 3.32. Dimensiones del separador vapor – líquido

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Diámetro	D_v	4,3	m
Altura total	L_s	8,3	m
Nivel del líquido	h_v	0,5	m
Longitud entre la entrada de la alimentación y el nivel del líquido en el separador	L_1	2,1	m
Longitud entre la entrada de la alimentación y el extractor de niebla	L_2	4,3	m
Longitud entre el extractor de niebla y la salida del vapor	L_3	1,4	m

El esquema del separador vapor – líquido se presenta en la Figura 3.38. Las dimensiones del equipo se expresan en metros.

3.5.4. COMPRESOR CENTRÍFUGO (C-203 y C-204)

Con el fin de obtener las condiciones de presión y temperatura adecuadas en el flujo de gases para efectuar la separación de sus componentes por destilación, se

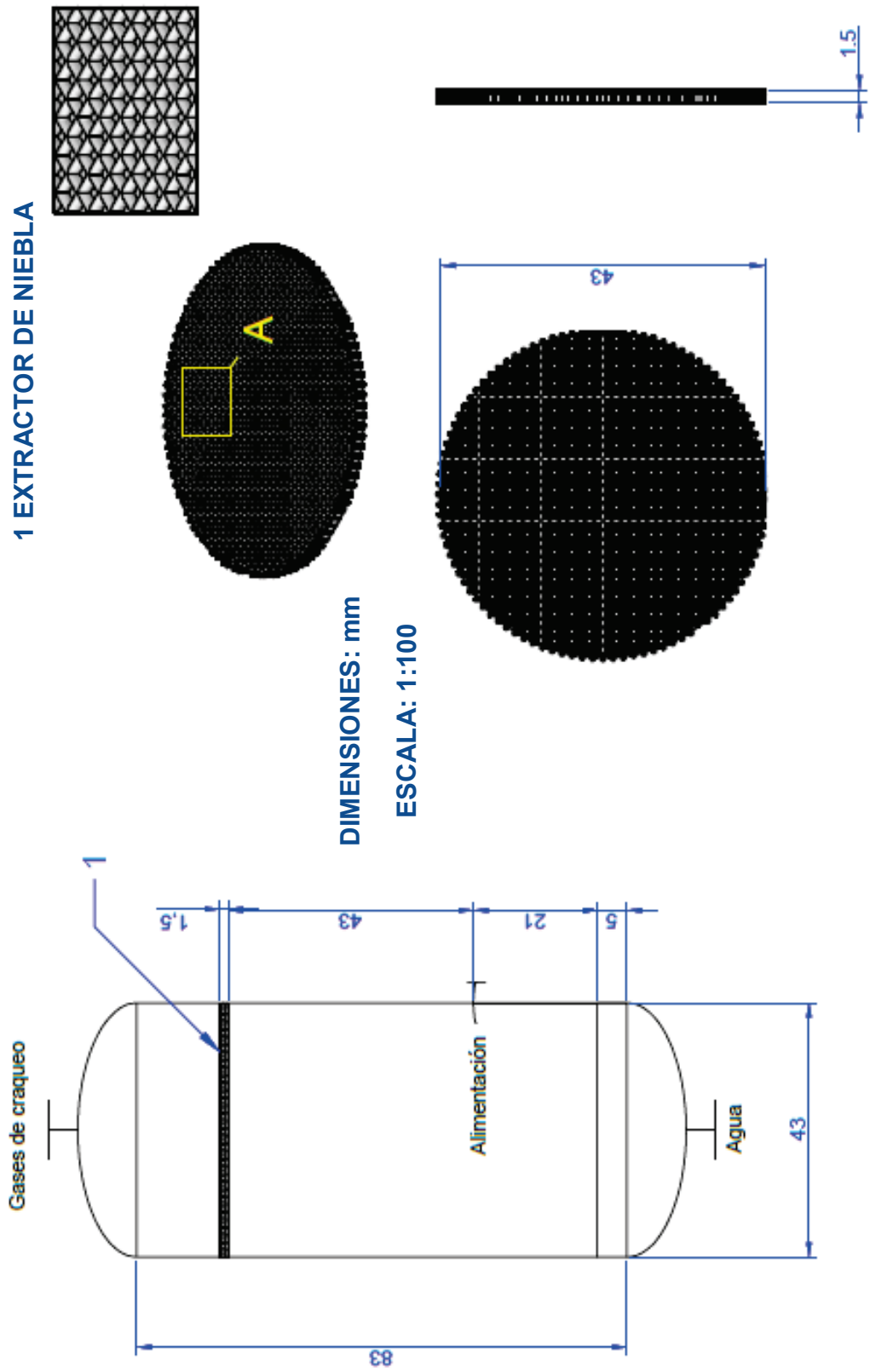


Figura 3.38. Dimensiones del separador vapor – líquido (S-201/S202)

comprimió la corriente de gases de craqueo hasta 38,50 atm.

Se seleccionó el tipo de compresor centrífugo y para esto se utilizó el método gráfico que relaciona el flujo de entrada de gas (31 510,65 ft³/min) con la presión de descarga (38,5 atm = 566 psia). En la Figura AVIII.1 se presenta el esquema respectivo. En el dimensionamiento del compresor centrífugo, normalmente se aplica el método politrópico, pues describe la trayectoria de compresión usado como base de referencia a fin de calcular la carga o cabezal, la potencia y la temperatura de descarga (Greene, 2001, p. 17).

- Carga politrópica

La carga requerida del compresor fue de 57 296,26 m y se determinó a través de la Ecuación 2.35. Para su cálculo fue necesaria la determinación de parámetros adicionales como el factor de compresibilidad (z), el exponente adiabático (k), el exponente politrópico (n) y la eficiencia. No se conoce el valor de temperatura de salida, pues en el compresor se desarrolla una expansión y la temperatura varía con respecto a la de entrada (85 °C). Por lo que se asumió el factor de compresibilidad igual a 1, ya que este parámetro se calcula en las condiciones de entrada y salida, sin embargo resulta una buena aproximación del comportamiento del gas.

El exponente adiabático relaciona las capacidades caloríficas del gas como son la capacidad calorífica a presión constante (C_p) y la capacidad calorífica a volumen constante (C_v). Este valor fue de 1,22, el cual se calculó con la Ecuación AVIII.2 a la temperatura de succión (358 K). El exponente politrópico depende del exponente adiabático y la eficiencia del compresor, por lo tanto se obtuvo un valor de 1,32 calculado con la Ecuación AVIII.3.

- Eficiencia

Se fijó el valor de la eficiencia (η_{poli}), mediante el gráfico mostrado en la Figura 3.39, en donde se presentan valores aproximados de eficiencia para compresores

centrífugos y de flujo axial.

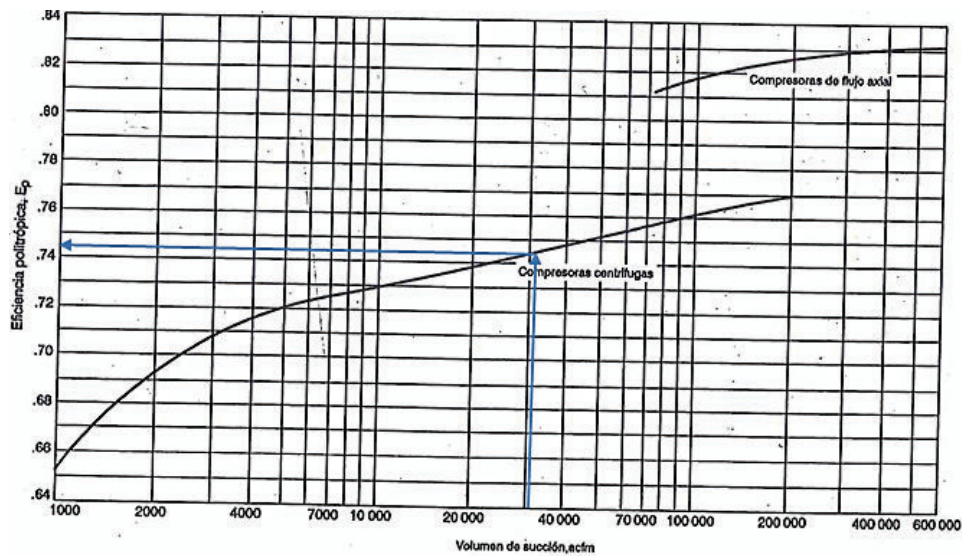


Figura 3.39. Eficiencias politrópicas para los compresores centrífugos y de flujo axial
 *(acfm = ft³/min)
 (Branan, 2005, p. 115)

De acuerdo a la Figura 3.39, la eficiencia politrópica que corresponde es del 74,5% a partir de un volumen de succión de 31 510,65 ft³/min (14,87 m³/s). La eficiencia determinada es aceptable para este equipo, por lo cual se tomó como válida para el resto de cálculos.

- Potencia del compresor

Conocidos los valores de carga politrópica y eficiencia, se determinó la potencia del compresor en 7 630,45 kW (10 233 HP) mediante la Ecuación 2.36. Se observó, que el flujo másico que maneja el compresor también influye en el cálculo de la potencia, pues al aumentar la una aumenta la otra y viceversa. Esto serviría en el caso de que la potencia sea demasiado grande y fuera necesario repartirla en varios compresores.

- Temperatura de descarga

Con la Ecuación 2.37, se determinó la temperatura de descarga que tuvo un valor

de 874 K, esta depende del sistema de compresión.

Es importante tomar en cuenta el aumento de temperatura durante la compresión, a pesar que Branán (2005) afirma que el compresor centrífugo usual se enfría internamente de ahí que sigue una trayectoria politrópica (p. 117).

Además, una temperatura alta durante la compresión del gas conducirá por un lado al ensuciamiento del compresor y por otro a problemas con los materiales de construcción a altas temperaturas o el riesgo con los gases calientes de descarga.

Las dimensiones principales del compresor que se establecieron fueron el largo de 3,2 m, la altura de 2,6 m y el ancho de 1,8 m. Para lo cual se empleó el catálogo que se muestra en la Figura AVIII.2 y cumple con las especificaciones requeridas.

3.5.5. INTERCAMBIADOR 5 (E-205 y E-206)

En esta parte, es importante el enfriamiento de la corriente proveniente del compresor con la finalidad de lograr una adecuada temperatura de entrada a la etapa de destilación.

En la Tabla 3.33, se muestran las dimensiones del intercambiador 5 de tubos y coraza (E-205/E-206).

Tabla 3.33. Especificaciones del intercambiador de calor 5 (E-205/E-206)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Longitud de los tubos	L_t	5,0	m
Diámetro externo de los tubos	D_e	0,09	m
Diámetro interno de los tubos	D_i	0,08	m
Número de tubos	N_t	224	-
Disposición de los tubos	-	Triangular	-

Tabla 3.33. Especificaciones del intercambiador de calor 5 (E-205/E-206)
(continuación...)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Número de filas	N_f	14	-
Número de tubos en cada fila	N_{tef}	16	-
Diámetro de la coraza	D_C	1,8	m

El esquema del intercambiador de tubos y coraza se presenta en la Figura 3.40. Las dimensiones del equipo se expresan en metros.

3.5.6. COLUMNA DESMETANIZADORA (CD-301)

En la columna desmetanizadora se separó el metano del etano, etileno y propano obteniéndose un número de etapas mínimas (N_m) de 7,47 y una volatilidad relativa de 5,26 del CH_4 respecto al C_2H_4 , estos parámetros fueron calculados con las Ecuaciones 2.11 y 2.12 respectivamente.

El reflujo mínimo (R_m) fue de 1,08, parámetro obtenido con la Ecuación 2.14. (Jiménez, 2003, p. 150).

Se asumió diferentes valores de reflujo total (R) y se determinó con la Ecuación 2.15 el número de etapas ideales (N) como se observa en la Tabla 3.34 (Jiménez, 2003, p. 150).

Tabla 3.34. Número de etapas ideales obtenidas a partir de valores de reflujo ideales asumidas

Valor de reflujo ideal asumido (R)	Número de Etapas Ideales (N)
2,0	12,61
2,5	11,86
3,0	10,12
3,5	9,50

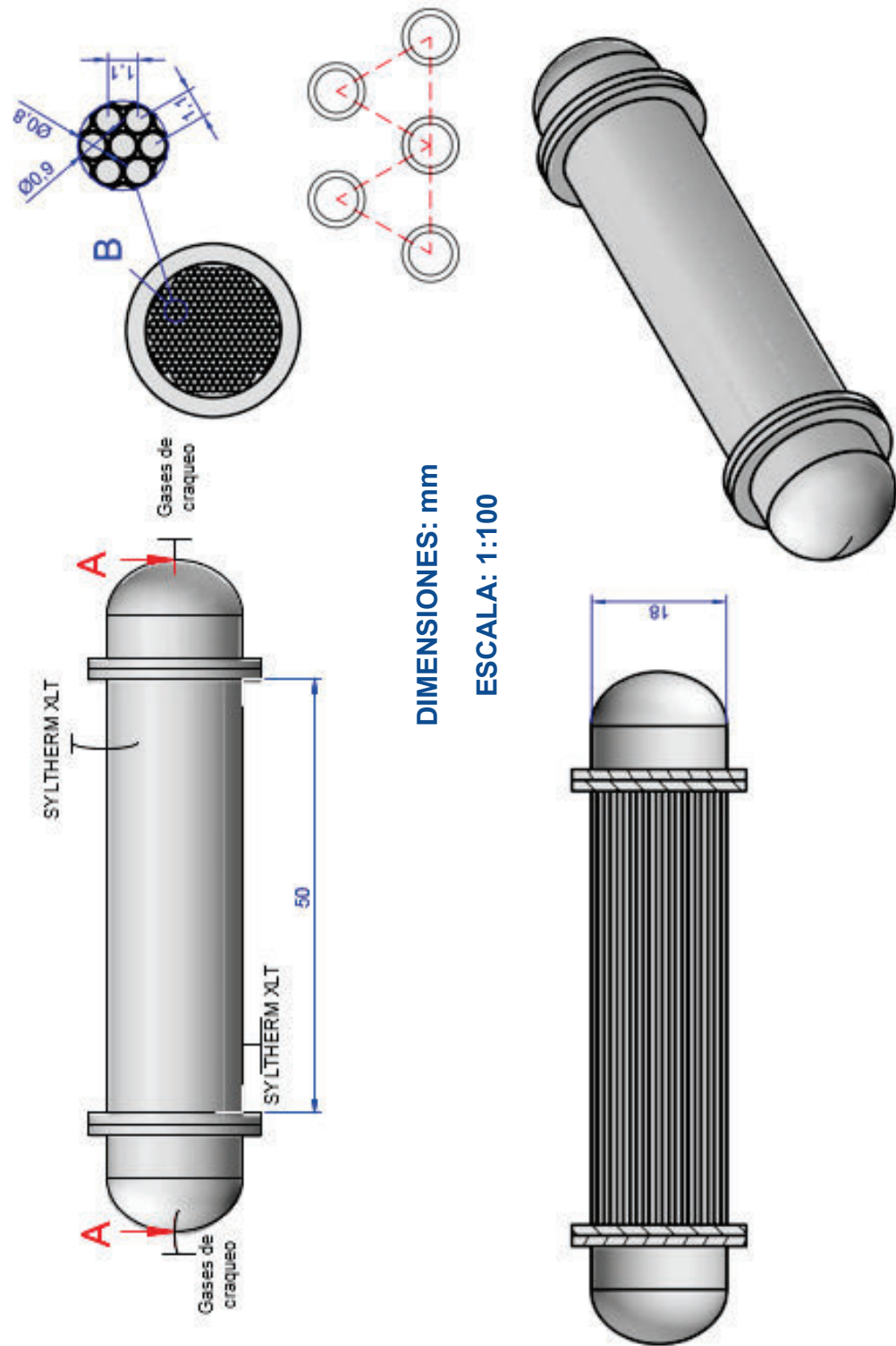


Figura 3.40. Dimensiones del intercambiador de calor 5 de tubos y coraza (E-205/E-206)

Por lo que, se determinó que el reflujo ideal sea de 3 y que el número de etapas ideales sea 10, incluido el calderín.

En la Tabla 3.35, se presentan las dimensiones obtenidas del diámetro y altura total de la columna desmetanizadora.

Tabla 3.35. Dimensiones obtenidas del diámetro, altura y relación H_T/D_C de la columna desmetanizadora (CD-301)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Diámetro de la columna	D_C	3,20	m
Altura de la columna	H_T	10,69	m
Relación diámetro / altura	$\frac{H_T}{D_C}$	3,34	-

La relación altura/diámetro tuvo un valor de 3,34 lo que implica que el resultado está dentro de las relaciones establecidas de H_T/D_C que van desde 1,5 a 3,5 (Coulson y Richardson, 2005, p. 557).

El espaciamiento entre cada etapa y el grosor del plato perforado fue de 0,78 y 0,05 m, mientras que el diámetro de cada orificio y su espaciamiento tuvo un valor de 0,009 y 0,018 m respectivamente. Estos resultados están dentro de los rangos sugeridos por Coulson y Richardson (2005, pp. 557-558 y 572-574).

En la Tabla 3.36, se presentan las dimensiones obtenidas en el diseño de la columna desmetanizadora.

El esquema de la columna desmetanizadora se presenta en la Figura 3.41. Las dimensiones del equipo se expresan en metros.

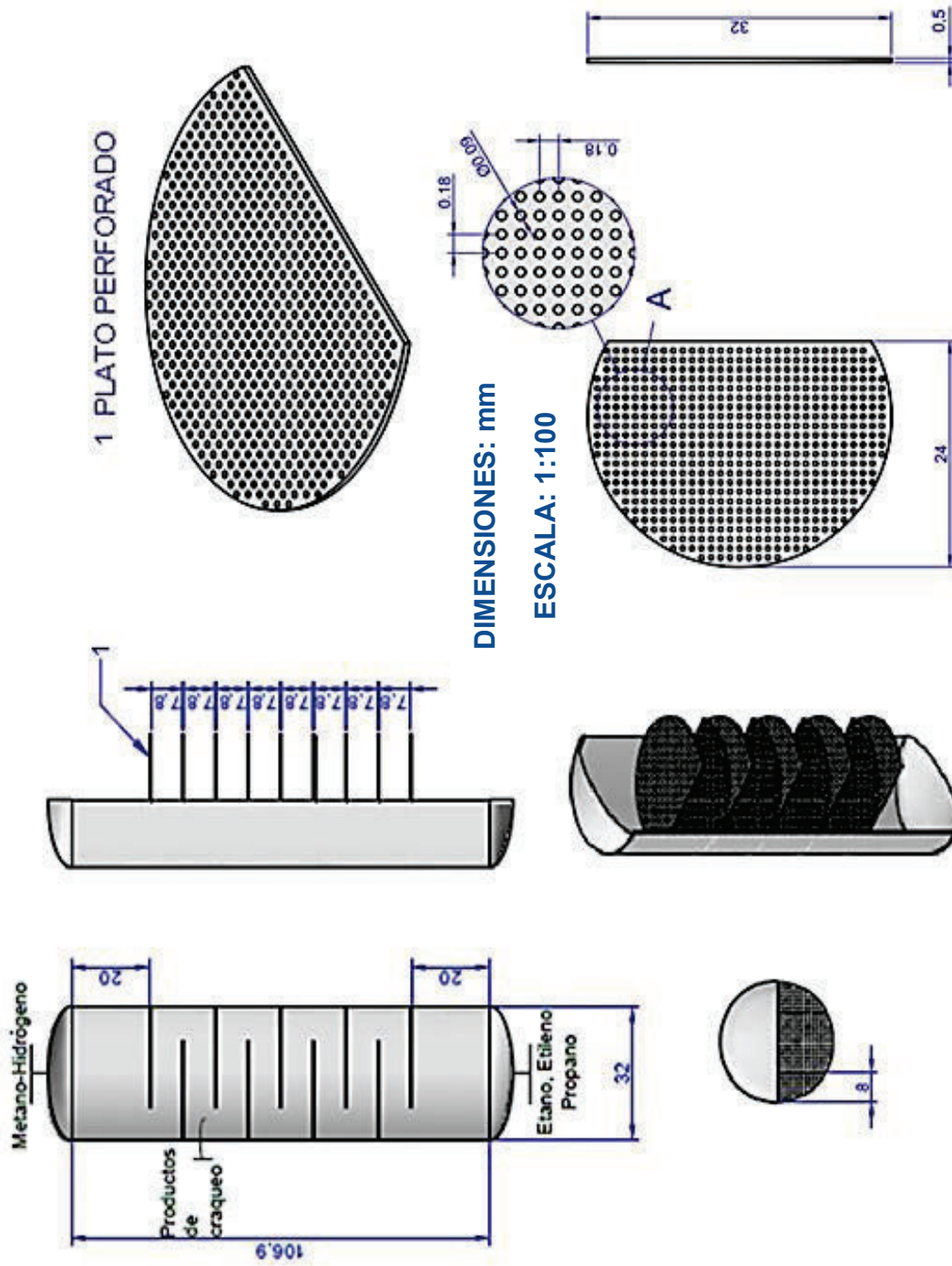


Figura 3.41. Dimensiones de la columna desmetanizadora de platos (CD-301)

Tabla 3.36. Dimensiones obtenidas del diseño de la columna desmetanizadora (CD-301)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Altura de la columna	H	10,69	m
Diámetro de la columna	D_C	3,2	m
Número mínimo de etapas	N_m	7,47	-
Reflujo mínimo	R_m	1,08	-
Reflujo ideal	R	3	-
Número de platos totales	N	10	-
Numero de platos sin el calderín	$N-1$	9	-
Espaciamiento entre platos	$e_{separación}$	0,78	m
Espaciamiento inferior y superior	$e_{inf/sup}$	2	m
Diámetro corto del plato	D_{pc}	2,4	m
Grosor del plato	e_{plato}	0,05	m
Diámetro de los orificios	D_o	0,09	m
Espaciamiento entre los orificios	$e_{orificio}$	0,018	m

3.5.7. COLUMNA DESETANIZADORA (CD-302)

En la columna desetanizadora se separó el etileno y etano del propano, obteniéndose un número de etapas mínimas (N_m) de 6,43 y una volatilidad relativa de 4,77 del C_2H_6 respecto al C_3H_8 , estos parámetros fueron calculados con las Ecuaciones 2.11 y 2.12 respectivamente.

El reflujo mínimo (R_m) fue de 0,57, parámetro obtenido con la Ecuación 2.14 (Jiménez, 2003, p. 150).

Se asumió diferentes valores de reflujo total (R) y se determinó con la Ecuación 2.15 el número de etapas ideales (N) como se observa en la Tabla 3.37.

Tabla 3.37. Número de etapas ideales obtenidas a partir de valores de reflujo ideales asumidas

Valor de reflujo ideal asumido (R)	Número de Etapas Ideales (N)
2,0	12,2
2,5	10,1
3,0	9,0
3,5	8,4
4,0	7,9

Por lo que, se determinó que el reflujo ideal sea de 3 y que el número de etapas ideales sea 9 incluido el calderín.

En la Tabla 3.38, se presentan las dimensiones obtenidas del diámetro y altura total de la columna desetanizadora.

Tabla 3.38. Dimensiones obtenidas del diámetro, altura y relación H_T/D_C de la columna desetanizadora (CD-302)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Díametro de la columna	D_C	3,3	m
Altura de la columna	H_T	10,0	m
Relación diámetro / altura	$\frac{H_T}{D_C}$	3,0	-

La relación altura/diámetro tuvo un valor de 3, lo que implica que el resultado está dentro de las relaciones sugeridas de H_T/D_C que van desde 1,5 a 3,5 (Coulson y Richardson, 2005, p. 557).

El espaciamiento entre cada etapa y el grosor del plato perforado fue de 0,8 y 0,05 m, mientras que el diámetro de cada orificio y su espaciamiento tuvo un valor de 0,009 y 0,018 m respectivamente. Estos resultados están dentro de los rangos sugeridos por Coulson y Richardson (2005, pp. 557-558 y 572-574).

En la Tabla 3.39, se presentan las dimensiones obtenidas en el diseño de la

columna desetanizadora.

Tabla 3.39. Dimensiones obtenidas del diseño de la columna desetanizadora (CD-302)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Altura de la columna	H	10	m
Diámetro de la columna	D_C	3,3	m
Número mínimo de etapas	N_m	6,43	-
Reflujo mínimo	R_m	0,57	-
Reflujo ideal	R	3	-
Número de platos totales	N	9	-
Numero de platos sin el calderín	$N-1$	8	-
Espaciamiento entre platos	$e_{separación}$	0,8	m
Espaciamiento inferior y superior	$e_{inf/sup}$	2	m
Diámetro corto del plato	D_{pc}	2,5	m
Grosor del plato	e_{plato}	0,05	m
Diámetro de los orificios	Do	0,009	m
Espaciamiento entre los orificios	$e_{orificio}$	0,018	m

El esquema de la columna desetanizadora se presenta en la Figura 3.42. Las dimensiones del equipo se expresan en metros.

3.5.8. FRACCIONADORA DE ETILENO (CD-303)

En la columna fraccionadora de etileno se separó el etileno del etano, obteniéndose un número de etapas mínimas (N_m) de 10,07 y una volatilidad relativa de 2,924 del C_2H_4 respecto al C_2H_6 , estos parámetros fueron calculados con las Ecuaciones 2.11 y 2.12 respectivamente.

El reflujo mínimo (R_m) fue de 6,99, parámetro obtenido con la Ecuación 2.14. (Jiménez, 2003, p. 150).

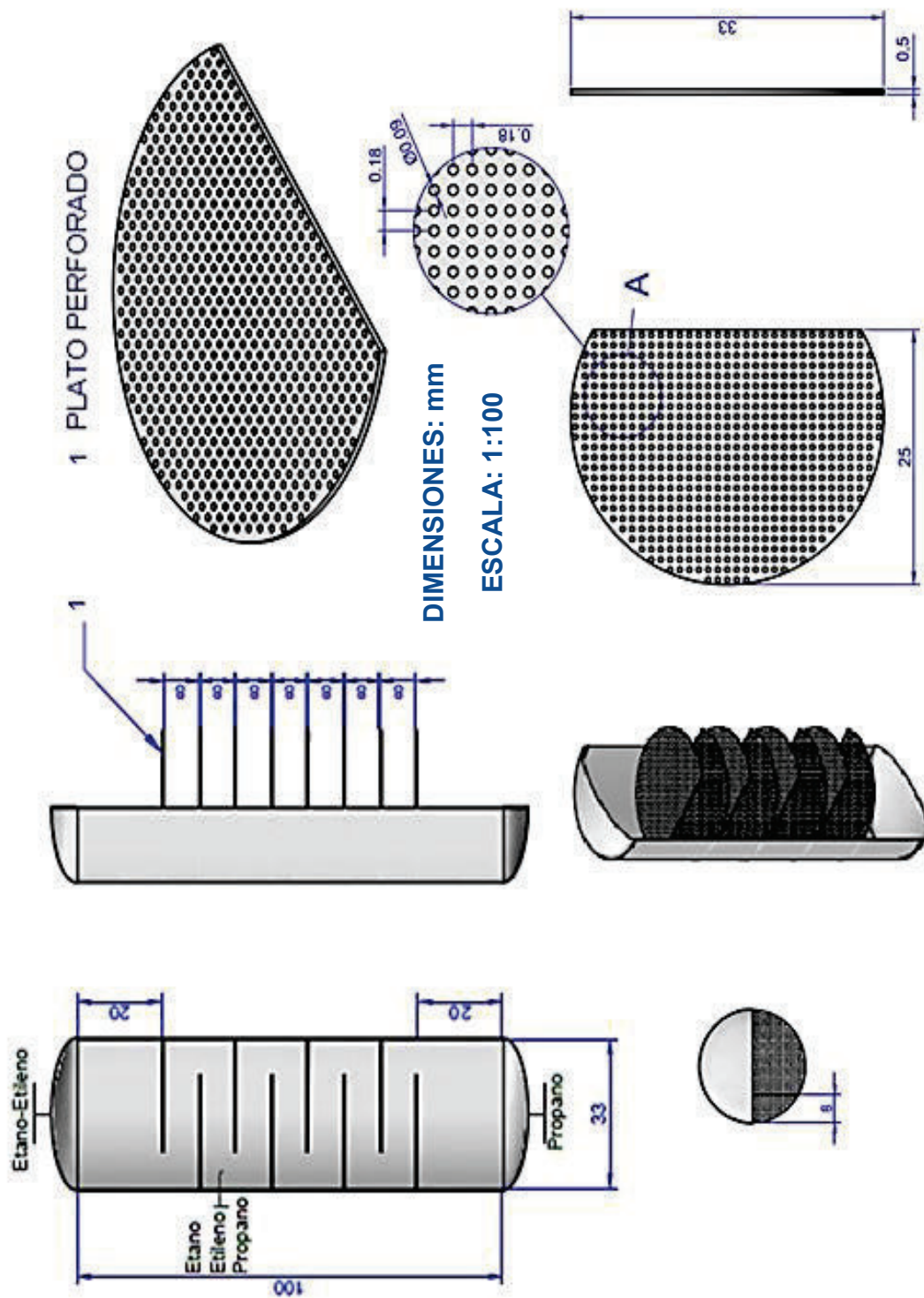


Figura 3.42. Dimensiones de la columna desetanizadora de platos (CD-302)

Se asumió diferentes valores de reflujo total (R) y se determinó con la Ecuación 2.15 el número de etapas ideales (N), como se observa en la Tabla 3.40.

Tabla 3.40. Número de etapas ideales obtenidas a partir de valores de reflujo ideales asumidas

Valor de reflujo ideal asumido (R)	Número de Etapas Ideales (N)
10,0	16,99
10,5	16,50
11,0	15,97
11,5	15,25

Por lo que, se determinó que el reflujo ideal sea de 11 y que el número de etapas ideales sea 16 incluido el calderín.

En la Tabla 3.41, se presentan las dimensiones obtenidas del diámetro y altura total de la columna desetanizadora.

Tabla 3.41. Dimensiones obtenidas del diámetro, altura y relación H_T/D_C de la columna fraccionadora de etileno (CD-303)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Díametro de la columna	D_C	5,10	m
Altura de la columna	H_T	14,55	m
Relación diámetro / altura	$\frac{H_T}{D_C}$	2,85	-

La relación altura/diámetro tuvo un valor de 2,85 lo que implica que el resultado está dentro de las relaciones aconsejadas de H_T/D_C que van desde 1,5 a 3,5 (Coulson y Richardson, 2005, p. 557).

El espaciamiento entre cada etapa y el grosor del plato perforado fue de 0,70 y 0,05 m, mientras que el diámetro de cada orificio y su espaciamiento tuvo un valor

de 0,012 y 0,025 m respectivamente. Estos resultados están dentro de los rangos sugeridos por Coulson y Richardson (2005, pp. 557-558 y 572-574).

En la Tabla 3.42, se presentan las dimensiones obtenidas en el diseño de la columna fraccionadora de etileno.

Tabla 3.42. Dimensiones obtenidas del diseño de la columna fraccionadora de etileno (CD-303)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Altura de la columna	H	14,55	m
Diámetro de la columna	D_C	5,1	m
Número mínimo de etapas	N_m	10,07	-
Reflujo mínimo	R_m	6,99	-
Reflujo ideal	R	11	-
Número de platos totales	N	16	-
Numero de platos sin el calderín	$N - 1$	15	-
Espaciamiento entre platos	$e_{separación}$	0,7	m
Espaciamiento inferior y superior	$e_{inf/sup}$	2	m
Diámetro corto del plato	D_{pc}	3,8	m
Grosor del plato	e_{plato}	0,05	m
Diámetro de los orificios	Do	0,012	m
Espaciamiento entre los orificios	$e_{orificio}$	0,025	m

El esquema de la columna de fraccionamiento de etileno se presenta en la Figura 3.43. Las dimensiones del equipo se expresan en metros.

Se diseñó un proceso para la producción de etileno a partir de 72 792 kg/h de etano obtenido en la planta de tratamiento de gas natural, donde se separaron los hidrocarburos. La cantidad obtenida de etileno fue de 32 256 kg/h con una pureza del 98,43%.

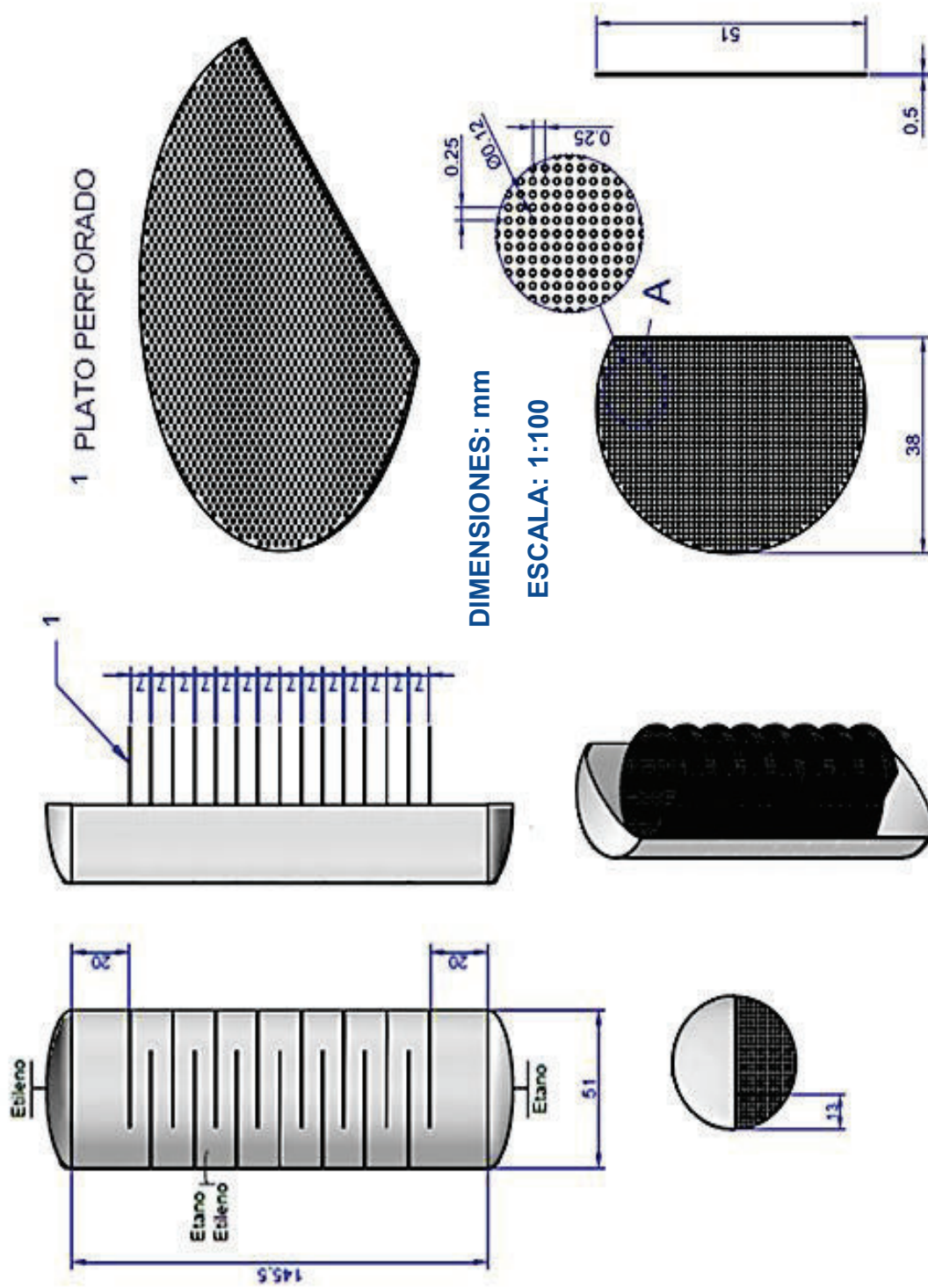


Figura 3.43. Dimensiones de la columna fraccionadora de etileno de platos (CD-303)

Los equipos que se diseñaron fueron hornos de cabina, intercambiadores de calor de tubos y coraza, separadores vapor – líquido, compresores centrífugos y columnas de destilación una desmetanizadora, desetanizadora y una fraccionadora de etileno.

Los resultados del diseño obtenidos mediante métodos descritos en el presente proyecto fueron similares a los obtenidos a través de la simulación del programa Chemcad 6.0. Esto se realizó con el fin de poder verificar y validar los diseños propuestos de cada uno de los equipos. Lo que se comparó básicamente fueron los balances de masa y las especificaciones de los equipos.

3.6. RESULTADOS DEL PROGRAMA CHEMCAD DE LOS EQUIPOS DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS NATURAL

A continuación se muestran los resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de cada equipo diseñado previamente en la sección 3.4, con las consideraciones en el diseño propuesto, como la temperatura, presión de operación, composiciones y flujos másicos entre los parámetros más importantes.

Los resultados presentados de la simulación se compararon con los valores obtenidos en el diseño propuesto en la sección 3.4, analizando la variación, similitudes y diferencias de los resultados conseguidos en cada equipo diseñado y simulado en el programa Chemcad 6.0.

3.6.1. SEPARADOR VAPOR – LÍQUIDO (S-101)

En la Figura 3.44, se muestra el esquema del separador vapor-líquido (S-101) con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

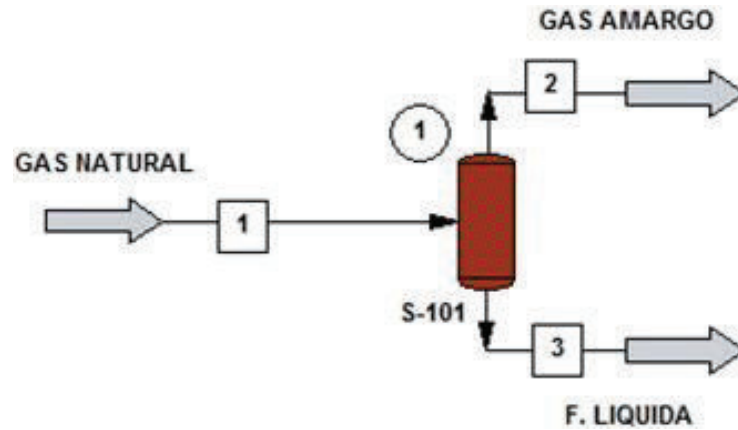


Figura 3.44. Esquema del separador vapor-líquido (S-101) en el programa Chemcad 6.0

En la Tabla 3.43 y Tabla 3.44, se presentan los datos iniciales y los resultados obtenidos de la simulación en el programa Chemcad 6.0, así como del diseño propuesto del separador vapor-líquido (S-101).

Tabla 3.43. Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 del separador vapor-líquido (S-101)

Corriente	Gas natural	
	Valor	Unidad
Temperatura de entrada	299,5	K
Presión de entrada	2,40	atm
Flujo másico de entrada	21,66	kg/s
Composición másica de cada componente (%)		
Sulfuro Hidrógeno (H ₂ S)	0,01	%
Dióxido Carbono (CO ₂)	5,49	%
Nitrógeno (N ₂)	2,69	%
Metano (CH ₄)	26,05	%
Etano (C ₂ H ₆)	15,21	%
Propano (C ₃ H ₈)	21,78	%
Butano (C ₄ H ₁₀)	14,87	%
Pentano (C ₅ H ₁₂)	10,00	%
Hexano (C ₆ H ₁₄)	3,41	%
Heptano (C ₇ H ₁₆)	0,00	%
Agua (H ₂ O)	0,45	%

Tabla 3.44. Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del separador vapor-líquido (S-101)

Parámetro	Diseño propuesto		Programa Chemcad 6.0	
	Gas amargo	F. líquida	Gas amargo	F. líquida
Temperatura de salida (K)	299,5	299,5	299,5	299,5
Presión de salida (atm)	2,39	2,39	2,39	2,39
Flujo másico salida (kg/s)	18,685	2,975	18,686	2,974
Eficiencia (%)	99		99	
Composición másica a la salida (%)				
Sulfuro Hidrógeno (H ₂ S)	0,01	0,00	0,01	0,00
Dióxido Carbono (CO ₂)	6,36	0,00	6,36	0,00
Nitrógeno (N ₂)	3,12	0,00	3,12	0,00
Metano (CH ₄)	30,20	0,00	30,20	0,00
Etano (C ₂ H ₆)	17,63	0,00	17,63	0,00
Propano (C ₃ H ₈)	25,25	0,00	25,25	0,00
Butano (C ₄ H ₁₀)	17,24	0,00	17,23	0,00
Pentano (C ₅ H ₁₂)	0,11	72,09	0,11	72,11
Hexano (C ₆ H ₁₄)	0,03	24,60	0,03	24,60
Heptano (C ₇ H ₁₆)	0,00	0,00	0,00	0,00
Agua (H ₂ O)	0,00	3,29	0,00	3,26

En la Tabla 3.44 se muestran los resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 y del diseño propuesto del separador vapor-líquido (S-101), en la cual se puede ver que los valores obtenidos en la simulación de los flujos másicos así como la composición de cada componente son similares a los calculados en el diseño del separador, estableciéndose una eficiencia en ambos casos del 99% y teniendo una desviación promedio en los resultados finales del 0,03%.

De igual manera se observa que la temperatura de operación así como la presión de cada corriente saliente en la simulación, corresponde a la establecida en el diseño propuesto.

3.6.2. COLUMNA DE ABSORCIÓN DE RELLENO CON DIETANOLAMINA (CA-201)

En la Figura 3.45, se muestra el esquema de la columna de absorción de relleno (CA-201) para el endulzamiento de gas natural con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

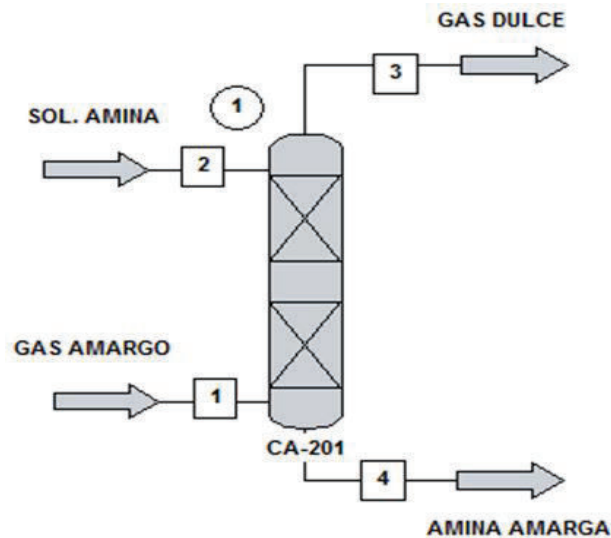


Figura 3.45. Esquema de la columna de absorción de relleno para el endulzamiento de gas natural con dietanolamina (CA-201) en el programa Chemcad 6.0

En las Tablas 3.45 y 3.46, se presentan los datos iniciales y los resultados obtenidos de la simulación en el programa Chemcad 6.0, así como del diseño propuesto de la columna de absorción de relleno con dietanolamina (CA-201).

En la Tabla 3.45 se estableció las condiciones de operación de la columna de absorción como el diámetro de la columna, altura del relleno y número de lechos además del tipo, material y tamaño de empaque, estos valores corresponden a los resultados obtenidos en el diseño de la torre de absorción de relleno con dietanolamina.

La Tabla 3.46 muestra los resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 y los resultados del diseño propuesto de la columna de absorción con dietanolamina, los valores obtenidos de los flujos máscicos así como la

composición de cada componente en la simulación son cercanos a los calculados en el diseño de la columna de absorción, obteniéndose una desviación promedio del 1,7% en los resultados finales.

Tabla 3.45. Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna de absorción de relleno con dietanolamina (CA-201)

Corriente	Gas amargo	Sol. Amina
Parámetro		
Temperatura de entrada (K)	299,5	299,5
Presión de entrada (atm)	2,39	2,39
Flujo másico de entrada (kg/h)	18,885	20,145
Diámetro columna (m)	5,7	
Altura del empaque (m)	1,0	
Número de lechos	8	
Relleno seleccionado	berl saddle	
Tamaño del relleno (m)	0,013	
Material del relleno	cerámica	
Composición másica de cada componente a la entrada (%)		
Sulfuro Hidrógeno (H ₂ S)	0,01	0,00
Dióxido Carbono (CO ₂)	6,36	0,00
Nitrógeno (N ₂)	3,12	0,00
Metano (CH ₄)	30,20	0,00
Etano (C ₂ H ₆)	17,63	0,00
Propano (C ₃ H ₈)	25,25	0,00
Butano (C ₄ H ₁₀)	17,23	0,00
Pentano (C ₅ H ₁₂)	0,11	0,00
Hexano (C ₆ H ₁₄)	0,03	0,00
Heptano (C ₇ H ₁₆)	0,00	0,00
Agua (H ₂ O)	0,00	70,00
Dietanolamina (DEA)	0,00	30,00

Con la diferencia que el porcentaje de H₂S y CO₂ obtenido en el programa Chemcad fue cero, mientras que en el diseño propuesto fue de 0,0007 y 0,341% respectivamente. La diferencia que existe se debió a que en la simulación se

elimina todo el contenido de gases amargos mientras que en diseño se estableció una eficiencia del 95% (Martínez, 2014, p. 83).

Las temperaturas de salida de las corrientes de gas endulzado y DEA obtenidas en el programa Chemcad fueron de 299,0 y 295,6 K respectivamente, mientras que en el diseño propuesto las temperaturas de ambos flujos fueron de 299,5 K.

Lo que implicó una desviación en la temperatura del 0,7%, sin embargo esta diferencia de temperatura no afectó en las composiciones másicas, debido a que la variación es mínima.

Tabla 3.46. Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna de absorción de relleno con dietanolamina (CA-201)

Parámetro	Diseño propuesto		Programa Chemcad 6.0	
	Gas dulce	A. amarga	Gas dulce	A. amarga
Temperatura de salida (K)	299,5	299,5	299,0	295,6
Presión de salida (atm)	2,38	2,38	2,38	2,38
Flujo másico salida (kg/s)	17,523	21,307	17,617	21,235
Eficiencia (%)	95		95	
Composición másica a la salida (%)				
Sulfuro Hidrógeno (H ₂ S)	0,00	0,01	0,00	0,01
Dióxido Carbono (CO ₂)	0,34	5,30	0,00	5,60
Nitrógeno (N ₂)	3,33	0,00	3,33	0,00
Metano (CH ₄)	32,20	0,00	33,03	0,00
Etano (C ₂ H ₆)	18,80	0,00	18,70	0,00
Propano (C ₃ H ₈)	26,92	0,00	26,78	0,00
Butano (C ₄ H ₁₀)	18,38	0,00	18,28	0,00
Pentano (C ₅ H ₁₂)	0,00	0,10	0,12	0,00
Hexano (C ₆ H ₁₄)	0,00	0,03	0,04	0,00
Heptano (C ₇ H ₁₆)	0,00	0,00	0,00	0,00
Agua (H ₂ O)	0,00	66,18	0,71	65,81
Dietanolamina (DEA)	0,00	28,36	0,00	28,45

Por lo tanto, la mejor separación se la obtuvo en la simulación del programa

Chemcad 6.0, sin embargo en la realidad no se puede obtener una completa separación, lo que implica que los resultados del diseño propuesto son los apropiados para considerar.

3.6.3. COLUMNA DE ABSORCIÓN DE RELLENO CON TRIETILENGLICOL (CA-302)

En la Figura 3.46, se muestra el esquema de la columna de absorción de relleno (CA-302) para la deshidratación de gas natural con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

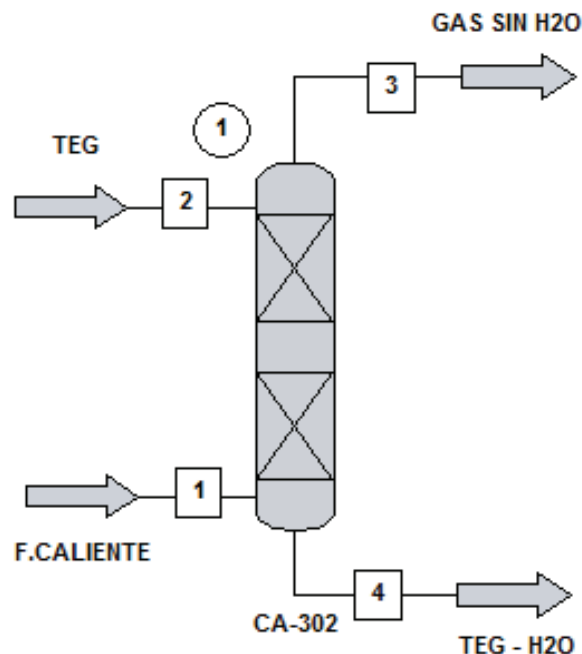


Figura 3.46. Esquema de la columna de absorción de relleno para la deshidratación de gas natural con trietilenglicol (CA-302) en el programa Chemcad 6.0

En las Tabla 3.47 y 3.48, se presentan los datos iniciales y los resultados obtenidos de la simulación en el programa Chemcad 6.0 así como del diseño propuesto de la columna de absorción de relleno con trietilenglicol (CA-302).

En la Tabla 3.47 se estableció las condiciones de operación de la columna de

absorción como el diámetro de la columna, altura del relleno y número de lechos además del tipo, material y tamaño de empaque, estos valores corresponden a los resultados obtenidos en el diseño de la torre de absorción de relleno con trietilenglicol.

Tabla 3.47. Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna de absorción de relleno con trietilenglicol (CA-302)

Corriente	F. caliente	TEG
Parámetro		
Temperatura de entrada (K)	399,5	399,5
Presión de entrada (atm)	2,38	2,38
Flujo másico de entrada (kg/h)	17,85	49,15
Diámetro columna (m)	4,8	
Altura del empaque (m)	1,2	
Número de lechos	8	
Relleno seleccionado	berl saddle	
Tamaño del relleno (m)	0,013	
Material del relleno	cerámica	
Composición másica de cada componente a la entrada (%)		
Pentano (C ₅ H ₁₂)	72,09	0,00
Hexano (C ₆ H ₁₄)	24,60	0,00
Heptano (C ₇ H ₁₆)	0,00	0,00
Agua (H ₂ O)	3,29	0,00
Trietilenglicol (TEG)	0,00	100,00

La Tabla 3.48 muestra los resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 y los resultados del diseño propuesto de la columna de absorción con trietilenglicol, los valores obtenidos de los flujos másicos así como la composición de cada componente en la simulación son cercanos a los calculados en el diseño de la columna de absorción, obteniéndose una desviación promedio del 1,1% en los resultados finales y una eficiencia del 95%.

Con la diferencia que las temperaturas de salida de las corrientes de gas deshidratado, TEG y agua obtenidas en el programa chemcad fueron de 406,87 y

405,02 K respectivamente, mientras que en el diseño propuesto las temperaturas de ambos flujos fueron de 399,5 K.

Tabla 3.48. Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna de absorción de relleno con trietilenglicol (CA-302)

Parámetro	Diseño propuesto		Programa Chemcad 6.0	
	Gas desh.	TEG y agua	Gas desh.	TEG y agua
Temperatura de salida (K)	399,5	399,5	406,8	405,0
Presión de salida (atm)	2,37	2,37	2,37	2,37
Flujo másico salida (kg/s)	17,29	49,71	17,21	49,79
Eficiencia (%)	95,0		95,0	
Composición másica a la salida (%)				
Pentano (C ₅ H ₁₂)	74,43	0,00	74,19	0,18
Hexano (C ₆ H ₁₄)	24,40	0,00	25,27	0,04
Heptano (C ₇ H ₁₆)	0,00	0,00	0,00	0,00
Agua (H ₂ O)	0,16	1,13	0,15	1,16
Trietilenglicol (TEG)	0,00	98,87	0,37	98,61

Lo que implicó una desviación en la temperatura del 6,4%, sin embargo esta diferencia de temperatura no afectó en las composiciones másicas, debido a que la variación es manejable.

3.6.4. INTERCAMBIADOR 1 (E-401)

En la Figura 3.47, se muestra el esquema del intercambiador de calor 1 de tubos y coraza (E-401) utilizado para enfriar el gas dulce proveniente de la columna de absorción de relleno con dietanolamina, con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

En la Tabla 3.49 y Tabla 3.50, se presentan los datos iniciales y los resultados obtenidos de la simulación en el programa Chemcad 6.0 así como del diseño propuesto del intercambiador de calor 1 de tubos y coraza (E-401).

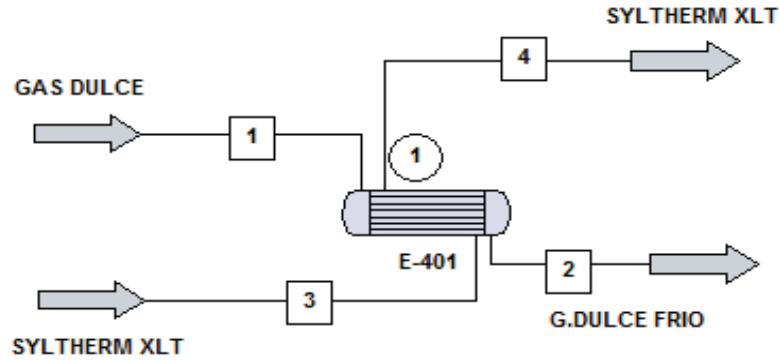


Figura 3.47. Esquema del intercambiador de calor 1 de tubos y coraza (E-401) en el programa Chemcad 6.0

Tabla 3.49. Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 1 de tubos y coraza (E-401)

Corriente			
Parámetro	Gas dulce	Syltherm XLT diseño propuesto	Syltherm XLT chemcad 6.0
Temperatura de entrada (K)	299,5	172,0	172,0
Presión de entrada (atm)	2,38	5,13	5,13
Caída de presión (atm)	0,01	0,53	0,53
Flujo másico de entrada (kg/h)	17,52	35,05	50,00
Composición másica de cada componente a la entrada (%)			
Sulfuro Hidrógeno (H ₂ S)	0,00	0,00	0,00
Dióxido Carbono (CO ₂)	0,34	0,00	0,00
Nitrógeno (N ₂)	3,33	0,00	0,00
Metano (CH ₄)	32,20	0,00	0,00
Etano (C ₂ H ₆)	18,80	0,00	0,00
Propano (C ₃ H ₈)	26,92	0,00	0,00
Butano (C ₄ H ₁₀)	18,38	0,00	0,00
Syltherm XLT	0,00	100,00	100,00

En la Tabla 3.49 se establecieron las condiciones de operación del intercambiador de calor 1 de tubos y coraza, como la temperatura de entrada del gas dulce y el refrigerante (syltherm XLT), la presión de operación y la caída de presión de cada corriente, estos parámetros se obtuvieron en el desarrollo del diseño propuesto y se estableció la temperatura de salida del gas dulce con un valor de 201,0 K, en función del requerimiento para la siguiente operación en la planta.

El flujo másico establecido en el diseño propuesto fue de 35,05 kg/s mientras que en la simulación del programa Chemcad 6.0 fue de 50,00 kg/s, esto implica una variación del 30%, debido a que en la simulación realizada en el programa chemcad 6.0 los datos del refrigerante muestran una mayor amplitud de propiedades mientras que en el cálculo del diseño planteado solo se utilizó el dato de la densidad obtenido de la ficha técnica del refrigerante. Por lo tanto, en la simulación fue necesario aumentar el flujo másico del refrigerante pues no convergían los resultados.

En la Tabla 3.50 se muestran los resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 y del diseño propuesto del intercambiador de calor 1 de tubos y coraza (E-401), las corrientes no variaron en su composición másica, dado que circularon por diferentes conductos en el cual solo se dió la transferencia de calor.

Tabla 3.50. Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 1 de tubos y coraza (E-401)

Parámetro	Diseño propuesto		Programa Chemcad 6.0	
	Gas dulce	Syltherm XLT	Gas dulce	Syltherm XLT
Temperatura de salida (K)	201,0	224,3	201,0	299,2
Presión de salida (atm)	2,37	4,60	2,37	4,60
Flujo másico salida (kg/s)	17,523	35,050	17,523	50,000
Composición másica a la salida (%)				
Sulfuro Hidrógeno (H ₂ S)	0,00	0,00	0,00	0,00
Dióxido Carbono (CO ₂)	0,34	0,00	0,34	0,00
Nitrógeno (N ₂)	3,33	0,00	3,33	0,00
Metano (CH ₄)	32,20	0,00	32,20	0,00
Etano (C ₂ H ₆)	18,80	0,00	18,80	0,00
Propano (C ₃ H ₈)	26,92	0,00	26,92	0,00
Butano (C ₄ H ₁₀)	18,38	0,00	18,38	0,00
Syltherm XLT	0,00	100,00	0,00	100,00

La temperatura de salida del gas dulce fue de 201,0 K tanto en el diseño propuesto como en la simulación, mientras que la temperatura del refrigerante a la

salida fue 224,3 y 299,2 K respectivamente, mostrando una variación del 25% debido a la diferencia en el flujo másico que ingreso al intercambiador de calor.

3.6.5. INTERCAMBIADOR 2 (E-301)

En la Figura 3.48, se muestra el esquema del intercambiador de calor 2 de tubos y coraza (E-301) utilizado para calentar la corriente líquida proveniente del separador gas-líquido (S-101), con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

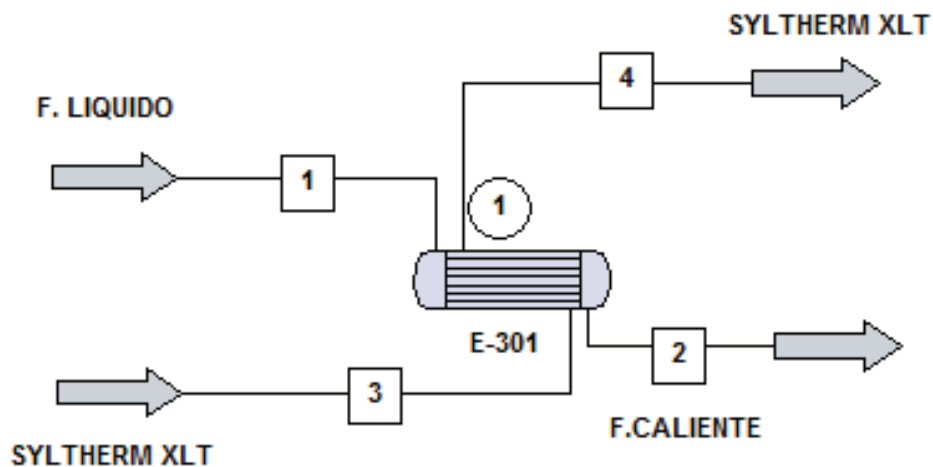


Figura 3.48. Esquema del intercambiador de calor 2 de tubos y coraza (E-301) en el programa Chemcad 6.0

En la Tabla 3.51 y Tabla 3.52, se presentan los datos iniciales y los resultados obtenidos de la simulación en el programa Chemcad 6.0 así como del diseño propuesto del intercambiador de calor 2 de tubos y coraza (E-301).

En la Tabla 3.51 se establecieron las condiciones de operación del intercambiador de calor 2 de tubos y coraza, como la temperatura de entrada de la corriente líquida y el calefactor (syltherm XLT), la presión de operación y la caída de presión de cada corriente. Estos parámetros se obtuvieron en el desarrollo del diseño propuesto y se estableció la temperatura de salida de la corriente líquida

con un valor de 399,5 K, en función del requerimiento para la siguiente operación en la planta.

Tabla 3.51. Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 2 de tubos y coraza (E-301)

Corriente	F. líquido	Syltherm XLT diseño propuesto	Syltherm XLT Chemcad 6.0
Parámetro			
Temperatura de entrada (K)	299,5	477,0	477,0
Presión de entrada (atm)	2,39	5,13	5,13
Caída de presión (atm)	0,01	0,46	0,46
Flujo másico de entrada (kg/h)	17,85	35,69	48,00
Composición másica de cada componente a la entrada (%)			
Pentano (C ₅ H ₁₂)	72,09	0,00	0,00
Hexano (C ₆ H ₁₄)	24,60	0,00	0,00
Heptano (C ₇ H ₁₆)	0,00	0,00	0,00
Agua (H ₂ O)	3,29	0,00	0,00
Syltherm XLT	0,00	100,00	100,00

El flujo másico establecido en el diseño propuesto fue de 35,69 kg/s mientras que en la simulación del programa Chemcad 6.0 fue de 48,00 kg/s, esto implica una variación del 25,6%, debido a que en la simulación realizada en el programa Chemcad 6.0 los datos del calefactor muestran una mayor amplitud de propiedades mientras que en el cálculo del diseño planteado solo se utilizó el dato de la densidad obtenido de la ficha técnica del calefactor. Por lo tanto, en la simulación fue necesario aumentar el flujo másico del calefactor pues no convergían los resultados.

En la Tabla 3.52 se muestran los resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 y del diseño propuesto del intercambiador de calor 2 de tubos y coraza (E-301), las corrientes no variaron en su composición másica, dado que circularon por diferentes conductos en el cual solo se dio la transferencia de calor.

La temperatura de salida de la corriente caliente fue de 399,5 K tanto en el diseño propuesto como en la simulación, mientras que la temperatura del syltherm XLT a

la salida fue 407,4 y 351,5 K respectivamente, mostrando una variación del 13,7% debido a la diferencia en el flujo másico que ingreso al intercambiador de calor.

Tabla 3.52. Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 2 de tubos y coraza (E-301)

Parámetro	Diseño propuesto		Programa Chemcad 6.0	
	F. caliente	Syltherm XLT	F. caliente	Syltherm XLT
Temperatura de salida (K)	399,5	407,4	399,5	351,5
Presión de salida (atm)	2,38	4,67	2,37	4,67
Flujo másico salida (kg/s)	17,85	35,69	17,85	48,00
Composición másica a la salida (%)				
Pentano (C ₅ H ₁₂)	72,09	0,00	72,09	0,00
Hexano (C ₆ H ₁₄)	24,60	0,00	24,60	0,00
Heptano (C ₇ H ₁₆)	0,00	0,00	0,00	0,00
Agua (H ₂ O)	3,29	0,00	3,29	0,00
Syltherm XLT	0,00	100,00	0,00	100,00

3.6.6. INTERCAMBIADOR 3 (E-405)

En la Figura 3.49, se muestra el esquema del intercambiador de calor 3 de tubos y coraza (E-405) utilizado para enfriar el gas deshidratado proveniente de la columna de absorción de relleno con trietilenglicol, con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

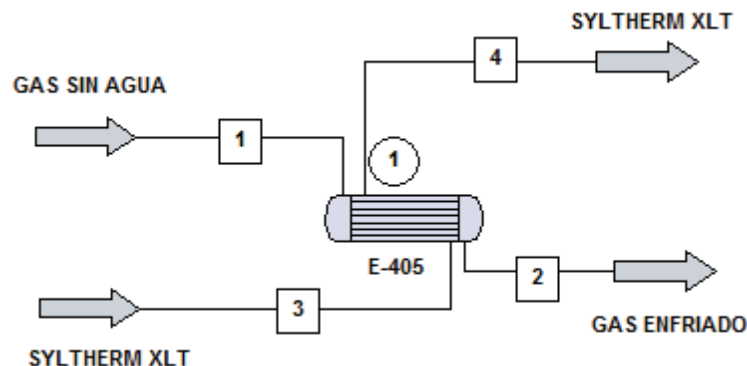


Figura 3.49. Esquema del intercambiador de calor 3 de tubos y coraza (E-405) en el programa Chemcad 6.0

En la Tabla 3.53 y Tabla 3.54, se presentan los datos iniciales y los resultados obtenidos de la simulación en el programa Chemcad 6.0 así como del diseño propuesto del intercambiador de calor 3 de tubos y coraza (E-405).

En la Tabla 3.53 se establecieron las condiciones de operación del intercambiador de calor 3 de tubos y coraza, como la temperatura de entrada del gas deshidratado y el refrigerante (syltherm XLT), la presión de operación y la caída de presión de cada corriente. Estos parámetros se obtuvieron en el desarrollo del diseño propuesto y se estableció la temperatura de salida del gas dulce con un valor de 313,0 K, en función del requerimiento para la siguiente operación en la planta.

Tabla 3.53. Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 3 de tubos y coraza (E-405)

Corriente	Gas deshidratado	Syltherm XLT diseño propuesto	Syltherm XLT Chemcad 6.0
Parámetro			
Temperatura de entrada (K)	399,5	228,0	228,0
Presión de entrada (atm)	2,37	5,13	5,13
Caída de presión (atm)	0,01	0,50	0,50
Flujo másico de entrada (kg/h)	17,29	34,58	39,00
Composición másica de cada componente a la entrada (%)			
Pentano (C ₅ H ₁₂)	74,43	0,00	0,00
Hexano (C ₆ H ₁₄)	24,40	0,00	0,00
Heptano (C ₇ H ₁₆)	0,00	0,00	0,00
Agua (H ₂ O)	0,16	0,00	0,00
Syltherm XLT	0,00	100,00	100,00

El flujo másico establecido en el diseño propuesto fue de 34,58 kg/s mientras que en la simulación del programa Chemcad 6.0 fue de 39,00 kg/s, esto implica una variación del 11,3%, debido a que en la simulación realizada en el programa chemcad 6.0 los datos del refrigerante muestran una mayor amplitud de propiedades mientras que en el cálculo del diseño planteado solo se utilizó el dato de la densidad obtenido de la ficha técnica del refrigerante. Por lo tanto, en la

simulación fue necesario aumentar el flujo másico del refrigerante pues no convergían los resultados.

En la Tabla 3.54 se muestran los resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 y del diseño propuesto del intercambiador de calor 3 de tubos y coraza (E-405), las corrientes no variaron en su composición másica, dado que circularon por diferentes conductos en el cual solo se dio la transferencia de calor.

La temperatura de salida del gas deshidratado fue de 313,0 K tanto en el diseño propuesto como en la simulación, mientras que la temperatura del refrigerante a la salida fue 276,9 y 396,4 K respectivamente, mostrando una variación del 30,0% debido a la diferencia en el flujo másico que ingreso al intercambiador de calor.

Tabla 3.54. Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 3 de tubos y coraza (E-405)

Parámetro	Diseño propuesto		Programa Chemcad 6.0	
	Gas frio	Syltherm XLT	Gas frio	Syltherm XLT
Temperatura de salida (K)	313,0	276,9	313,0	396,4
Presión de salida (atm)	2,36	4,63	2,36	4,63
Flujo másico salida (kg/s)	17,29	34,58	17,29	39,00
Composición másica a la salida (%)				
Pentano (C ₅ H ₁₂)	74,43	0,00	74,43	0,00
Hexano (C ₆ H ₁₄)	24,40	0,00	24,40	0,00
Heptano (C ₇ H ₁₆)	0,00	0,00	0,00	0,00
Agua (H ₂ O)	0,16	0,00	0,16	0,00
Syltherm XLT	0,00	100,00	0,00	100,00

3.6.7. COLUMNA DESMETANIZADORA (CD-402)

En la Figura 3.50, se muestra el esquema de la columna desmetanizadora de platos (CD-402) con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

En la Tabla 3.55 y Tabla 3.56, se presentan los datos iniciales y los resultados

obtenidos de la simulación en el programa Chemcad 6.0 así como del diseño propuesto de la columna desmetanizadora de platos (CD-402).

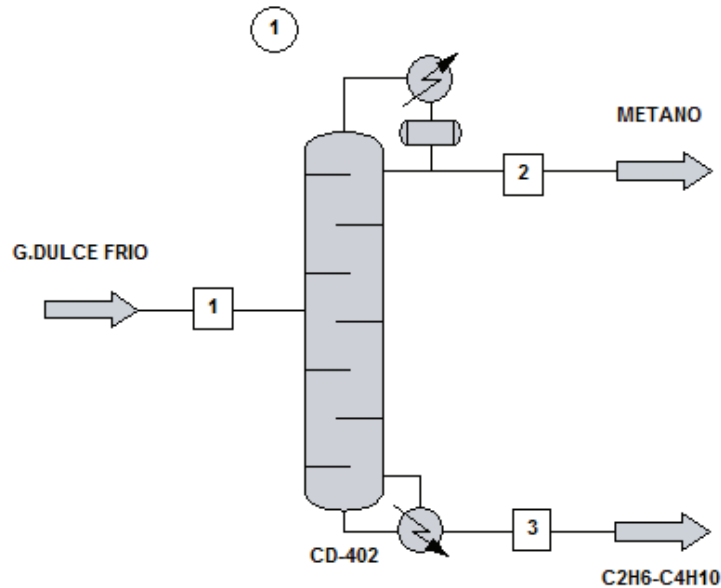


Figura 3.50. Esquema de la columna desmetanizadora de platos (CD-402) en el programa Chemcad 6.0

En la Tabla 3.55 se estableció las condiciones de operación de la columna desmetanizadora de platos, como el método de resolución FUG (correlaciones de Fenske, Underwood y Gilliland), número de platos, reflujo óptimo, componente clave liviano y pesado así como la eficiencia en la separación. Estos valores corresponden a los resultados obtenidos en el diseño propuesto de la columna desmetanizadora de platos (CD-402) (Jiménez, 2008, pp.150-151).

Tabla 3.55. Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desmetanizadora de platos (CD-402)

Corriente	Gas dulce frio	Unidades
Parámetro		
Temperatura de entrada (K)	201,0	K
Presión de entrada (atm)	2,37	atm
Flujo másico de entrada (kg/h)	17,523	kg/h
Método de calculo utilizado	FUG	-
Número de platos	5	-

Tabla 3.55. Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desmetanizadora de platos (CD-402) (**continuación...**)

Corriente	Gas dulce frio	Unidades
Parámetro		
Relación de reflujo	2	-
Eficiencia (%)	95	%
Componente clave ligero	Metano (CH ₄)	
Componente clave pesado	Etano (C ₂ H ₆)	
Composición másica de cada componente (%)		
Sulfuro Hidrógeno (H ₂ S)	0,00	%
Dióxido Carbono (CO ₂)	0,34	%
Nitrógeno (N ₂)	3,33	%
Metano (CH ₄)	32,20	%
Etano (C ₂ H ₆)	18,80	%
Propano (C ₃ H ₈)	26,92	%
Butano (C ₄ H ₁₀)	18,38	%

Tabla 3.56. Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desmetanizadora de platos (CD-402)

Parámetro	Diseño propuesto		Programa Chemcad 6.0	
	Metano	C₂H₆-C₄H₁₀	Metano	C₂H₆-C₄H₁₀
Temperatura de salida (K)	202,0	202,0	141,7	223,2
Presión de salida (atm)	2,36	2,36	2,36	2,36
Flujo másico salida (kg/s)	6,446	11,077	6,449	11,073
Número mínimo de platos	3,5		3,7	
Composición másica a la salida (%)				
Sulfuro Hidrógeno (H ₂ S)	0,00	0,00	0,00	0,00
Dióxido Carbono (CO ₂)	0,93	0,00	0,87	0,02
Nitrógeno (N ₂)	9,05	0,00	9,05	0,00
Metano (CH ₄)	87,45	0,05	87,51	0,00
Etano (C ₂ H ₆)	2,55	28,26	2,55	28,27
Propano (C ₃ H ₈)	0,00	42,59	0,00	42,60
Butano (C ₄ H ₁₀)	0,00	29,08	0,00	29,08

La Tabla 3.56 muestra los resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 y los resultados del diseño propuesto de la columna desmetanizadora, los valores obtenidos de los flujos másicos así como la composición de cada componente en la simulación son cercanos a los calculados en el diseño de la columna de platos, obteniéndose una desviación promedio del 0,4% en los resultados finales.

El número de etapas mínimas (N_m) calculadas en la simulación tuvo un valor de 3,7 mientras que en los resultados calculados fue de 3,5, con una desviación promedio del 6,4% en los resultados finales. Mientras que la variación promedio en la temperatura de las corrientes salientes fue del 9,7%.

Por lo tanto, la variación presentada en los resultados entre el diseño propuesto y la simulación en el programa Chemcad 6.0 no es significativa, esto implica que el comportamiento es similar y ambos resultados son confiables.

3.6.8. COLUMNA DESETANIZADORA (CD-403)

En la Figura 3.51, se muestra el esquema de la columna desetanizadora de platos (CD-403) con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

En la Tabla 3.57 y Tabla 3.58, se presentan los datos iniciales y los resultados obtenidos de la simulación en el programa chemcad 6.0 así como del diseño propuesto de la columna desetanizadora de platos (CD-403).

En la Tabla 3.57 se estableció las condiciones de operación de la columna desetanizadora de platos, como el método de resolución FUG mencionado anteriormente, número de platos, reflujo óptimo, componente clave liviano y pesado así como la eficiencia en la separación, estos valores corresponden a los resultados obtenidos en el diseño propuesto de la columna desetanizadora de platos (CD-403).

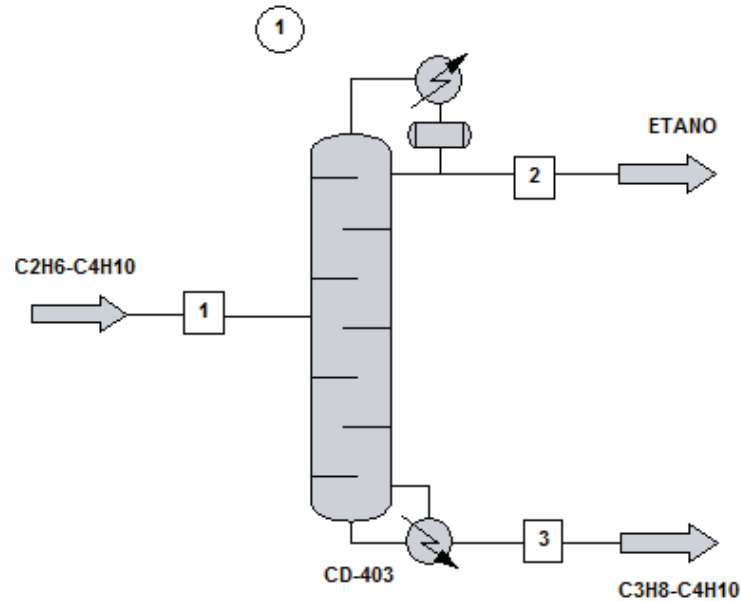


Figura 3.51. Esquema de la columna desetanizadora de platos (CD-403) en el programa Chemcad 6.0

Tabla 3.57. Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desetanizadora de platos (CD-403)

Corriente	$C_2H_6-C_4H_{10}$	Unidades
Parámetro		
Temperatura de entrada (K)	202,0	K
Presión de entrada (atm)	2,36	atm
Flujo másico de entrada (kg/h)	11,077	kg/h
Método de cálculo utilizado	FUG	-
Número de platos	9	-
Relación de reflujo	3,5	-
Eficiencia (%)	95	%
Componente clave ligero	Etano (C_2H_6)	
Componente clave pesado	Propano (C_3H_8)	
Composición másica de cada componente (%)		
Metano (CH_4)	0,05	%
Etano (C_2H_6)	28,26	%
Propano (C_3H_8)	42,59	%
Butano (C_4H_{10})	29,08	%

La Tabla 3.58 muestra los resultados de la simulación en el programa Chemcad

6.0 y los resultados del diseño propuesto de la columna desetanizadora, los valores obtenidos de los flujos másicos así como la composición de cada componente en la simulación son cercanos a los calculados en el diseño de la columna de platos, obteniéndose una desviación promedio del 0,05% en los resultados finales.

Tabla 3.58. Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desetanizadora de platos (CD-403)

Parámetro	Diseño propuesto		Programa Chemcad 6.0	
	Etano	C ₃ H ₈ -C ₄ H ₁₀	Etano	C ₃ H ₈ -C ₄ H ₁₀
Temperatura de salida (K)	248,0	248,0	209,6	262,3
Presión de salida (atm)	2,35	2,35	2,35	2,35
Flujo másico salida (kg/s)	3,369	7,708	3,372	7,704
Número mínimo de platos	5,7		7,8	
Composición másica a la salida (%)				
Metano (CH ₄)	0,16	0,00	0,16	0,00
Etano (C ₂ H ₆)	92,83	0,04	92,83	0,00
Propano (C ₃ H ₈)	7,00	58,16	6,99	58,18
Butano (C ₄ H ₁₀)	0,00	41,79	0,00	41,81

El número de etapas mínimas (N_m) calculadas en la simulación tuvo un valor de 7,8 mientras que en los resultados calculados fue de 5,7, con una desviación promedio del 27,20% en los resultados finales. Mientras que la variación promedio en la temperatura de las corrientes salientes fue del 4,80%.

3.6.9. COLUMNA DESPROPANIZADORA (CD-404)

En la Figura 3.52, se muestra el esquema de la columna despropanizadora de platos (CD-404) con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

En la Tabla 3.59 y Tabla 3.60, se presentan los datos iniciales y los resultados obtenidos de la simulación en el programa Chemcad 6.0 así como del diseño propuesto de la columna despropanizadora de platos (CD-404).

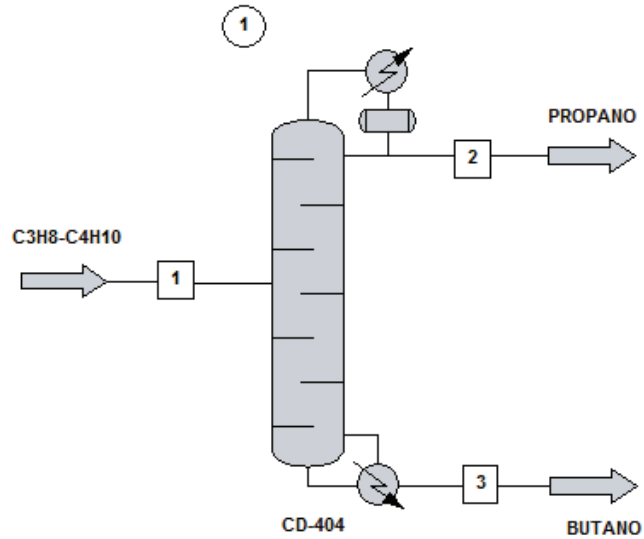


Figura 3.52. Esquema de la columna despropanizadora de platos (CD-404) en el programa Chemcad 6.0

Tabla 3.59. Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna despropanizadora de platos (CD-404)

Corriente	$C_3H_8-C_4H_{10}$	Unidades
Parámetro		
Temperatura de entrada (K)	248,0	K
Presión de entrada (atm)	2,35	atm
Flujo másico de entrada (kg/h)	7,708	kg/h
Método de cálculo utilizado	FUG	-
Número de platos	10	-
Relación de reflujo	3,5	-
Eficiencia (%)	95	%
Componente clave ligero	Propano (C_3H_8)	
Componente clave pesado	Butano (C_4H_{10})	
Composición másica de cada componente (%)		
Etano (C_2H_6)	0,04	%
Propano (C_3H_8)	58,16	%
Butano (C_4H_{10})	41,79	%

En la Tabla 3.59 se estableció las condiciones de operación de la columna despropanizadora de platos, como el método de resolución FUG, número de platos, reflujo óptimo, componente clave liviano y pesado así como la eficiencia en

la separación, estos valores corresponden a los resultados obtenidos en el diseño propuesto de la columna despropanizadora de platos (CD-404) (Jiménez, 2008, pp.150-151).

La Tabla 3.60 muestra los resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 y los resultados del diseño propuesto de la columna despropanizadora, los valores obtenidos de los flujos másicos así como la composición de cada componente en la simulación son cercanos a los calculados en el diseño de la columna de platos, obteniéndose una desviación promedio del 0,04% en los resultados finales.

Tabla 3.60. Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna despropanizadora de platos (CD-404)

Parámetro	Diseño propuesto		Programa Chemcad 6.0	
	Propano	Butano	Propano	Butano
Temperatura de salida (K)	258,0	258,0	255,1	297,7
Presión de salida (atm)	2,34	2,34	2,34	2,34
Flujo másico salida (kg/s)	4,646	3,062	4,647	3,061
Número mínimo de platos	7,4		8,3	
Composición másica a la salida (%)				
Etano (C ₂ H ₆)	0,06	0,00	0,06	0,00
Propano (C ₃ H ₈)	96,46	0,05	96,46	0,01
Butano (C ₄ H ₁₀)	3,46	99,94	3,46	99,98

El número de etapas mínimas (N_m) calculadas en la simulación tuvo un valor de 8,3 mientras que en los resultados calculados fue de 7,4, con una desviación promedio del 10,80% en los resultados finales. Mientras que la variación promedio en la temperatura de las corrientes salientes fue del 7,60%.

3.6.10. COLUMNA DESPENTANIZADORA (CD-406)

En la Figura 3.53, se muestra el esquema de la columna despentanizadora de platos (CD-406) con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

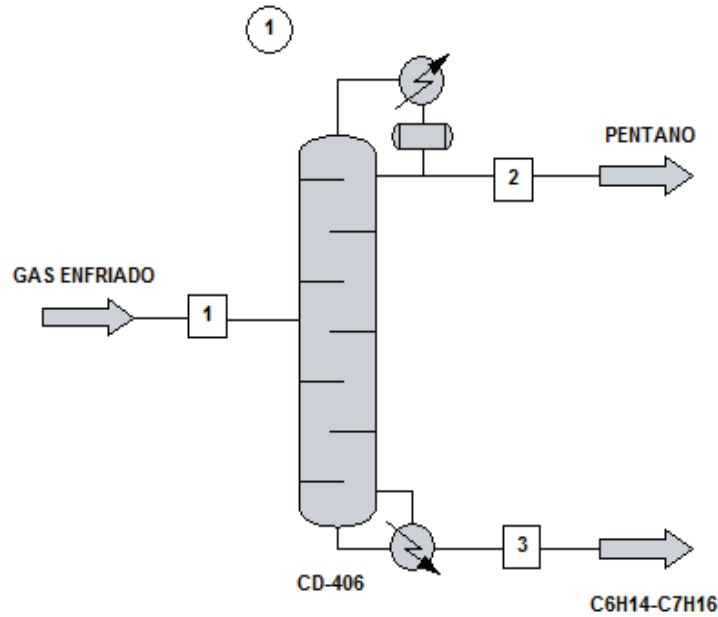


Figura 3.53. Esquema de la columna despentanizadora de platos (CD-406) en el programa Chemcad 6.0

Tabla 3.61. Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna despentanizadora de platos (CD-406)

Corriente	Gas enfriado	Unidades
Parámetro		
Temperatura de entrada (K)	313,0	K
Presión de entrada (atm)	2,36	atm
Flujo másico de entrada (kg/h)	17,29	kg/h
Método de cálculo utilizado	FUG	-
Número de platos	11	-
Relación de reflujo	3,5	-
Eficiencia (%)	95	%
Componente clave ligero	Pentano (C ₅ H ₁₂)	
Componente clave pesado	Hexano (C ₆ H ₁₄)	
Composición másica de cada componente (%)		
Pentano (C ₅ H ₁₂)	74,43	%
Hexano (C ₆ H ₁₄)	24,40	%
Heptano (C ₇ H ₁₆)	0,00	%
Agua (H ₂ O)	0,16	%

En la Tabla 3.61 y Tabla 3.62, se presentan los datos iniciales y los resultados obtenidos de la simulación en el programa Chemcad 6.0 así como del diseño propuesto de la columna despentanizadora de platos (CD-406).

En la Tabla 3.61 se estableció las condiciones de operación de la columna despentanizadora de platos, como el método de resolución FUG, número de platos, reflujo óptimo, componente clave liviano y pesado así como la eficiencia en la separación (Jiménez, 2008, pp.150-151).

Estos valores corresponden a los resultados obtenidos en el diseño propuesto de la columna despentanizadora de platos (CD-406).

La Tabla 3.62 muestra los resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 y los resultados del diseño propuesto de la columna despentanizadora, los valores obtenidos de los flujos másicos así como la composición de cada componente en la simulación son cercanos a los calculados en el diseño de la columna de platos, obteniéndose una desviación promedio del 2,3% en los resultados finales.

Tabla 3.62. Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna despentanizadora de platos (CD-406)

Parámetro	Diseño propuesto		Programa Chemcad 6.0	
	Pentano	C ₆ H ₁₄ -C ₇ H ₁₆	Pentano	C ₆ H ₁₄ -C ₇ H ₁₆
Temperatura de salida (K)	343,0	343,0	337,1	370,3
Presión de salida (atm)	2,35	2,35	2,35	2,35
Flujo másico salida (kg/s)	13,08	4,21	13,02	4,26
Número mínimo de platos	8,7		8,9	
Composición másica a la salida (%)				
Pentano (C ₅ H ₁₂)	98,32	0,19	98,09	2,25
Hexano (C ₆ H ₁₄)	1,67	99,12	1,68	97,71
Heptano (C ₇ H ₁₆)	0,00	0,02	0,00	0,02
Agua (H ₂ O)	0,00	0,66	0,21	0,00

El número de etapas mínimas (N_m) calculadas en la simulación tuvo un valor de

8,9 mientras que en los resultados calculados fue de 8,7, con una desviación promedio del 2,2% en los resultados finales. Mientras que la variación promedio en la temperatura de las corrientes salientes fue del 3,1%.

3.6.11. COLUMNA REGENERADORA (CD-202)

En la Figura 3.54, se muestra el esquema de la columna regeneradora de platos (CD-202) con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

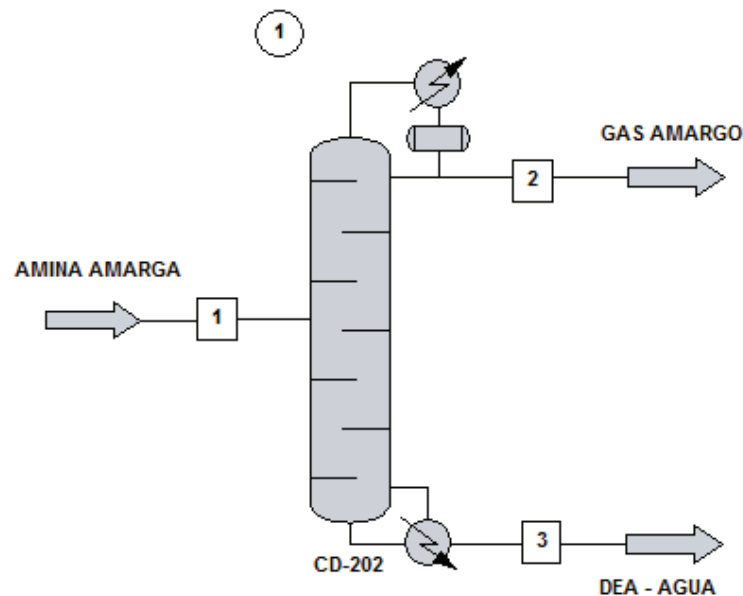


Figura 3.54. Esquema de la columna regeneradora de platos (CD-202) en el programa Chemcad 6.0

En la Tabla 3.63 y Tabla 3.64, se presentan los datos iniciales y los resultados obtenidos de la simulación en el programa Chemcad 6.0 así como del diseño propuesto de la columna regeneradora de platos (CD-202).

En la Tabla 3.63 se estableció las condiciones de operación de la columna regeneradora de platos, como el método de resolución FUG mencionado anteriormente, número de platos, reflujo óptimo, componente clave liviano y pesado así como la eficiencia en la separación, estos valores corresponden a los

resultados obtenidos en el diseño propuesto de la columna regeneradora de platos (CD-202).

La Tabla 3.64 muestra los resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 y los resultados del diseño propuesto de la columna regeneradora, los valores obtenidos de los flujos másicos así como la composición de cada componente en la simulación son cercanos a los calculados en el diseño de la columna de platos, obteniéndose una desviación promedio del 9,7% en los resultados finales.

Tabla 3.63. Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna regeneradora de platos (CD-202)

Corriente	A. amarga	Unidades
Parámetro		
Temperatura de entrada (K)	299,5	K
Presión de entrada (atm)	2,38	atm
Flujo másico de entrada (kg/h)	21,307	kg/h
Método de cálculo utilizado	FUG	-
Número de platos	12	-
Relación de reflujo	11	-
Eficiencia (%)	95	%
Componente clave ligero	Hexano (C ₆ H ₁₄)	
Componente clave pesado	Agua (H ₂ O)	
Composición másica de cada componente (%)		
Sulfuro Hidrógeno (H ₂ S)	0,01	%
Dióxido Carbono (CO ₂)	5,30	%
Pentano (C ₅ H ₁₂)	0,10	%
Hexano (C ₆ H ₁₄)	0,03	%
Agua (H ₂ O)	66,18	%
Dietanolamina (DEA)	28,36	%

El número de etapas mínimas (N_m) calculadas en la simulación tuvo un valor de 8,1 mientras que en los resultados calculados fue de 7,1, con una desviación promedio del 12,3% en los resultados finales. Mientras que la variación promedio en la temperatura de las corrientes salientes fue del 6,5%.

Tabla 3.64. Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna regeneradora de platos (CD-202)

Parámetro	Diseño propuesto		Programa Chemcad 6.0	
	DEA-H ₂ O	CO ₂ -H ₂ S	DEA-H ₂ O	CO ₂ -H ₂ S
Temperatura de salida (K)	373,0	373,0	298,1	399,1
Presión de salida (atm)	2,37	2,37	2,37	2,37
Flujo másico salida (kg/s)	19,42	1,867	20,14	1,16
Número mínimo de platos	7,1		8,1	
Composición másica a la salida (%)				
Sulfuro Hidrógeno (H ₂ S)	0,00	0,13	0,00	0,20
Dióxido Carbono (CO ₂)	0,00	59,86	0,00	97,30
Pentano (C ₅ H ₁₂)	0,00	1,14	0,00	1,87
Hexano (C ₆ H ₁₄)	0,01	0,20	0,00	0,60
Agua (H ₂ O)	68,91	38,11	69,99	0,01
Dietanolamina (DEA)	31,06	0,53	29,99	0,00

En general, los resultados obtenidos en la simulación en el programa Chemcad 6.0 de los equipos de la planta de tratamiento de gas natural son similares a los calculados en el diseño propuesto.

Previamente se especificó la variación promedio de los resultados en cada equipo, por lo tanto, se determinó que la diferencia entre los valores obtenidos en la simulación y el diseño propuesto es aceptable.

Con base a lo mostrado, los resultados del diseño propuesto son concordables, debido a que se comprobaron con los valores obtenidos mediante de la simulación en el programa Chemcad, por lo tanto, la propuesta de la planta de tratamiento de gas natural es fiable.

3.7. RESULTADOS DEL PROGRAMA CHEMCAD DE LOS EQUIPOS DE LA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ETILENO A PARTIR DE ETANO

A continuación se muestran los resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de cada equipo diseñado previamente en la sección 3.5, con las consideraciones en el diseño propuesto, como la temperatura, presión de operación, composiciones y flujos másicos entre los parámetros más importantes.

Los resultados presentados de la simulación se compararon como en la sección 3.6.

3.7.1. HORNO TUBULAR (H-101 y H-102)

En la Figura 3.55, se presenta el esquema de un reactor de equilibrio utilizado para efectuar el craqueo de etano y obtener etileno, con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

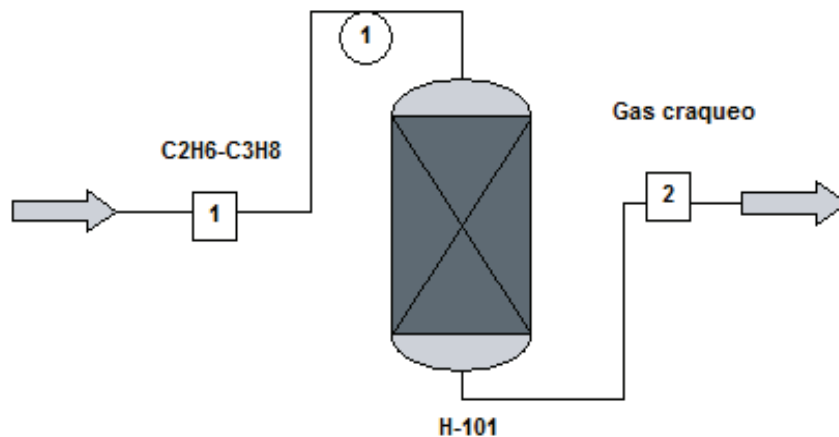


Figura 3.55. Esquema del reactor de equilibrio en el programa Chemcad 6.0

No se pudo utilizar un horno para simular el proceso de craqueo térmico, pues el programa Chemcad no ofrece una opción de simulación de hornos con reacción, así que se escogió un equipo que se aproxime a los requerimientos. El reactor de equilibrio fue elegido debido a la necesidad de desarrollar dos reacciones

paralelas explicadas en la Ecuación 1.1 y Ecuación 1.2. En las Tablas 3.65 y 3.66, se presentan los datos iniciales y los resultados obtenidos de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del reactor de equilibrio.

Tabla 3.65. Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 del reactor de equilibrio

Corriente	C₂H₆ – C₃H₈	
Parámetro	Valor	Unidad
Temperatura de entrada	473,00	K
Presión de entrada	1,00	atm
Flujo másico de entrada	12,08	kg/s
Composición másica de cada componente (%)		
Etano (C ₂ H ₆)	77,63	%
Propano (C ₃ H ₈)	5,85	%
Agua (H ₂ O)	16,38	%
Metano (CH ₄)	0,14	%

Tabla 3.66. Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del reactor de equilibrio

Parámetro	Diseño propuesto	Programa Chemcad 6.0
Corriente	Gases de craqueo	Gases de craqueo
Temperatura de salida (K)	1098	1098
Presión de salida (atm)	0,99	0,99
Flujo másico salida (kg/s)	12,08	12,08
Conversión (%)	63,00	82,00
Rendimiento en etileno (%)	48,00	23,00
Composición másica a la salida (%)		
Hidrógeno (H ₂)	2,06	0,26
Metano (CH ₄)	9,72	13,05
Etileno (C ₂ H ₄)	37,26	36,32
Etano (C ₂ H ₆)	28,72	28,10
Propano (C ₃ H ₈)	5,85	5,85
Agua (H ₂ O)	16,38	16,40

En la Tabla 3.66 se puede observar que los resultados presentan diferencias. En cuanto al balance de masa la cantidad de etileno obtenido en la simulación es menor (4,39 kg/s) a la calculada en el diseño (4,50 kg/s), lo que refleja un rendimiento en etileno menor (23,00%) al obtenido con el cálculo teórico (48,00%) y esto ocurre a pesar de que en la simulación el porcentaje de conversión de etano (82%) es mayor. Este comportamiento se debe a que en el reactor se consideran aspectos cinéticos que en el cálculo teórico del horno no se toman en cuenta como son energías de activación, calores de reacción, entre otros.

3.7.2. INTERCAMBIADOR DE CALOR 4 (E-103 y E-104)

En la Figura 3.56, se muestra el esquema del intercambiador de calor 4 de tubos y coraza (E-103/E-104) utilizado para enfriar la corriente proveniente del horno tubular, con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

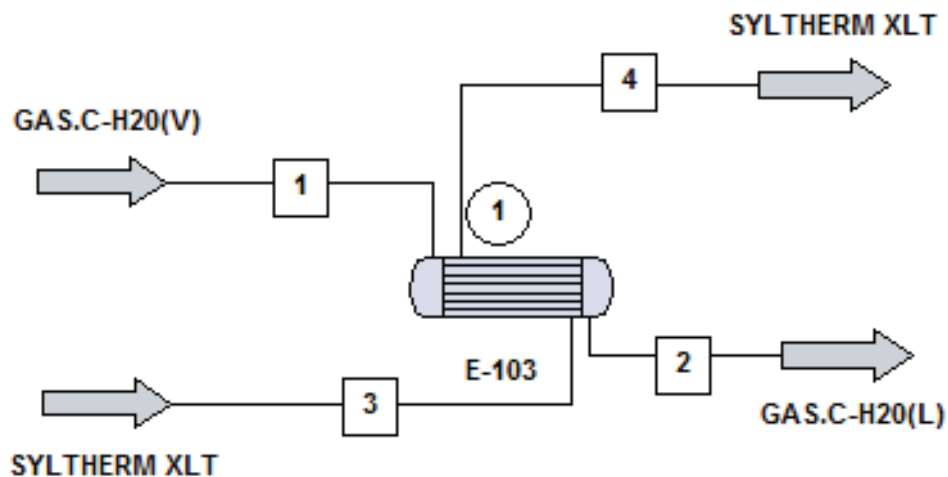


Figura 3.56. Esquema del intercambiador de calor 4 de tubos y coraza (E-103/E-104) en el programa Chemcad 6.0

En la Tabla 3.67 y Tabla 3.68, se presentan los datos iniciales y los resultados obtenidos de la simulación en el programa Chemcad 6.0 así como del diseño propuesto del intercambiador de calor 4 de tubos y coraza (E-103/E-104).

En la Tabla 3.67 se establecieron las condiciones de operación del intercambiador

de calor 4 de tubos y coraza, como la temperatura de entrada de los gases de craqueo y el refrigerante (syltherm XLT), la presión de operación, flujo másico de cada corriente y la caída de presión de cada corriente.

Tabla 3.67. Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 4 de tubos y coraza (E-103/E-104)

Corriente	Gas craqueo- H₂O(v)	Syltherm XLT
Parámetro		
Temperatura de entrada (K)	1098,0	172,0
Presión de entrada (atm)	0,99	5,13
Caída de presión (atm)	0,01	0,04
Flujo másico de entrada (kg/h)	12,08	36,25
Composiciones másicas de cada componente (%)		
Hidrógeno (H ₂)	2,06	0,00
Metano (CH ₄)	9,72	0,00
Etileno (C ₂ H ₄)	37,26	0,00
Etano (C ₂ H ₆)	28,72	0,00
Propano (C ₃ H ₈)	5,85	0,00
Agua (H ₂ O)	16,38	0,00
Syltherm XLT	0,00	100,00

Estos parámetros se obtuvieron en el desarrollo del diseño propuesto y se estableció la temperatura de salida de los gases de craqueo con un valor de 358,0 K, en función del requerimiento para la siguiente operación en la planta.

En la Tabla 3.68 se muestran los resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 y del diseño propuesto del intercambiador de calor 4 de tubos y coraza (E-103/E-104), las corrientes no variaron en su composición másica, dado que circularon por diferentes conductos en el cual solo se dió la transferencia de calor.

La temperatura de salida de los gases de craqueo fue de 358,0 K tanto en el diseño propuesto como en la simulación, mientras que la temperatura del refrigerante a la salida fue 564,0 y 603,4 K respectivamente, mostrando una

variación del 6,5% debido a que en la simulación realizada en el programa Chemcad 6.0 los datos del refrigerante muestran una mayor amplitud de propiedades mientras que en el cálculo del diseño planteado solo se utilizó el dato de la densidad obtenido de la ficha técnica del refrigerante.

Tabla 3.68. Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 4 de tubos y coraza (E-103/E-104)

Parámetro	Diseño propuesto		Programa Chemcad 6.0	
	Gas C.-H ₂ O(l)	Syltherm XLT	Gas C.-H ₂ O(l)	Syltherm XLT
Temperatura de salida (K)	358,0	564,0	358,0	603,4
Presión de salida (atm)	0,98	5,09	0,98	5,09
Flujo másico salida (kg/s)	12,08	36,25	12,08	36,25
Composición másica a la salida (%)				
Hidrógeno (H ₂)	2,06	0,00	2,06	0,00
Metano (CH ₄)	9,72	0,00	9,72	0,00
Etileno (C ₂ H ₄)	37,26	0,00	37,26	0,00
Etano (C ₂ H ₆)	28,72	0,00	28,72	0,00
Propano (C ₃ H ₈)	5,85	0,00	5,85	0,00
Agua (H ₂ O)	16,38	0,00	16,38	0,00
Syltherm XLT	0,00	100,00	0,00	100,00

3.7.3. SEPARADOR VAPOR – LÍQUIDO VERTICAL (S-201 y 202)

En la Figura 3.57, se muestra el esquema del separador vapor-líquido (S-201/S-202) con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

En la Tabla 3.69 y Tabla 3.70, se presentan los datos iniciales y los resultados obtenidos de la simulación en el programa Chemcad 6.0 así como del diseño propuesto del separador gas-líquido (S-201/S-202).

En la Tabla 3.70 se muestran los resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 y del diseño propuesto del separador gas-líquido (S-201/S-202), en la cual se puede ver que los valores obtenidos en la simulación de los flujos

másicos así como la composición de cada componente son similares a los calculados en el diseño del separador, estableciéndose una eficiencia en ambos casos del 99% y teniendo una desviación promedio en los resultados del 0,01%.

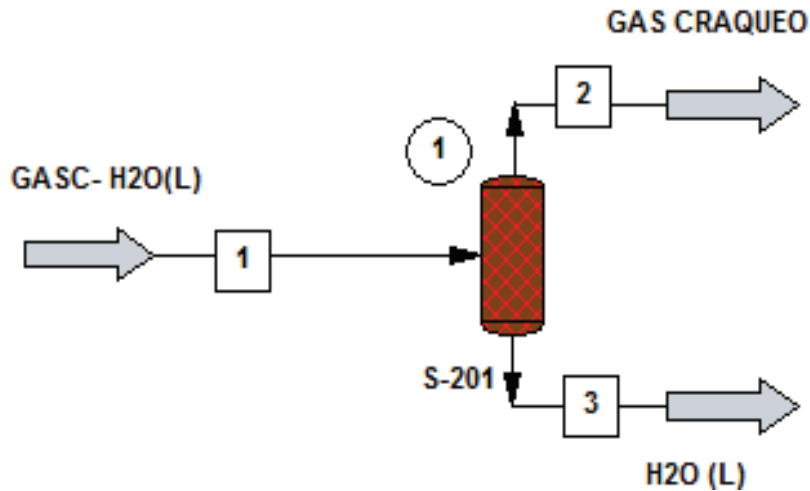


Figura 3.57. Esquema del separador vapor-líquido (S-201/S-202) en el programa Chemcad 6.0

Tabla 3.69. Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 del separador vapor-líquido (S-201/S-202)

Corriente	Gas craqueo – H ₂ O(l)	
Parámetro	Valor	Unidad
Temperatura de entrada	358,0	K
Presión de entrada	0,98	atm
Flujo másico de entrada	12,08	kg/s
Composición másica de cada componente (%)		
Hidrógeno (H ₂)	2,06	%
Metano (CH ₄)	9,72	%
Etileno (C ₂ H ₄)	37,26	%
Etano (C ₂ H ₆)	28,72	%
Propano (C ₃ H ₈)	5,85	%
Agua (H ₂ O)	16,38	%

De igual manera se nota que la temperatura de operación así como la presión de cada corriente saliente en la simulación, corresponde a la establecida en el diseño propuesto.

Tabla 3.70. Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del separador vapor-líquido (S-201/S-202)

Parámetro	Diseño propuesto		Programa Chemcad 6.0	
	Gas craqueo	H ₂ O(l)	Gas craqueo	H ₂ O(l)
Temperatura de salida (K)	358,0	358,0	358,0	358,0
Presión de salida (atm)	0,97	0,97	0,97	0,97
Flujo másico salida (kg/s)	10,12	1,96	10,12	1,96
Eficiencia (%)	99,0		99,0	
Composición másica a la salida (%)				
Hidrógeno (H ₂)	2,46	0,00	2,46	0,00
Metano (CH ₄)	11,61	0,00	11,60	0,00
Etileno (C ₂ H ₄)	44,47	0,00	44,47	0,00
Etano (C ₂ H ₆)	34,28	0,00	34,28	0,00
Propano (C ₃ H ₈)	6,98	0,00	6,98	0,00
Agua (H ₂ O)	0,20	100,00	0,19	100,00

3.7.4. COMPRESOR CENTRÍFUGO (C-203 y C-204)

En la Figura 3.58, se muestra el esquema del compresor centrífugo con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

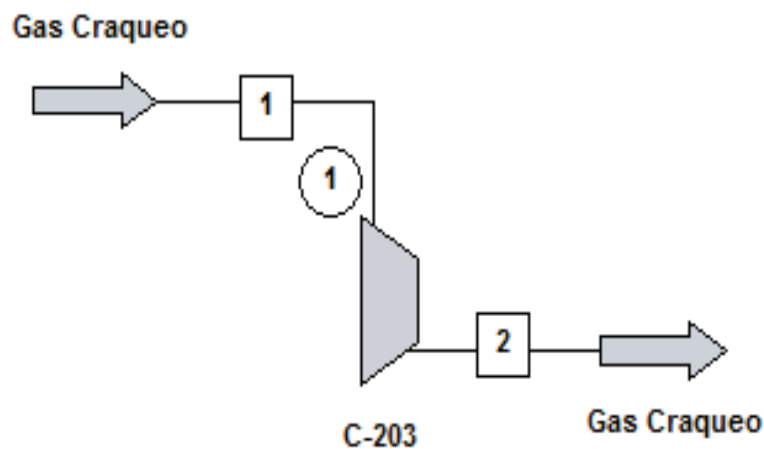


Figura 3.58. Esquema del compresor centrífugo (C-203/C-204) en el programa Chemcad 6.0

En la Tabla 3.71 se presenta los datos iniciales ingresados para el diseño y para

la simulación en el programa Chemcad 6.0 así como del diseño propuesto para el compresor (C-203 y C-204).

Tabla 3.71. Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 del compresor centrífugo (C-203/C-204)

Corriente	Gas craqueo	
	Valor	Unidad
Temperatura de entrada	358,0	K
Presión de entrada	0,97	atm
Flujo másico de entrada	12,08	kg/s
Composición másica de cada componente (%)		
Hidrógeno (H ₂)	2,26	%
Metano (CH ₄)	11,63	%
Etileno (C ₂ H ₄)	44,56	%
Etano (C ₂ H ₆)	34,35	%
Propano (C ₃ H ₈)	6,99	%
Agua (H ₂ O)	0,20	%

En la Tabla 3.72 se muestran los resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del compresor centrífugo.

El valor de presión de salida (38,5 atm) y la eficiencia de 74,5% se establecieron inicialmente en el diseño del compresor y se ingresaron a la interfase del programa.

El valor de potencia teórica para el compresor es de 11 945,37 HP, que al compararla con la potencia calculada en el apartado 3.5.4, es similar pues se obtuvo un valor de 10 233 HP. Se debe tomar en cuenta que el primer valor se obtiene en la simulación, la cual que utiliza métodos más rigurosos por eso se tiene una desviación del 14,33%.

En la Figura AX.4 se observa que la temperatura de salida es de 475,39 °C (748,39 K), mientras que la calculada es 600,88 °C (874K), a pesar de haberse

elegido el mismo modo de operación (politrópico). En cuanto al balance de masa no hay ninguna diferencia pues la composición no varía.

Tabla 3.72. Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del compresor centrífugo (C-203/C-204)

Parámetro	Diseño propuesto	Programa Chemcad 6.0
Corriente	Gas craqueo	Gas craqueo
Temperatura de salida (K)	874	748,39
Presión de salida (atm)	38,5	38,5
Flujo másico salida (kg/s)	10,12	10,12
Eficiencia (%)	74,50	74,50
Composición másica a la salida (%)		
Hidrógeno (H ₂)	2,46	2,26
Metano (CH ₄)	11,61	11,63
Etileno (C ₂ H ₄)	44,47	44,56
Etano (C ₂ H ₆)	34,28	34,35
Propano (C ₃ H ₈)	6,98	6,99
Agua (H ₂ O)	0,20	0,20

3.7.5. INTERCAMBIADOR DE CALOR 5 (E-205 y E-206)

En la Figura 3.59, se muestra el esquema del intercambiador de calor 5 de tubos y coraza (E-205/E-206) utilizado para enfriar la corriente proveniente del compresor, con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

En la Tabla 3.73 y Tabla 3.74, se presentan los datos iniciales y los resultados obtenidos de la simulación en el programa Chemcad 6.0 así como del diseño propuesto del intercambiador de calor 5 de tubos y coraza (E-205/E-206).

En la Tabla 3.73 se estableció las condiciones de operación del intercambiador de calor 5 de tubos y coraza, como la temperatura de entrada de los gases de craqueo y el refrigerante (syltherm XLT), la presión de operación, flujo másico de cada corriente y la caída de presión de cada corriente.

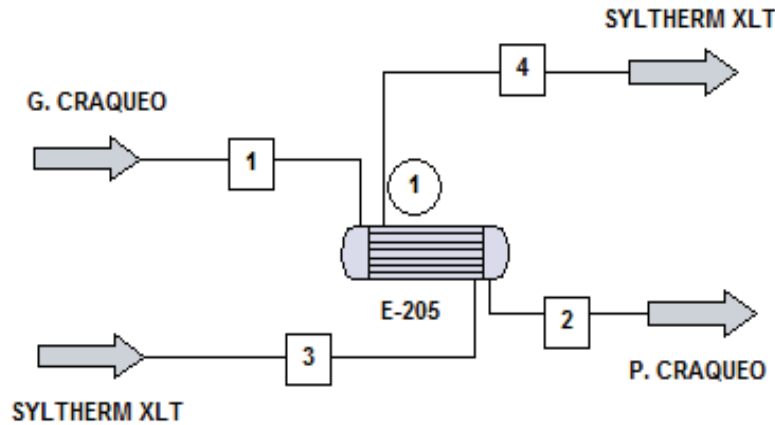


Figura 3.59. Esquema del intercambiador de calor 5 de tubos y coraza (E-205/E-206) en el programa Chemcad 6.0

Estos parámetros se obtuvieron en el desarrollo del diseño propuesto y se estableció la temperatura de salida de los gases de craqueo dulce con un valor de 275,0 K, en función del requerimiento para la siguiente operación en la planta, es decir el fraccionamiento en la columna desmetanizadora de platos (CD-303).

Tabla 3.73. Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 5 de tubos y coraza (E-205/E-206)

Corriente	Gas craqueo- H ₂ O(v)	Syltherm XLT
Parámetro		
Temperatura de entrada (K)	873,0	172,0
Presión de entrada (atm)	38,5	5,13
Caída de presión (atm)	0,01	0,01
Flujo másico de entrada (kg/h)	10,12	30,37
Composiciones másicas de cada componente (%)		
Hidrógeno (H ₂)	2,46	0,00
Metano (CH ₄)	11,61	0,00
Etileno (C ₂ H ₄)	44,47	0,00
Etano (C ₂ H ₆)	34,28	0,00
Propano (C ₃ H ₈)	6,98	0,00
Agua (H ₂ O)	0,20	0,00
Syltherm XLT	0,00	100,00

En la Tabla 3.74 se muestran los resultados de la simulación en el programa

Chemcad 6.0 y del diseño propuesto del intercambiador de calor 5 de tubos y coraza (E-205/E-206), las corrientes no variaron en su composición másica, dado que circularon por diferentes conductos en el cual solo se dio la transferencia de calor.

Tabla 3.74. Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 5 de tubos y coraza (E-205/E-206)

Parámetro	Diseño propuesto		Programa Chemcad 6.0	
	P. craqueo	Syltherm XLT	P. craqueo	Syltherm XLT
Temperatura de salida (K)	275,0	483,5	275,0	530,6
Presión de salida (atm)	38,49	5,12	38,49	5,12
Flujo másico salida (kg/s)	10,12	30,37	10,12	30,37
Composición másica a la salida (%)				
Hidrógeno (H ₂)	2,46	0,00	2,46	0,00
Metano (CH ₄)	11,61	0,00	11,61	0,00
Etileno (C ₂ H ₄)	44,47	0,00	44,47	0,00
Etano (C ₂ H ₆)	34,28	0,00	34,28	0,00
Propano (C ₃ H ₈)	6,98	0,00	6,98	0,00
Agua (H ₂ O)	0,20	0,00	0,20	0,00
Syltherm XLT	0,00	100,00	0,00	100,00

La temperatura de salida de los gases de craqueo fue de 275,0 K tanto en el diseño propuesto como en la simulación, mientras que la temperatura del refrigerante a la salida fue 483,5 y 530,6 K respectivamente, mostrando una variación del 8,8% debido a que en la simulación realizada en el programa Chemcad 6.0 los datos del refrigerante muestran una mayor amplitud de propiedades mientras que en el cálculo del diseño planteado solo se utilizó el dato de la densidad obtenido de la ficha técnica del refrigerante.

3.7.6. COLUMNA DESMETANIZADORA (CD-301)

En la Figura 3.60, se muestra el esquema de la columna desmetanizadora de platos (CD-301) con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

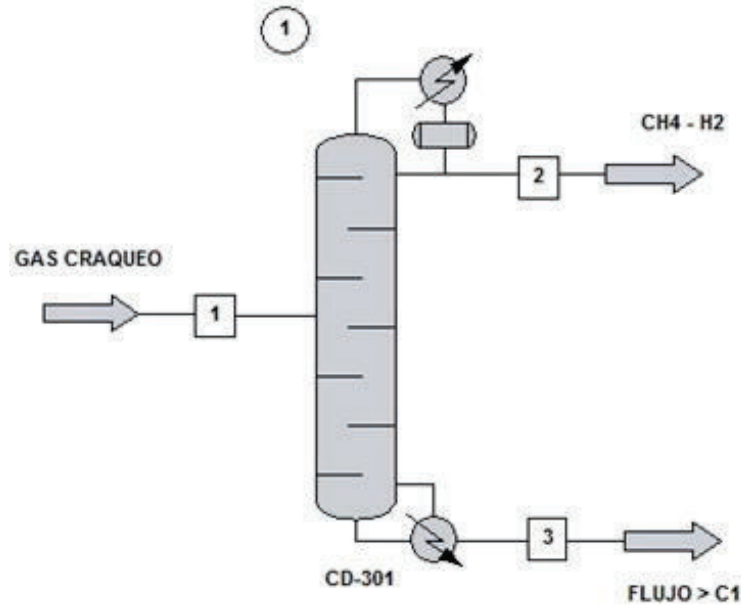


Figura 3.60. Esquema de la columna desmetanizadora de platos (CD-301) en el programa Chemcad 6.0

En la Tabla 3.75 y Tabla 3.76, se presentan los datos iniciales y los resultados obtenidos de la simulación en el programa Chemcad 6.0 así como del diseño propuesto de la columna desmetanizadora de platos (CD-301).

En la Tabla 3.75 se estableció las condiciones de operación de la columna desmetanizadora de platos, como el método de resolución FUG (correlaciones de Fenske, Underwood y Gilliland), número de platos, reflujo óptimo, componente clave liviano y pesado así como la eficiencia en la separación, estos valores corresponden a los resultados obtenidos en el diseño propuesto de la columna desmetanizadora de platos (CD-301).

La Tabla 3.76 muestra los resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 y los resultados del diseño propuesto de la columna desmetanizadora, los valores obtenidos de los flujos máxicos así como la composición de cada componente en la simulación son cercanos a los calculados en el diseño de la columna de platos, obteniéndose una desviación promedio del 0,3% en los resultados finales.

Tabla 3.75. Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desmetanizadora de platos (CD-301)

Corriente	Gas craqueo	Unidades
Parámetro		
Temperatura de entrada (K)	275,0	K
Presión de entrada (atm)	38,49	atm
Flujo másico de entrada (kg/h)	20,25	kg/h
Método de cálculo utilizado	FUG	FUG
Número de platos	10	-
Relación de reflujo	3	-
Eficiencia (%)	95	%
Componente clave ligero	Metano (CH ₄)	
Componente clave pesado	Etano (C ₂ H ₆)	
Composición másica de cada componente (%)		
Hidrógeno (H ₂)	2,46	%
Metano (CH ₄)	11,61	%
Etileno (C ₂ H ₄)	44,47	%
Etano (C ₂ H ₆)	34,28	%
Propano (C ₃ H ₈)	6,98	%
Agua (H ₂ O)	0,20	%

Tabla 3.76. Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desmetanizadora de platos (CD-301)

Parámetro	Diseño propuesto		Programa Chemcad 6.0	
Corriente	CH₄-H₂	Flujo > C₁	CH₄-H₂	Flujo > C₁
Temperatura de salida (K)	276,0	276,0	164,1	283,5
Presión de salida (atm)	38,48	38,48	38,48	38,48
Flujo másico salida (kg/s)	3,03	17,22	3,03	17,22
Número mínimo de platos	7,5		6,0	
Composición másica a la salida (%)				
Hidrógeno (H ₂)	16,47	0,00	16,43	0,00
Metano (CH ₄)	77,58	0,01	77,35	0,04
Etileno (C ₂ H ₄)	5,95	51,24	5,94	51,25
Etano (C ₂ H ₆)	0,00	40,30	0,28	40,26
Propano (C ₃ H ₈)	0,00	8,21	0,00	8,21
Agua (H ₂ O)	0,00	0,23	0,00	0,23

El número de etapas mínimas (N_m) calculadas en la simulación tuvo un valor de 6,0 mientras que en los resultados calculados fue de 7,5, con una desviación promedio del 20,0% en los resultados finales. Mientras que la variación promedio en la temperatura de las corrientes salientes fue del 19,0%.

3.7.7. COLUMNA DESETANIZADORA (CD-302)

En la Figura 3.61, se muestra el esquema de la columna desetanizadora de platos (CD-302) con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

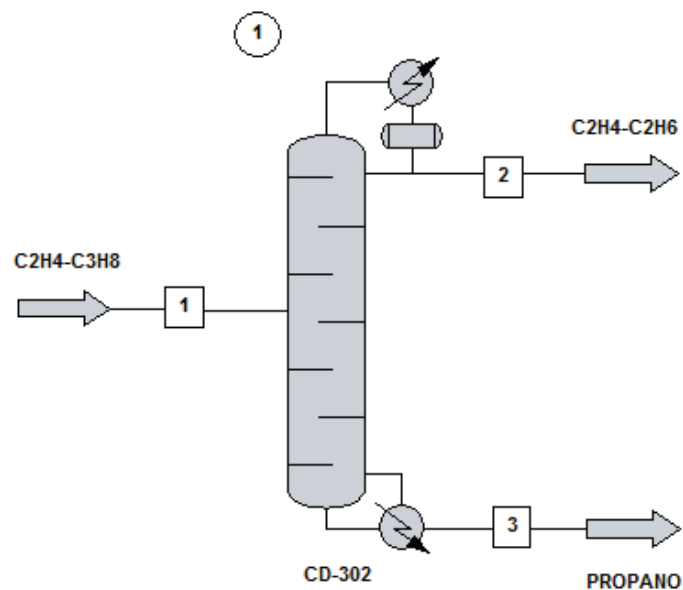


Figura 3.61. Esquema de la columna desetanizadora de platos (CD-302) en el programa Chemcad 6.0

En la Tabla 3.77 y Tabla 3.78, se presentan los datos iniciales y los resultados obtenidos de la simulación en el programa Chemcad 6.0 así como del diseño propuesto de la columna desetanizadora de platos (CD-302). En la Tabla 3.77 se establecieron las condiciones de operación de la columna desetanizadora de platos, como el método de resolución FUG, número de platos, reflujo óptimo, componente clave liviano y pesado así como la eficiencia en la separación, estos valores corresponden a los resultados obtenidos en el diseño propuesto de la columna desetanizadora de platos (CD-302).

Tabla 3.77. Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desetanizadora de platos (CD-302)

Corriente	Flujo > C ₁	Unidades
Parámetro		
Temperatura de entrada (K)	276,0	K
Presión de entrada (atm)	38,48	atm
Flujo másico de entrada (kg/h)	17,22	kg/h
Método de cálculo utilizado	FUG	-
Número de platos	9	-
Relación de reflujo	2	-
Eficiencia (%)	95	%
Componente clave ligero	Etano (C ₂ H ₆)	
Componente clave pesado	Propano (C ₃ H ₈)	
Composición másica de cada componente (%)		
Metano (CH ₄)	0,01	%
Etileno (C ₂ H ₄)	51,24	%
Etano (C ₂ H ₆)	40,30	%
Propano (C ₃ H ₈)	8,21	%
Agua (H ₂ O)	0,23	%

Tabla 3.78. Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desetanizadora de platos (CD-302)

Parámetro	Diseño propuesto		Programa Chemcad 6.0	
	C ₂ H ₄ -C ₂ H ₆	Propano	C ₂ H ₄ -C ₂ H ₆	Propano
Temperatura de salida (K)	297,0	297,0	278,4	299,9
Presión de salida (atm)	38,47	38,47	38,47	38,47
Flujo másico salida (kg/s)	15,90	1,32	15,83	1,38
Número mínimo de platos	6,4		7,0	
Composición másica a la salida (%)				
Metano (CH ₄)	0,01	0,00	0,01	0,00
Etileno (C ₂ H ₄)	55,50	0,00	55,71	0,00
Etano (C ₂ H ₆)	43,61	0,52	43,82	0,01
Propano (C ₃ H ₈)	0,87	96,48	0,45	97,10
Agua (H ₂ O)	0,00	3,00	0,00	2,89

La Tabla 3.78 muestra los resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 y los resultados del diseño propuesto de la columna desetanizadora, los valores obtenidos de los flujos másicos así como la composición de cada componente en la simulación son cercanos a los calculados en el diseño de la columna de platos, obteniéndose una desviación promedio del 1,0 % en los resultados finales.

El número de etapas mínimas (N_m) calculadas en la simulación tuvo un valor de 7,0 mientras que en los resultados calculados fue de 6,4, con una desviación promedio del 8,6% en los resultados finales. Mientras que la variación promedio en la temperatura de las corrientes salientes fue del 2,6 %.

3.7.8. FRACCIONADORA DE ETILENO (CD-303)

En la Figura 3.62, se muestra el esquema de la columna fraccionadora de etileno de platos (CD-303) con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

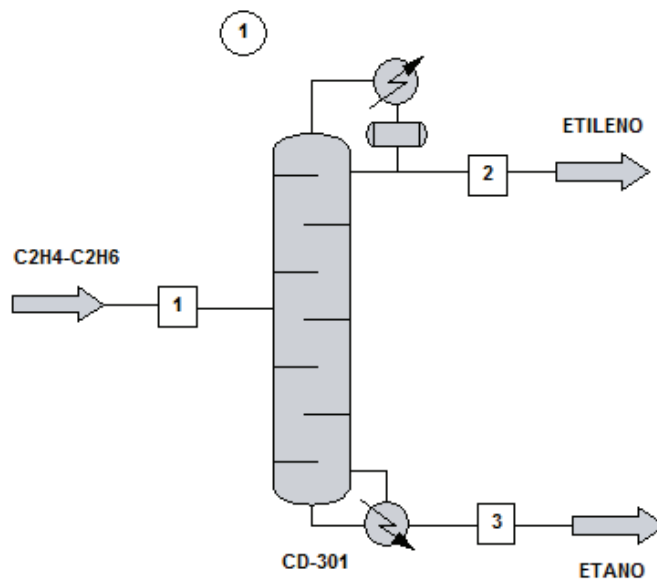


Figura 3.62. Esquema de la columna fraccionadora de etileno de platos (CD-303) en el programa Chemcad 6.0

En la Tabla 3.79 y Tabla 3.80, se presentan los datos iniciales y los resultados

obtenidos de la simulación en el programa Chemcad 6.0 así como del diseño propuesto de la columna fraccionadora de etileno de platos (CD-303).

Tabla 3.79. Datos iniciales para el diseño propuesto y para la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna fraccionadora de etileno de platos (CD-303)

Corriente	C₂H₄-C₂H₆	Unidades
Parámetro		
Temperatura de entrada (K)	297,0	K
Presión de entrada (atm)	38,47	atm
Flujo másico de entrada (kg/h)	15,90	kg/h
Método de cálculo utilizado	FUG	-
Número de platos	16	-
Relación de reflujo	11	-
Eficiencia (%)	95	%
Componente clave ligero	Etileno (C ₂ H ₄)	
Componente clave pesado	Etano (C ₂ H ₆)	
Composición másica de cada componente (%)		
Metano (CH ₄)	0,01	%
Etileno (C ₂ H ₄)	55,50	%
Etano (C ₂ H ₆)	43,61	%
Propano (C ₃ H ₈)	0,87	%

Tabla 3.80. Resultados obtenidos del diseño propuesto y de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna fraccionadora de etileno de platos (CD-303)

Parámetro	Diseño propuesto		Programa Chemcad 6.0	
	Etileno	Etano	Etileno	Etano
Temperatura de salida (K)	292,0	292,0	271,1	294,6
Presión de salida (atm)	38,46	38,46	38,46	38,46
Flujo másico salida (kg/s)	8,96	6,94	8,94	6,96
Número mínimo de platos	10		14	
Composición másica a la salida (%)				
Metano (CH ₄)	0,02	0,00	0,02	0,00
Etileno (C ₂ H ₄)	98,43	0,12	97,65	1,26
Etano (C ₂ H ₆)	1,55	97,87	2,32	96,74
Propano (C ₃ H ₈)	0,00	2,01	0,00	1,99

En la Tabla 3.79 se establecieron las condiciones de operación de la columna fraccionadora de etileno de platos, como el método de resolución FUG (correlaciones de Fenske, Underwood y Gilliland), número de platos, reflujo óptimo, componente clave liviano y pesado así como la eficiencia en la separación, estos valores corresponden a los resultados obtenidos en el diseño propuesto de la columna fraccionadora de etileno de platos (CD-303).

La Tabla 3.80 muestra los resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 y los resultados del diseño propuesto de la columna fraccionadora de etileno, los valores obtenidos de los flujos máxicos así como la composición de cada componente en la simulación son cercanos a los calculados en el diseño de la columna de platos, obteniéndose una desviación promedio del 1,8% en los resultados finales.

El número de etapas mínimas (N_m) calculadas en la simulación tuvo un valor de 14 mientras que en los resultados calculados fue de 10, con una desviación promedio del 28,8% en los resultados finales. Mientras que la variación promedio en la temperatura de las corrientes salientes fue del 3,1%.

Los resultados obtenidos en la simulación en el programa Chemcad 6.0 de los equipos de la planta de producción de etileno son similares a los calculados en el diseño propuesto.

Previamente se especificó la variación promedio de los resultados en cada equipo, por lo tanto, se determinó que la diferencia entre los valores obtenidos en la simulación y el diseño propuesto es aceptable.

Con base a lo mostrado, los resultados del diseño propuesto son coherentes, debido a que se comprobaron con los valores obtenidos mediante de la simulación en el programa Chemcad, por lo tanto, la propuesta de la planta producción de etileno es fiable.

3.8. DIAGRAMA DE FLUJO (PFD) Y DISTRIBUCIÓN EN PLANTA (*LAYOUT*) DEL PROCESO DE TRATAMIENTO DE GAS NATURAL PARA LA SEPARACIÓN DE HIDROCARBUROS

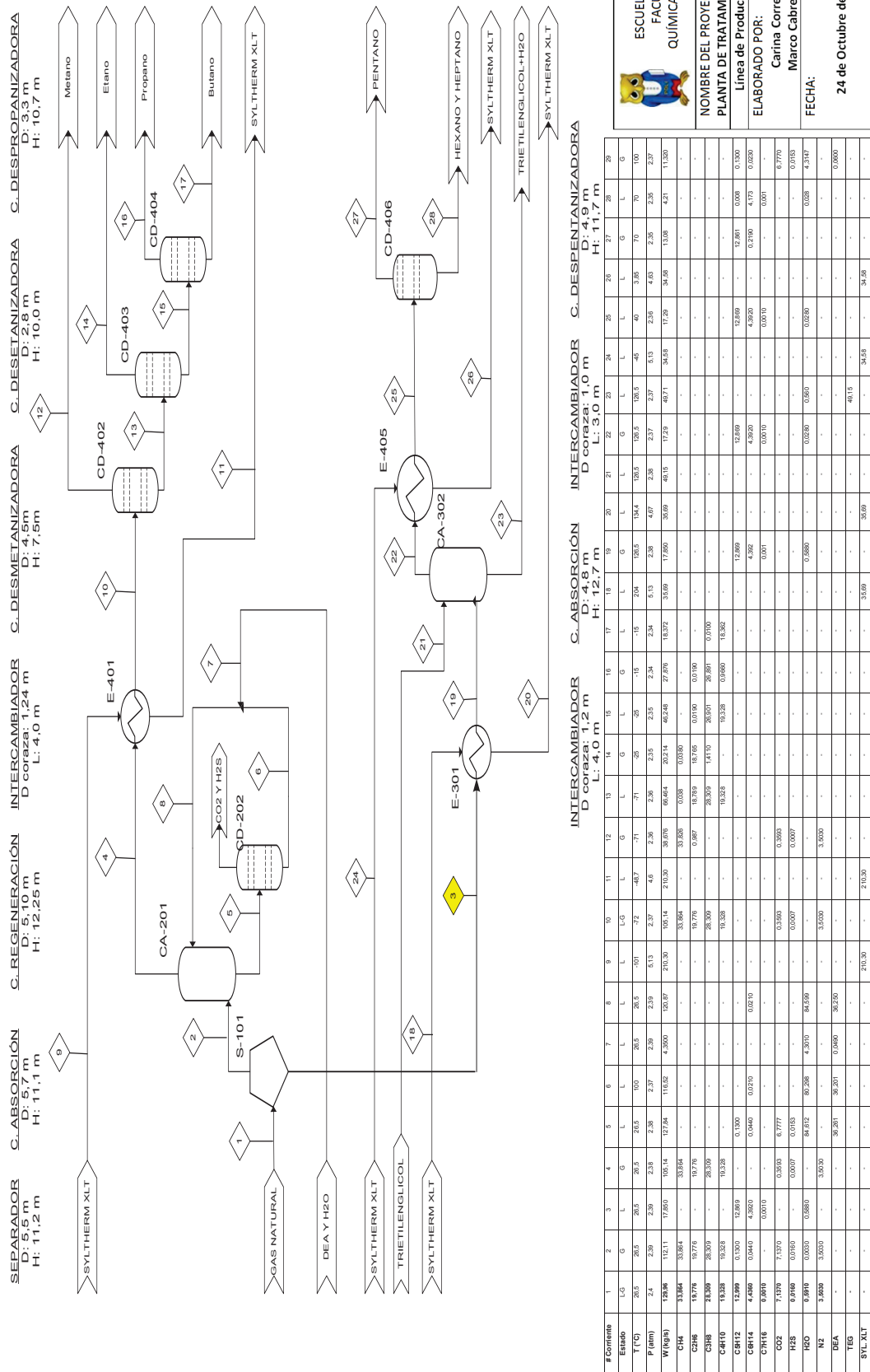
El diagrama de flujo de la planta de tratamiento de gas natural, presenta el estado físico de las corrientes que intervienen en todo el proceso, especificándose el flujo másico global de cada equipo así como la presión y temperatura a la que es sometido el flujo. La distribución en planta de los equipos que intervienen en el proceso de tratamiento del gas natural, se muestra en la Tabla 3.81.

Tabla 3.81. Listado de las áreas y los equipos de la planta de tratamiento de gas natural

Área	Nº	Equipo	Nomenclatura
Separación	1	Separador vapor – líquido	S-101
Endulzamiento	2	Columna de absorción de relleno	CA-201
		Columna de regeneración	CD-202
Deshidratación	3	Intercambiador de calor 2 de tubos y coraza	E-301
		Columna de absorción de relleno	CA-302
Fraccionamiento	4	Intercambiador de calor 1 de tubos y coraza	E-401
		Desmetanizadora	CD-402
		Desetanizadora	CD-403
		Despropanizadora	CD-404
		Intercambiador de calor 3 de tubos y coraza	E-405
		Despentanizadora	CD-406

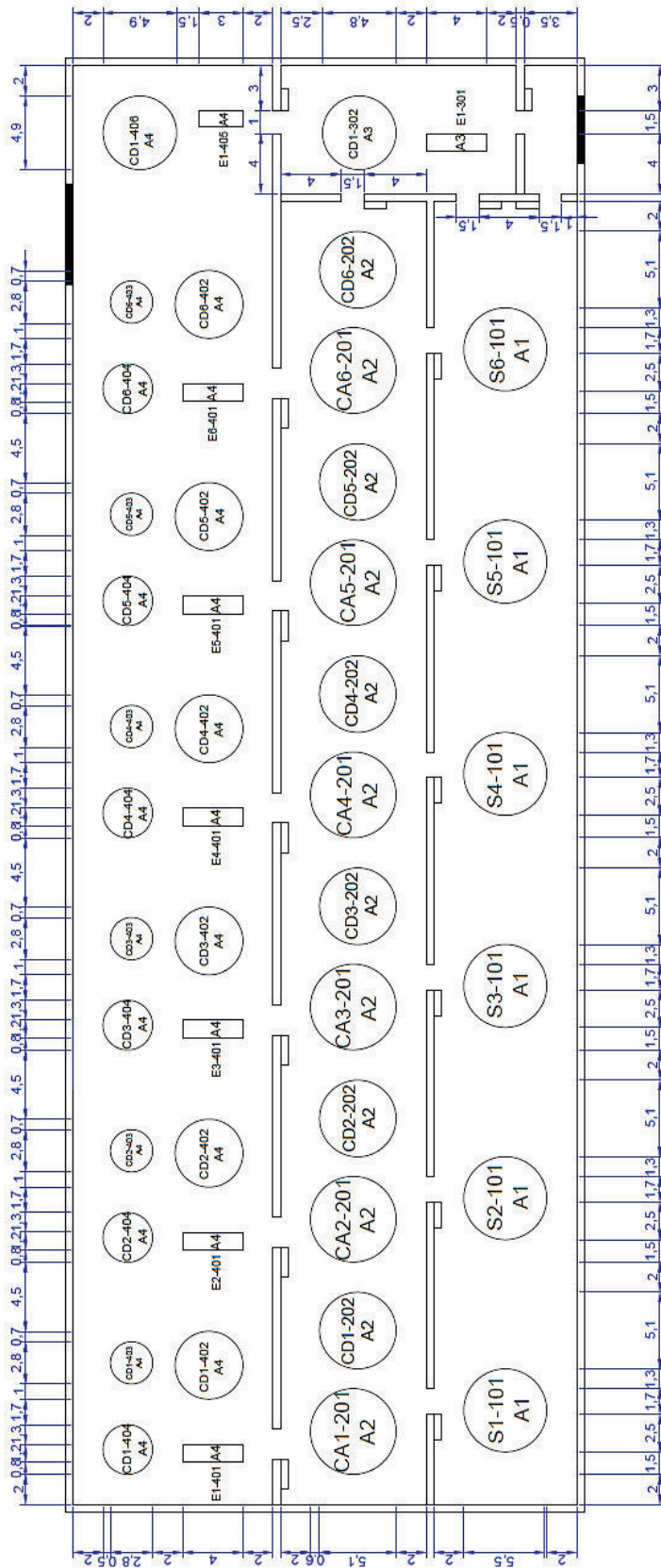
El lay out presenta el tratamiento del gas amargo en una batería de seis divisiones debido al flujo entrante mientras el manejo de la corriente líquida se la realizó en una sola división.


En las Figuras 3.63 y 3.64 se presentan el PFD de la planta de tratamiento de gas natural y el lay out, el cual tiene una distribución lineal que es el modelo simple y permite una ampliación sencilla.



<p>ESCUOLA POLITÉCNICA NACIONAL FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA</p>	NOMBRE DEL PROYECTO PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS NATURAL	
	Línea de Producción de hidrocarburos	
ELABORADO POR: Carina Correa Marco Cabrera		PÁGINAS: 1 de 1
FECHA: 24 de Octubre de 2015		PFD

Figura 3.63. Esquema PFD de la planta de tratamiento de gas natural



 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA	
NOMBRE DEL PROYECTO PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS NATURAL Línea de Producción de hidrocarburos	
ELABORADO POR: Carina Correa Marco Cabrera	PÁGINAS: 1 de 1 Lay out
FECHA: 24 de Octubre de 2015	

- A1: Área de separación
- A2: Área de endulzamiento
- A3: Área de deshidratación
- A4: Área de fraccionamiento
- CA: Columna de absorción
- S: Separador
- E: Intercambiador de calor
- CD: Columna de destilación

ESCALA: 1:1000
 DIMENSIONES: mm

Figura 3.64. Lay out de la planta de tratamiento de gas natural

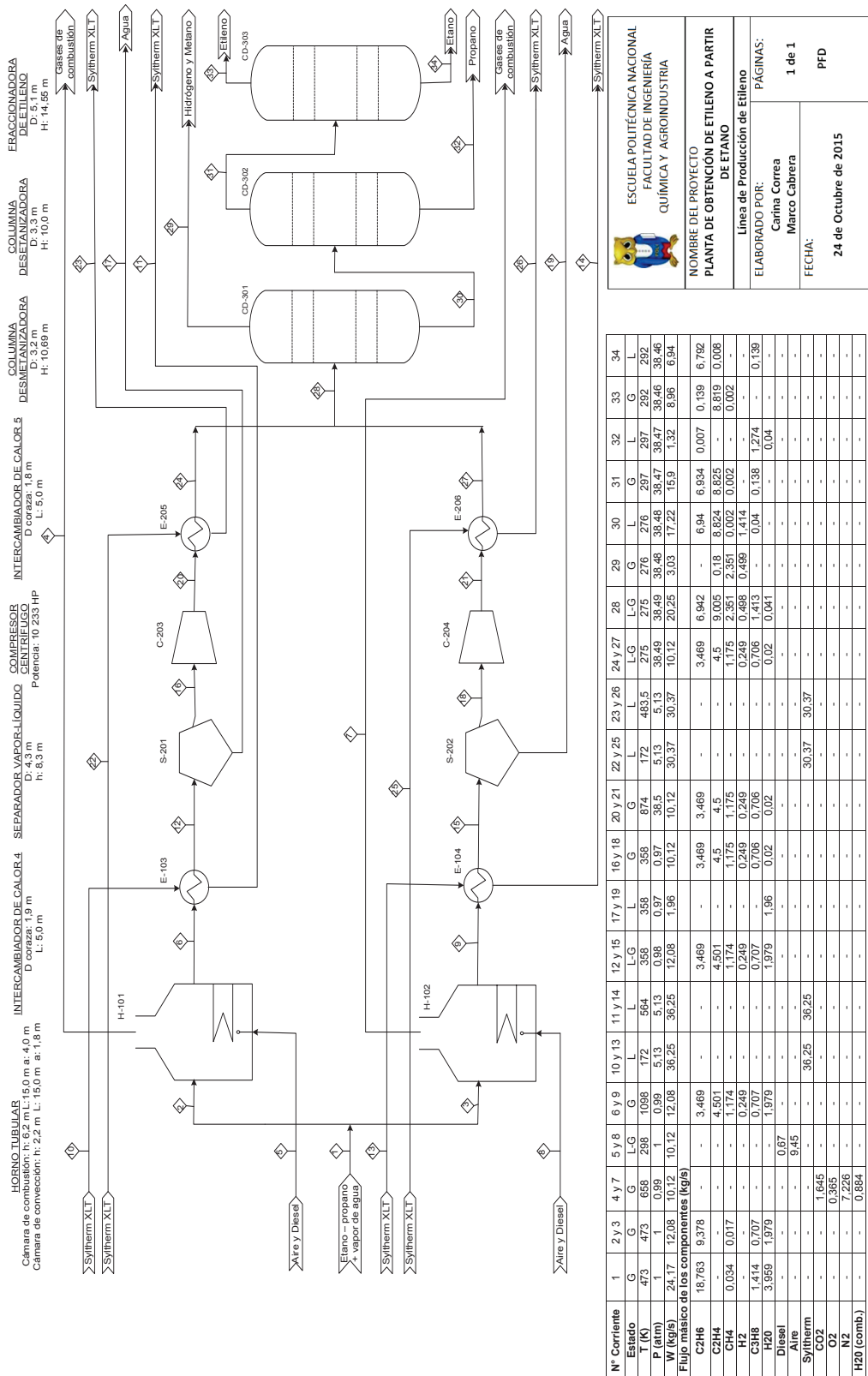
3.9. DIAGRAMA DE FLUJO (PFD) Y DISTRIBUCIÓN EN PLANTA (LAYOUT) DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE ETILENO A PARTIR DE ETANO


En la Figura 3.65, se presenta el diagrama de flujo o PFD de la planta de producción de etileno a partir de etano. En este diagrama se incluyen los equipos esquematizados, así como el detalle de las corrientes colocado en una tabla resumen. Donde se especifica el flujo másico de los componentes que entran y salen de una operación unitaria, además se colocó la temperatura, presión y el estado de la corriente. La planta de obtención de etileno a partir de etano consta de 3 áreas principales, donde cada una reúne varios equipos que son utilizados en el proceso. En la Tabla 3.82, se muestra el listado de las áreas y los equipos con su respectiva nomenclatura.

Tabla 3.82. Listado de las áreas y los equipos de la planta de obtención de etileno a partir de etano

Área	Nº	Equipo	Nomenclatura
Craqueo térmico	1	Horno tubular	H-101 y H-102
		Intercambiador de calor de tubos y coraza 4	E-103 y E-104
Separación y acondicionamiento	2	Separador vapor – líquido	S-201 y S-202
		Compresor centrífugo	C-203 y C-204
		Intercambiador de calor de tubos y coraza 5	E-205 y E-206
Fraccionamiento	3	Desmetanizadora	CD-301
		Desetanizadora	CD-302
		Fraccionadora de etileno	CD-303

En la Figura 3.66 se presenta el lay out de la distribución de los equipos en la planta, cada uno con sus dimensiones a escala y expresadas en metros. La distribución escogida fue en L, ya que posee menos accesos viales inútiles, requiere menor costo de funcionamiento y permite un mejor manejo de la materia prima y producto terminado.




ESCUOLA POLITÉCNICA NACIONAL
FACULTAD DE INGENIERÍA
QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

NOMBRE DEL PROYECTO
PLANTA DE OBTENCIÓN DE ETILENO A PARTIR DE ETANO

Linea de Producción de Etileno
 Carina Correa
 Marco Cabrera


ELABORADO POR:
 Carina Correa
 Marco Cabrera

FECHA:
 24 de Octubre de 2015

PAGINAS:
 1 de 1
PFD

N° Corriente	1	2 y 3	4 y 7	5 y 8	6 y 9	10 y 13	11 y 14	12 y 15	17 y 19	16 y 18	20 y 21	22 y 25	23 y 26	24 y 27	28	29	30	31	32	33	34
Estado	G	G	G	L-G	G	L	L-G	L-G	G	G	G	L	L	L-G	L-G	G	L	L	L	L	L
T (K)	473	473	658	298	1098	172	564	358	358	358	874	172	463.5	275	275	276	276	297	297	292	292
P (atm)	1	1	0.99	1	0.99	5.13	5.13	0.98	0.97	0.97	38.5	5.13	5.13	38.49	38.48	38.48	38.48	38.47	38.47	38.46	38.46
W (kg/s)	24.17	12.08	10.12	10.12	12.08	36.25	36.25	12.08	1.96	10.12	10.12	30.37	30.37	10.12	20.25	3.03	17.22	15.9	1.32	8.96	6.94
Flujo másico de los componentes (kg/s)																					
C2H6	18.763	9.378	-	-	3.469	-	-	3.469	-	3.469	3.469	-	-	3.469	6.942	-	6.94	6.934	0.007	0.139	6.792
C2H4	-	-	-	-	4.501	-	-	4.501	-	4.5	4.5	-	-	4.5	9.005	0.18	8.824	8.825	-	8.619	0.008
H4	0.034	0.017	-	-	0.34	-	-	0.34	-	0.34	0.34	-	-	0.34	0.68	-	0.68	0.002	-	0.002	-
H2	1.414	0.707	-	-	0.707	-	-	0.707	-	0.706	0.706	-	-	0.706	1.413	-	1.413	1.274	-	-	-
H2O	3.959	1.979	-	-	1.979	-	-	1.979	1.96	0.02	0.02	-	-	0.02	0.04	-	0.04	0.138	1.274	-	0.139
Diesel	-	-	-	-	0.67	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.04	-	-
Aire	-	-	-	-	9.45	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Syfltherm XLT	-	-	-	-	-	36.25	36.25	-	-	-	-	30.37	30.37	-	-	-	-	-	-	-	-
CO2	-	-	-	-	1.645	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
O2	-	-	-	-	0.365	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
N2	-	-	-	-	7.228	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H2O (comb.)	-	-	-	-	0.884	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Figura 3.65. Esquema PFD de la planta de producción de etileno a partir de etano

 <p>ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA</p>	
<p>NOMBRE DEL PROYECTO PLANTA DE OBTENCIÓN DE ETILENO A PARTIR DE ETANO</p>	
<p>Linea de Producción de Etileno</p>	<p>PÁGINAS: 1 de 1</p>
<p>ELABORADO POR: Carina Correa Marco Cabrera</p>	<p>Lay out</p>
<p>FECHA: 24 de Octubre de 2015</p>	

A1: ÁREA DE CRAQUEO TÉRMICO.
A2: ÁREA DE SEPARACIÓN Y
ACONDICIONAMIENTO
A3: ÁREA DE FRACCIONAMIENTO.

ESCALA PLANTA: 1:1000

DIMENSIONES: mm

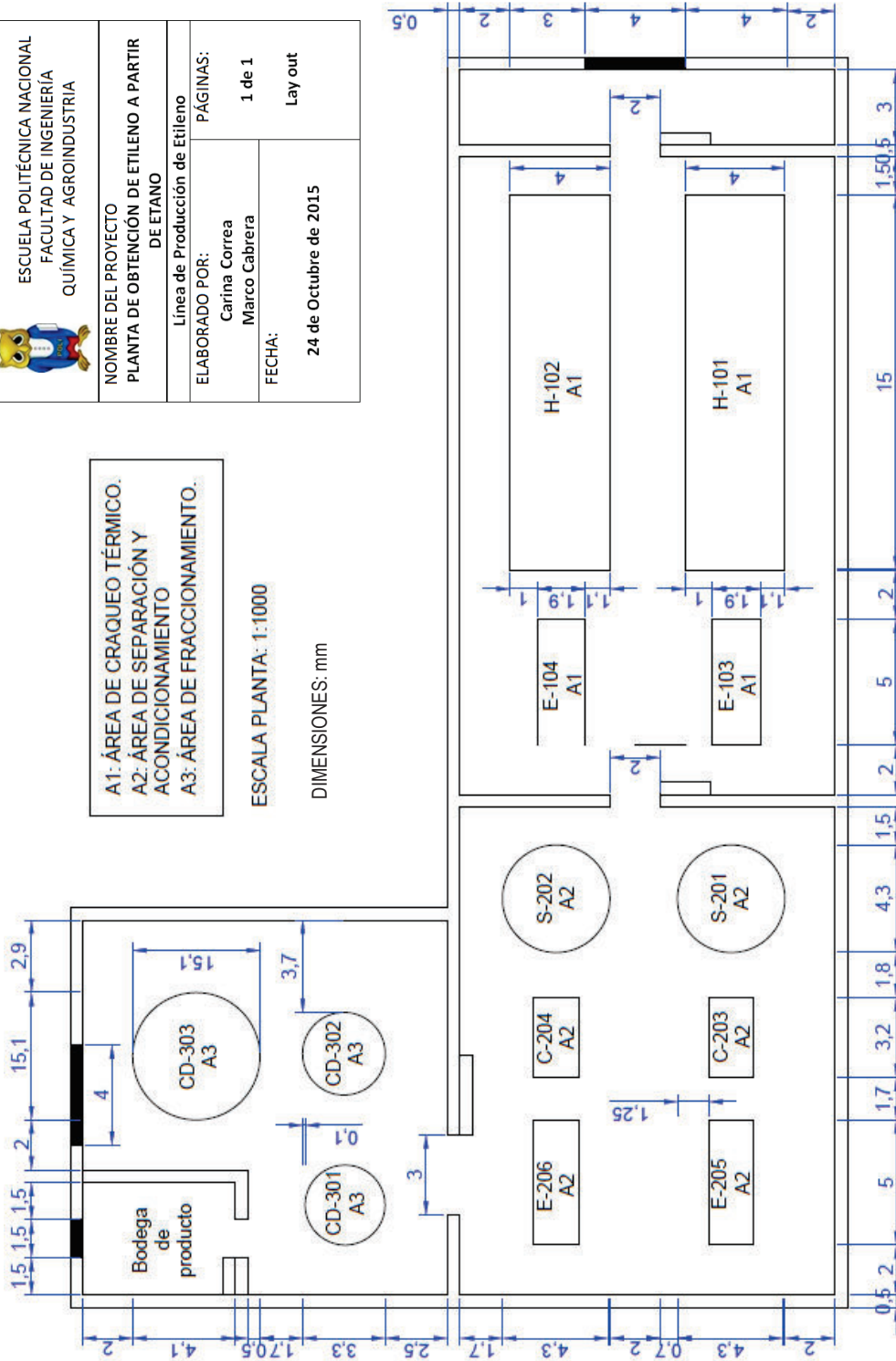


Figura 3.66. Lay out de la planta de producción de etileno a partir de etano

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1. CONCLUSIONES

- El gas natural con un flujo de 467 856 kg/h, una temperatura de 26,5 °C y una presión de 2,4 atm se procesa en la planta de tratamiento para la separación de sus hidrocarburos. En la planta se desarrollan tres procesos el primero es el endulzamiento de gas para eliminar los gases ácidos (H_2S y CO_2), el segundo es la deshidratación para separar el agua y por último el fraccionamiento de los hidrocarburos.
- El área de endulzamiento está conformado por un separador vapor – líquido (S-101) de 11,2 m de altura y 5,5 m de diámetro, una columna de absorción de relleno (CA-201) con dietanolamina de 11,1 m de altura y 5,7 m de diámetro. Además por una columna de regeneración de la amina (CD-202) con una altura total de 12,25 m, su diámetro igual 5,1 m y un número de platos de 12.
- El proceso de deshidratación con trietilenglicol cuenta con un intercambiador de calor de tubos y coraza (E-301) con una longitud de 4,00 m, un diámetro de la coraza de 1,22 m y una columna de absorción de relleno (CA-302) constituida por 8 lechos con un diámetro de 4,8 m de diámetro y una altura total de 12,7 m.
- El área de fraccionamiento de los hidrocarburos está constituida por dos intercambiadores de tubos y coraza, el primero (E-401) cuenta con 288 tubos y posee una longitud de 4,00 m y el diámetro de la coraza de 1,24 m. El otro intercambiador (E-405) tiene un diámetro de la coraza de 1,0 m y una longitud de 3,0 m. Adicionalmente, se tienen las columnas desmetanizadora, desetanizadora, despropanizadora y despentanizadora que separan los hidrocarburos de acuerdo a las condiciones de separación en cada una.

- La corriente de gas dulce tiene una concentración de dióxido de carbono de 0,3394% y para el sulfuro de hidrógeno es 0,745 mg/m³. Así mismo, la corriente de gas deshidratado tiene una cantidad de 28,36 mg/m³ de agua. Lo que permite decir que la propuesta de la planta de tratamiento de gas natural es efectiva y permite el cumplimiento de los requerimientos establecidos en la norma INEN 2 489:2 009 para el consumo industrial de gas natural.
- A partir de 72 792 kg/h de etano proveniente de la planta de tratamiento de gas natural se obtuvo 32 256 kg/h de etileno con una pureza del 98,43%. La planta de producción de etileno está constituida por el área de craqueo térmico, separación y acondicionamiento y fraccionamiento.
- El área de craqueo térmico está conformada principalmente por el horno (H-101 y 102) que tiene dos zonas una cámara de convección y una de radiación. La cámara de radiación presenta un ancho de 4,0 m, el largo es 15,0 m y la altura de 6,2 m, mientras que la cámara de convección tiene una altura de 2,2 m, 1,8 m de ancho y 15,0 m de largo. El intercambiador de calor de tubos y coraza (E-103 y E-104) tiene un diámetro igual a 1,9 m y de largo 5,0 m.
- El vapor de agua alimentado al horno fue 1,979 kg/s necesario para propiciar el craqueo de etano. Por otro lado, para la combustión se consideró un 20% de exceso de aire y corresponde a 0,67 kg/s, mientras que la cantidad de diesel empleado fue 1,34 kg/s.
- El proceso de separación y acondicionamiento cuenta con un separador vapor-líquido (S-201 y S-202) que tiene una altura de 8,3 m y un diámetro de 4,3 m. También un compresor (C-203 y C-204) que requiere de una potencia igual a 7630,45 KW (10233 HP) para comprimir los gases de craqueo. Y el intercambiador de calor (E-205 y E-206) que consta de 224 tubos con un diámetro igual a 1,8 m y una longitud de 5,0 m.

- El proceso de fraccionamiento abarca tres columnas de platos la desmetanizadora, desetanizadora y fraccionadora de etileno. La desmetanizadora está conformada por 10 platos perforados y sus dimensiones son: 10,69 m de altura y 3,2 m de diámetro. La desetanizadora tiene una altura de 10 m y un diámetro de 3,3 m. Por último, está la columna fraccionadora de etileno que está constituida por 16 platos perforados, el diámetro de la columna es 5,1 m y su altura 14,55 m.
- Los diseños de las plantas de tratamiento de gas natural para la separación de los hidrocarburos y producción de etileno a partir de etano son correctos porque al compararlos con los resultados obtenidos (datos de balance de masa y elementos de diseño) mediante la simulación con el programa Chemcad 6.0 se puede observar que son concordantes.

4.2. RECOMENDACIONES

- Establecer una revisión periódica del relleno de las columnas de absorción, para determinar el cambio del empaque cuando lo requiera.
- Controlar que la temperatura en el horno tubular no exceda el rango comprendido entre los 800 - 850 °C, pues es lo aconsejado para el craqueo térmico de etano. Caso contrario, ocurrirían una serie de reacciones secundarias provocando la pérdida de producto obtenido.
- Verificar que el exceso de aire se encuentre entre el 20% y 30%, con la finalidad de proveer la cantidad suficiente para producir una combustión completa y evitar la presencia de monóxido de carbono (CO) en los gases de combustión que salen del horno. La presencia de monóxido de carbono reduce la cantidad de calor desarrollada en la combustión y sería necesario aumentar la cantidad de combustible, con lo que disminuye el rendimiento del proceso.

BIBLIOGRAFÍA

1. Aguilar, J. (2001). *Petroquímica*. Recuperado de <http://asesorias.cuatitlan2.unam.mx/organica/directorio/jaime/MeEt.pdf> (Abril, 2015).
2. Alva, M. (2005). *Solventes*. Recuperado de http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/leip/alva_d_mm/capitulo4.pdf (Febrero, 2015).
3. Alvarado, D. (2000). *Optimización económica de la producción del sistema gas-olefinas y la cadena clorovinilos*. Recuperado de <http://www.venezuelagas.net/documents/2000-ST-08.pdf> (Abril, 2015).
4. Alzate, A. (2010). *Modelado y Control de una columna de destilación binaria*. Recuperado de <http://www.bdigital.unal.edu.co/2334/1/angelica mariaalzateibanez.2010.pdf> (Marzo, 2015).
5. Asociación Española de Operadores de Productos Petrolíferos - AOP. (2002). *Petroquímica: transformación de productos derivados*. Recuperado de https://www.enerclub.es/extfrontenerclub/img/File/nonIn dexed/petroleo/secciones/pdf/caps_sueltos/CAPITULO%2008.pdf (Febrero, 2015).
6. ASTM International. (2014). *Standard Test Method for Analysis of Natural Gas by Gas Chromatography*. Recuperado de <http://www.astma.org/Standards/D1945.htm> (Marzo, 2015).
7. Balza, A., Ricaurte, M., Nadales, D., Viloría, A. y González, M. (2010). *Selección de tecnologías de endulzamiento de gas natural en diferentes áreas geográficas de Venezuela*. Recuperado de <http://www.venezuelagas.net/documents/2010-ST-16-spa.pdf> (Abril, 2015).
8. Baukal, Ch. (2001). *The John Zink Combustion Handbook: Fired Heaters*. (2da.ed.). CRC Press.
9. Branán, C. (2005). *Rules of Thumb for chemical engineers: Heat*

Exchangers, Separators / Accumulators and Compressor. (4ta. ed.). Oxford, Estados Unidos: Elsevier.

10. Bouza, A. (2009). *Deshidratación de gas natural con glicoles*. Recuperado de <https://carteleraelectronica.files.wordpress.com/2011/12/deshidratacion-de-gas-natural-con-glicoles.pdf> (Febrero, 2015).
11. Cámara de Industrias de Guayaquil.(2012). *Desarrollo de industrias básica en Ecuador*. Recuperado de http://www.industrias.ec/archivos/documentos/_07-2012_informe_industrias_basicas.pdf (Agosto, 2014).
12. Castillo, Y. (2011). *Destilación Multicomponente*. Recuperado de http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/yoanacastillo/materias/ope_3/destilacionmulticomp.pdf (Febrero, 2015).
13. Continental Industrie. (2013). *Compresores centrífugos*. Recuperado de <http://www.continental-industrie.com/images/blower-data-sheer/tds-spa/tds-spa-600.pdf> (Septiembre, 2015).
14. Coulson y Richardson. (2005). *Chemical Engineering Design: Gas – Liquid Separators y Multistage compressors*. (4ta.ed). Oxford, Estados Unidos: Elsevier.
15. Couper, J. (2012). *Chemical Process Equipment: Distillation and Gas Absorption* (3era.ed.). Waltham, Estados Unidos: Elsevier.
16. Díaz, A., Paguay, A., Tomalá, H. y Malavé, K.(2009).Parámetros requeridos en el diseño de separadores para manejar mezclas gas - líquido. Recuperado de <https://www.dspace.espol.edu.ec/bitstream/123456789/16078/1/PAR%C3%81METROS%20REQUERIDOS%20EN%20EL%20DISE%C3%91O%20DE%20SEPARADORES%20PARA%20MANEJAR%20MEZCLAS%20GAS-L%C3%8DQUIDO.pdf> (Marzo, 2015).
17. Dow.(2014). *Dowtherm and Syltherm:Heat and Transfer fluids*. Recuperado de <http://www.dow.com/heattrans/products/synthetics/syltherm.htm.pdf>

(Diciembre, 2014).

18. Dubois, R. (2005). *Introducción a la Refinación del Petróleo: Petróleo y gas, extracción, tratamiento, diferentes tipos, principales características y Destilación*. (1ra. ed.). Buenos Aires, Argentina: Universitaria de Buenos Aires.
19. EPN. (2014). *Reporte de análisis por cromatografía de gases de muestras de gas de pozo*. Quito, Ecuador.
20. Erdmann, E., Ruiz, L., Benítez, L. y Tarifa, E. (2012). Análisis de sensibilidad por simulación del proceso de deshidratación de una planta de acondicionamiento de gas natural. *Avances en Ciencia e Ingeniería*, 3(3), 119-130. Recuperado de file:///C:/Users/HP/Downloads/Dialnet-AnalisisDeSensibilidadPorSimulacionDelProcesoDeDes-4051882%20(2).pdf (Febrero, 2015).
21. Erdmann, E., Ruiz, L., Martínez, J., Gutiérrez, J. y Tarifa, E. (2012) Endulzamiento de gas natural con aminas. Simulación del proceso y análisis de sensibilidad paramétrico. *Avances en Ciencia e Ingeniería*, 3(4), 89-101. Recuperado de file:///C:/Users/HP/Downloads/Dailnet-EndulzamientoDegasNaturalConaminasSimulacionDelPro-4134741%20(13).pdf (Febrero, 2015).
22. Felder, R. (2004). *Principios elementales de los procesos químicos*. (3era.ed.) México D.F., México: Editorial Limusa S.A.
23. FENERCOM. (2002). *El gas natural: El recorrido de la Energía*. Recuperado de <http://www.fenercom.com/pdf/aula/recorrido-de-la-energia-gas-naturalal.pdf> (Agosto, 2014).
24. Gómez, J. (2014). *Separación de los fluidos producidos*. Recuperado de http://www.ingenieria.unam.mx/~jagomezc/materias/ARCHIVOS_CIION/CAPITULO%20III.pdf (Diciembre, 2014).

25. Gómez, J. (2015). *Operación de plantas de procesamiento de gas natural*. Recuperado de http://gasnatural.osinerg.gob.pe/contenidos/uploads/GF_GN/Operación_Plantas_Procesamiento_de_Gas_Natural.pdf (Marzo, 2015).
26. González, C. (2010). *Deshidratación del gas natural*. Recuperado de <https://es.scribd.com/doc/60373303/Deshidratacion-del-Gas-Natural> (Febrero, 2015).
27. González, C. (2010). *Planta de cracking térmico en fase vapor (steam craking)*. Recuperado de <https://es.scribd.com/doc/60374024/Planta-de-CrakingTermico-en-Fase-Vapor> (Abril, 2015).
28. González, C. (2010). *Planta de fraccionamiento de gas natural por turboexpander*. Recuperado de <https://es.scribd.com/doc/6037474093/Planta-de-Fraccionamiento-de-Gas-Natural-Por-Turbo-Expander>. (Febrero, 2015).
29. Greene, R. (2001). *Compresores, selección, uso y mantenimiento*. (3era.ed.). México D. F., México: Moralea.
30. Gruse, W. y Stevens, D. (2002). *Tecnología Química del Petróleo: Reacciones químicas y reacciones de grupo*. (3ra. ed.). Barcelona, España: Ediciones Omega.
31. Gutiérrez, J., Sosa, T., Ruiz, L., Zapata, A. y Erdmann E. (2013). *Diseño del proceso de endulzamiento de gas natural. Simulación y comparación*. Recuperado de http://www.aaiq.org.ar/SCongresos/docs/docs/04_025/papers/05f/05f_1423_589.pdf (Mayo, 2015).
32. Hubbert, M. (2013). *Fracking: la fiebre del gas no convencional*. Recuperado de <http://www.buscantllavors.org/fracking-la-fiebre-del-gas>.(Abril, 2015).
33. IDESA. (2015). *Hoja de datos de seguridad de materiales: Dietanolamina* Recuperado de <http://www.idesapetroquimica.com/sites/i>

- desapetroquimises/idesapetroquimica.com/files/hoja_seguridad/msds_dea_99_es_2015.pdf (Marzo, 2015).
34. IDESA. (2015). *Hoja de datos de seguridad de materiales: Trietilenglicol*. Recuperado de http://www.idesapetroquimica.com/sites/esapetroquimica.com/files/hoja_seguridad/msds_teg_es_2015.pdf (Marzo, 2015).
 35. Incropera, F. (2011). *Fundamentos de transferencia de calor: Intercambiadores de Calor*. (7ma. ed.). México: Prentice Hall.
 36. INEN. (2009). *Norma Técnica ecuatoriana NTE INEN 2 489:2 009 Gas Natural: Requisitos*. Recuperado de <https://law.resource.org/pub/ec.nte.2489.2009.pdf> (Diciembre, 2014).
 37. INNERGY. (2015). *Usos del gas natural*. Recuperado de <http://www.innergy.clusos.htm> (Marzo, 2015).
 38. Jiménez, A. (2003) *Diseños de Procesos en Ingeniería Química: Síntesis en Procesos de Separación*. (1ra. Ed.). Barcelona, España: Editorial Reverté S.A.
 39. Kern, D. (2000). *Procesos de Transferencia de Calor: Cálculo de hornos*. (1era. ed.). México D. F., México: Compañía Editorial: Continental.
 40. López, A., Bódalo, A. y Villora, G. (2005). Elección de la alimentación para los hornos de pirólisis con vapor. Recuperado de <https://digitum.um.es/jspui/bitstream/10201/4344/1/Elecci%C3%B3n%20de%20la%20alimentaci%C3%B3n%20para%20los%20hornos%20de%20pir%C3%B3lisis%20con%20vapor.pdf> (Marzo, 2015).
 41. Martínez, N. (2014). *Diseño de la torre de contacto en contracorriente para secuestrar H₂S ubicada en el bloque Tarapoa*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico no

- publicado). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
42. Mena, D. (2012). *Diseño de un sistema de remoción de condensados en el gas natural utilizado para los generadores de la empresa ENAP SIPEC*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico no publicado). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
 43. Mills, A. (2000). *Transferencia de Calor: Intercambiadores de calor*. Bogota, Colombia: McGraw-Hill.
 44. Ministerio Coordinador de Sectores Estratégicos. (2013). *Balance Energético Nacional 2013 – Año base 2012*. Recuperado de <http://www.sectoresestrategicos.gob.ec/wpcontent/uploads/downloads/2014/02/Resumen-Balance-Energe%CC%81tico-Nacional-2013-an%CC%83o-base-2012.pdf> (Agosto, 2014).
 45. Ministerio de Industrias y Productividad. (2013). *País productivo – Industrias básicas para la transformación productiva*. Recuperado de <http://www.industrias.gob.ec/wpcontent/uploads/downloads/2013/02/revista.pdf> (Febrero, 2015).
 46. Páez, M. (2013). *Manual para el estudiante de diseño de plantas industriales : Diagramas de proceso*. Quito, Ecuador.
 47. Palacio, L., Tapia, H., y Saldarriaga, C. (2005). *Métodos y algoritmos de Diseño en Ingeniería Química*. (1ra. ed.) Medellín, Colombia.
 48. Pazos, J. (2008). *Optimización de la captación de gas natural y producción de GLP en los complejos petroleros del nororiente ecuatoriano*. Recuperado de <http://repositorio.iaen.edu.ec/bitstream/24000/214/1/IAEN-0012-2008.pdf> (Marzo, 2015).
 49. PDVSA. (2005). *Manual de diseño de proceso – Compresores – Cálculos en sistemas de compresión*. Recuperado de <http://saber.ucv.ve/jspui/bit>

- strea m/123456789/6504/2/3.Anexo%20D.pdf (Febrero, 2015).
50. PDVSA. (2005). *Productos derivados del gas natural*. Recuperado de http://www.pdvsa.com/PESP/Pages_pespe/aspectostecnicos/gasnatural/productosderivados.html (Septiembre, 2014).
 51. PDVSA. (2005). *Usos del gas natural*. Recuperado de http://www.pdvsa.com/PE SP/Pages_pespe/aspectostecnicos/gasnatural/usosdelgasnatural2.html (Septiembre, 2014).
 52. PEMEX. (2014). *Procesos industriales en los complejos procesadores de gas*. Recuperado de <http://www.gas.pemex.com/NR/rdonlyres/05E98E6D-E390-4A3D-AAC7-5E170558FA20/0/PROCESOS>. (Febrero, 2015).
 53. Perry, R. y Green, D. (2001). *Manual del ingeniero químico*. (4ta. ed.). Madrid, España: McGraw-Hill.
 54. Petroecuador. (2007). *Hoja de seguridad – MSDS – Diesel 2*. Recuperado de <http://www.actiweb.es/tydco/archivo1.pdf> (Noviembre, 2015).
 55. Petróleos Mexicanos. (2014). *Procesamiento, almacenamiento y transporte de gas natural*. Recuperado de http://www.sistemamid.com/panel/uploads/biblioteca/2014-08-30_01-08-57108988.pdf (Febrero, 2015).
 56. Pino, F. (2010). *Gasotecnía*. Recuperado de <https://es.scribd.com/doc/26222799/Universidad-de-Oriente-nUcleo-Monagas-Escuela-De>. (Diciembre, 2014).
 57. Rodríguez, L. (2000). *Petroquímica*. Recuperado de <http://educaciones.cubaeduca.cu/medias/pdf/2683.pdf> (Mayo, 2015).
 58. SNMPE. (2011). *La petroquímica*. Recuperado de <file:///C:/Users/HP/Downloads/pdf-733-Informe-Quincenal-Hidrocarburos-La-petroquimica%20.pdf>

(Agosto, 2014).

59. Suárez, L. (2013). *Ahorro energético en horno tipo túnel, que operan con GLP*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniera Química no publicado). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
60. UDEP. (2005). *Fundamentos de procesos de destilación*. Recuperado de http://www.biblioteca.udep.edu.pe/bibvirudep/tesis/pdf/1_188_184_136_1785.pdf (Mayo, 2015).
61. UDLAP. (2008). *Purificación de gas natural*. Recuperado de http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/lqi/coatl_p_m/capitulo2.pdf (Mayo, 2015).
62. Ugalde, H. (2003). Proyecto de automatización de una columna de destilación etano-etileno propano-propileno. Recuperado de <https://past.ranamoreno.files.wordpress.com/2012/05/destilacion.pdf> (Febrero, 2015).
63. UNAL. (2004). *Procesos de endulzamiento*. Recuperado de <http://www.bdigital.unal.edu.co/10223/139/8316892.2004.Parte24.pdf> (Marzo, 2015).
64. UNAM. (2003). Etileno, propileno y derivados. Recuperado de <https://carteleraelectronica.files.wordpress.com/2010/10/etileno1.pdf> (Abril, 2015).
65. Wuithier, P. (1973). *El petróleo Refino y Tratamiento Químico: Hornos Tubulares*. (1ra. ed.). Madrid, España: CEPESA S.A.

ANEXOS

ANEXO I

**MÉTODO ASTM D 1945 – 03 PARA ANÁLISIS DE GAS NATURAL
POR CROMATOGRAFÍA DE GASES**

1. Alcance

Este método es aplicable en la determinación de la composición química del gas natural y mezclas gaseosas similares dentro del rango de composición mostrada en la Tabla AI.1. El método puede ser abreviado para el análisis de gas natural que contiene cantidades despreciables de hexano e hidrocarburos pesados o para la determinación de uno o más componentes, según sea necesario.

Tabla AI.1. Componentes del gas natural y rango de composición aplicable

Componente	Composición (%molar)
Helio	0,01 a 10
Hidrógeno	0,01 a 10
Oxígeno	0,01 a 20
Nitrógeno	0,01 a 100
Dióxido de carbono	0,01 a 20
Metano	0,01 a 100
Etano	0,01 a 100
Sulfuro de hidrógeno	0,3 a 30
Propano	0,01 a 100
Isobutano	0,01 a 10
n-Butano	0,01 a 10
Neopentano	0,01 a 2
Isopentano	0,01 a 2
n- Pentano	0,01 a 2
Isómeros de hexano	0,01 a 2
Heptanos	0,01 a 1

2. Resumen del método

Los componentes en una muestra representativa son físicamente separados por cromatografía de gases (CG) y comparados con los datos de calibración obtenidos en condiciones idénticas de operación a partir de una mezcla estándar de referencia de composición conocida. Los numerosos componentes pesados de una muestra se pueden agrupar en picos irregulares mediante la inversión de la dirección del gas portador a través de la columna en el momento en que termina el grupo de componentes pesados ya sea como C₅ y pesados, C₆ y pesados o C₇ y pesados. La composición de la muestra es calculada comparando ya sea la altura de los picos, o las áreas de los picos o ambos con los correspondientes valores obtenidos mediante el estándar de referencia.

3. Significado y uso

Este método de ensayo es de importancia para proporcionar datos para el cálculo de las propiedades físicas de la muestra como el poder calórico y la densidad relativa o para monitorear las concentraciones de uno o más de los componentes en una mezcla.

4. Procedimiento

4.1. Preparación de instrumentos

Colocar la columna apropiada en operación según sea necesario para la corrida. Ajustar las condiciones de operación y permitir que el equipo se estabilice. Luego de que el instrumento se haya estabilizado comprobar las corridas con el estándar para establecer repetibilidad en el equipo.

4.2. Preparación de la muestra

Las muestras deben ser estabilizadas en el laboratorio a una temperatura de -7°C a 10°C por encima de la temperatura de la fuente de muestreo en campo. Cuanto mayor sea la temperatura más corto es el tiempo de equilibrio (aproximadamente 2 horas para pequeños recipientes de muestra de 300 mL o menos). Este método de análisis supone métodos de muestreo de campo que elimina los líquidos formados. Si el punto de rocío de los hidrocarburos de la muestra se sabe que es más baja que la temperatura más baja a la que la muestra ha sido expuesta, no es necesario calentar la muestra.

Las conexiones desde el recipiente de la muestra a la entrada de la muestra del instrumento deben realizarse con acero inoxidable o con piezas cortas de teflón. Conexiones de vinilo, cobre o de goma no son aceptables. Las líneas con calefacción pueden ser necesarios para muestras con alto contenido de hidrocarburos.

4.3. Introducción de la muestra

El tamaño de la muestra introducida a las columnas cromatográficas no excederá de 0,5 mL. (Este pequeño tamaño es necesario para obtener una respuesta del detector para metano). Cuando se requiere mayor respuesta para la determinación de los componentes presentes en concentraciones de hasta un 5% en moles, es admisible utilizar volúmenes de muestra y estándar de referencia no superior a 5 ml.

Purga: abrir la válvula de salida del cilindro de la muestra y purgar la muestra a través del sistema de entrada. La cantidad de purga requerida debe ser establecido y verificado para cada instrumento. La presión de la muestra debe estar cerca de la atmosférica. Cerrar la válvula del cilindro y permitir que la presión de la muestra en el cilindro se estabilice. A continuación, inyectar

inmediatamente el contenido del cilindro en la columna cromatográfica para evitar infiltración de contaminantes.

Evacuar el sistema de carga a menos de 0,1 kPa (1 mmHg) de presión absoluta. Cerrar la válvula a la fuente de vacío y cuidadosamente meter la muestra de gas desde el cilindro de muestra hasta que se llene hasta la presión deseada, como se indica en el manómetro. Inyectar la muestra en el cromatógrafo.

ANEXO II

ANÁLISIS CROMATOGRÁFICO DE LAS MUESTRAS DE GAS NATURAL

A continuación, se presentan los resultados obtenidos del análisis cromatográfico de las muestras de gas natural.



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA
LABORATORIO DE ANÁLISIS INSTRUMENTAL

REPORTE DE ANÁLISIS LAI-14-01
OT. 1524

IDENTIFICACIÓN DE LA MUESTRA			
MUESTRA	GAS DE POZO		
IDENTIFICACIÓN	POZO 1		
FECHA RECEPCIÓN	21-08-2014	FECHA DE ENTREGA DE RESULTADOS	25-08-2014
PARÁMETROS DE LA MUESTRA	Temperatura (°F)	Presión (PSI)	Otras
	71	55	-----
RESULTADOS OBTENIDOS			
CONDICIONES DE TRABAJO	Temperatura (°C)		
	50		
RESULTADOS (Composición)	COMPONENTE	% PESO	% MOLES
	Gas sulfhídrico	<0,01	<0,01
	Nitrógeno	0,94	1,04
	Metano	26,90	52,45
	Dióxido de carbono	0,52	0,37
	Etano	12,90	13,42
	Agua	<0,5	<0,5
	Propano	22,02	15,61
	Isobutano	4,05	2,18
	n-Butano	13,03	7,01
	Isopentano	4,95	2,14
	Npentano	6,41	2,78
	Isohexano	2,55	0,92
n-Hexano	5,72	2,08	
i-Heptano			
RESULTADOS (Propiedades)	Densidad relativa	1,09	
	Peso molecular promedio [g/gmol]	31,19	
	Poder calórico del gas [Btu/pic3]	1812,53	
CROMATOGRAMA			
Ing. Lucía Montenegro Jefe de Laboratorio de Análisis Instrumental		Ing. Gabriela Pérez Analista	

Figura AII. 1. Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 1 (primera repetición)



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA
LABORATORIO DE ANÁLISIS INSTRUMENTAL

REPORTE DE ANÁLISIS LAI-14-08
OT. 2133

IDENTIFICACIÓN DE LA MUESTRA			
MUESTRA	GAS DE POZO		
IDENTIFICACIÓN	POZO 1		
FECHA RECEPCIÓN	21-08-2014	FECHA DE ENTREGA DE RESULTADOS	25-08-2014
PARÁMETROS DE LA MUESTRA	Temperatura (°F)	Presión (PSI)	Otras
	75	10	-----
RESULTADOS OBTENIDOS			
CONDICIONES DE TRABAJO	Temperatura (°C)	Norma empleada	
	50	ASTM D1945-96	
RESULTADOS (Composición)	COMPONENTE	% PESO	% MOLES
	Gas sulfhídrico	<0.01	<0.01
	Nitrógeno	0,55	0,57
	Metano	29,11	53,21
	Dióxido de carbono	3,38	2,25
	Etano	18,11	17,66
	Propano	21,59	14,35
	Agua	0,00	0,00
	Isobutano	3,50	1,76
	n-Butano	9,57	4,82
	Isopentano	3,84	1,56
	NPentano	4,60	1,87
	Isohexano	5,75	1,96
	n-Hexano	0,00	0,00
i-Heptano	0,00	0,00	
RESULTADOS (Propiedades)	Densidad relativa	1,02	
	Peso molecular promedio [g/mol]	29,24	
	Poder calórico del gas [Btu/pie3]	1664,58	
CROMATOGRAMA			
Ing. Lucía Montenegro Jefe de Laboratorio de Análisis Instrumental		Ing. Gabriela Pérez Analista	

Figura AII. 2. Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 1 (segunda repetición)



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA
LABORATORIO DE ANÁLISIS INSTRUMENTAL

REPORTE DE ANÁLISIS LAII 032-13
OT. 1256

IDENTIFICACIÓN DE LA MUESTRA			
MUESTRA	GAS DE POZO		
IDENTIFICACIÓN	POZO 1		
FECHA RECEPCIÓN	21-08-2014	FECHA DE ENTREGA DE RESULTADOS	25-08-2014
PARÁMETROS DE LA MUESTRA	Temperatura (°F)	Presión (PSI)	Otras
	84	10	-----
RESULTADOS OBTENIDOS			
CONDICIONES DE TRABAJO	Temperatura (°C)	Norma empleada	
	50	ASTM D1945-96	
RESULTADOS (Composición)	COMPONENTE	% PESO	% MOLES
	Gas sulfhídrico	<0,01	<0,01
	Nitrógeno	5,23	6,09
	Metano	19,30	39,33
	Dióxido de carbono	2,82	2,09
	Etano	13,32	14,48
	Agua	1,25	2,26
	Propano	25,28	18,73
	Isobutano	4,80	2,70
	n-Butano	15,85	8,91
	Isopentano	5,06	2,29
	NPentano	5,65	2,56
	Isohexano	0,83	0,32
	n-Hexano	0,60	0,23
i-Heptano	<0,01	<0,01	
RESULTADOS (Propiedades)	Densidad relativa	1,13	
	Peso molecular promedio [g/mol]	32,61	
	Poder calórico del gas [Btu/pie3]	1731,68	
CROMATOGRAMA			
Ing. Lucía Montenegro Jefe de Laboratorio de Análisis Instrumental		Ing. Gabriela Pérez Analista	

Figura AII. 3. Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 1 (tercera repetición)



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA
LABORATORIO DE ANÁLISIS INSTRUMENTAL

REPORTE DE ANÁLISIS LAH 032-13
OT. 1256

IDENTIFICACIÓN DE LA MUESTRA			
MUESTRA	GAS DE POZO		
IDENTIFICACIÓN	POZO 2		
FECHA RECEPCIÓN	21-08-2014	FECHA DE ENTREGA DE RESULTADOS	25-08-2014
PARÁMETROS DE LA MUESTRA	Temperatura (°F)	Presión (PSI)	Otras
	62	30	-----
RESULTADOS OBTENIDOS			
CONDICIONES DE TRABAJO	Temperatura (°C)	Norma empleada	
	50	ASTM D1945-96	
RESULTADOS (Composición)	COMPONENTE	% PESO	% MOLES
	Gas sulfhídrico	<0,01	<0,01
	Nitrógeno	1,83	2,25
	Metano	17,68	38,00
	Dióxido de carbono	2,51	1,96
	Etano	13,86	15,88
	Agua	1,20	2,29
	Propano	23,49	18,36
	Isobutano	4,91	2,91
	n-Butano	17,80	10,55
	Isopentano	6,72	3,21
	NPentano	7,57	3,61
	Isohexano	1,25	0,50
	n-Hexano	1,20	0,48
i-Heptano	<0,01	<0,01	
RESULTADOS (Propiedades)	Densidad relativa	1,19	
	Peso molecular promedio [g/mol]	34,39	
	Poder calórico del gas [Btu/pie3]	1895,51	
CROMATOGRAMA			
Ing. Lucía Montenegro Jefe de Laboratorio de Análisis Instrumental		Ing. Gabriela Pérez Analista	

Figura AII. 4. Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 2 (primera repetición)



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA
LABORATORIO DE ANÁLISIS INSTRUMENTAL

REPORTE DE ANÁLISIS LAI-14-08
OT. 2133

IDENTIFICACIÓN DE LA MUESTRA			
MUESTRA	GAS DE POZO		
IDENTIFICACIÓN	POZO 2		
FECHA RECEPCIÓN	21-08-2014	FECHA DE ENTREGA DE RESULTADOS	25-08-2014
PARÁMETROS DE LA MUESTRA	Temperatura (°F) 75	Presión (PSI) 130	Otras -----
RESULTADOS OBTENIDOS			
CONDICIONES DE TRABAJO	Temperatura (°C) 50	Norma empleada ASTM D1945-96	
	COMPONENTE	% PESO	% MOLES
RESULTADOS (Composición)	Gas sulfhídrico	<0,01	<0,01
	Nitrógeno	0,48	0,60
	Metano	15,24	33,46
	Dióxido de carbono	22,93	18,31
	Etano	13,24	15,50
	Propano	22,59	18,04
	Agua	0,00	0,00
	Isobutano	3,74	2,27
	n-Butano	11,52	6,97
	Isopentano	4,02	1,96
	NPentano	4,33	2,11
	Isohexano	1,91	0,78
	n-Hexano	0,00	0,00
i-Heptano	0,00	0,00	
RESULTADOS (Propiedades)	Densidad relativa	1,22	
	Peso molecular promedio [g/mol]	35,13	
	Poder calórico del gas [Btu/pie ³]	1573,92	
CROMATOGRAMA			
Ing. Lucía Montenegro Jefe de Laboratorio de Análisis Instrumental		Ing. Gabriela Pérez Analista	

Figura AII. 5. Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 2 (segunda repetición)



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA
LABORATORIO DE ANÁLISIS INSTRUMENTAL

REPORTE DE ANÁLISIS LAI-14-01
OT. 1300

IDENTIFICACIÓN DE LA MUESTRA			
MUESTRA	GAS DE POZO		
IDENTIFICACIÓN	POZO 2		
FECHA RECEPCIÓN	21-08-2014	FECHA DE ENTREGA DE RESULTADOS	25-08-2014
PARÁMETROS DE LA MUESTRA	Temperatura (°F) 76,2	Presión (PSI) 1	Otras -----
RESULTADOS OBTENIDOS			
CONDICIONES DE TRABAJO	Temperatura (°C)	Norma empleada	
	50	ASTM D1945-96	
RESULTADOS (Composición)	COMPONENTE	% PESO	% MOLES
	Gas sulfhídrico	<0,01	<0,01
	Nitrógeno	15,62	21,78
	Metano	9,31	22,70
	Dióxido de carbono	16,94	15,03
	Etano	6,01	7,82
	Agua	<0,5	<0,5
	Propano	12,68	11,25
	Isobutano	2,34	1,57
	n-Butano	9,51	6,40
	Isopentano	4,06	2,20
	NPentano	6,13	3,32
	Isohexano	4,39	1,99
n-Hexano	13,01	5,91	
i-Heptano	<0,01	<0,01	
RESULTADOS (Propiedades)	Densidad relativa	1,19	
	Peso molecular promedio [g/mol]	34,39	
	Poder calórico del gas [Btu/pie3]	1895,51	
CROMATOGRAMA			
Ing. Lucía Montenegro Jefe de Laboratorio de Análisis Instrumental		Ing. Gabriela Pérez Analista	

Figura AII. 6. Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 2 (tercera repetición)



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA
LABORATORIO DE ANÁLISIS INSTRUMENTAL

REPORTE DE ANÁLISIS LAI-14-04
OT. 1556

IDENTIFICACIÓN DE LA MUESTRA			
MUESTRA	GAS DE POZO		
IDENTIFICACIÓN	POZO 3		
FECHA RECEPCIÓN	21-08-2014	FECHA DE ENTREGA DE RESULTADOS	25-08-2014
PARÁMETROS DE LA MUESTRA	Temperatura (°F)	Presión (PSI)	Otras
	86	30	-----
RESULTADOS OBTENIDOS			
CONDICIONES DE TRABAJO	Temperatura (°C)		
	50		
RESULTADOS (Composición)	COMPONENTE	% PESO	% MOLES
	Gas sulfhídrico	<0,01	<0,01
	Nitrógeno	0,59	0,55
	Metano	36,48	59,87
	Dióxido de carbono	0,75	0,45
	Etano	19,83	17,35
	Agua	<0,5	<0,5
	Propano	22,96	13,70
	Isobutano	3,22	1,46
	n-Butano	8,98	4,07
	Isopentano	3,59	1,31
	NPentano	2,50	0,91
	Isohexano	1,10	0,34
	n-Hexano	0,00	0,00
i-Heptano	0,00	0,00	
RESULTADOS (Propiedades)	Densidad relativa		0,91
	Peso molecular promedio [g/gmol]		26,26
	Poder calórico del gas [Btu/pic3]		1544,81
CROMATOGRAMA			
Ing. Lucía Montenegro Jefe de Laboratorio de Análisis Instrumental		Ing. Gabriela Pérez Analista	

Figura AII. 7. Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 3 (primera repetición)



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA
LABORATORIO DE ANÁLISIS INSTRUMENTAL

REPORTE DE ANÁLISIS LAI-14-04
OT. 1568

IDENTIFICACIÓN DE LA MUESTRA			
MUESTRA	GAS DE POZO		
IDENTIFICACIÓN	POZO 3		
FECHA RECEPCIÓN	21-08-2014	FECHA DE ENTREGA DE RESULTADOS	25-08-2014
PARÁMETROS DE LA MUESTRA	Temperatura (°F)	Presión (PSI)	Otras
	76	32	-----
RESULTADOS OBTENIDOS			
CONDICIONES DE TRABAJO	Temperatura (°C)		
	50		
RESULTADOS (Composición)	COMPONENTE	% PESO	% MOLES
	Gas sulfhídrico	<0,01	<0,01
	Nitrógeno	0,39	0,46
	Metano	22,11	44,87
	Dióxido de carbono	0,79	0,58
	Etano	16,10	17,42
	Agua	0,00	0,00
	Propano	26,29	19,40
	Isobutano	4,58	2,57
	n-Butano	13,52	7,57
	Isopentano	6,09	2,75
	NPentano	7,78	3,51
	Isohexano	2,33	0,88
	n-Hexano	0,00	0,00
i-Heptano	0,00	0,00	
RESULTADOS (Propiedades)	Densidad relativa		1,13
	Peso molecular promedio [g/gmol]		32,47
	Poder calórico del gas [Btu/pie3]		1879,43
CROMATOGRAMA			
Ing. Lucía Montenegro Jefe de Laboratorio de Análisis Instrumental		Ing. Gabriela Pérez Analista	

Figura AII. 8. Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 3 (segunda repetición)



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA
LABORATORIO DE ANÁLISIS INSTRUMENTAL

REPORTE DE ANÁLISIS LAI-14-03
OT. 1560

IDENTIFICACIÓN DE LA MUESTRA			
MUESTRA	GAS DE POZO		
IDENTIFICACIÓN	POZO 3		
FECHA RECEPCIÓN	21-08-2014	FECHA DE ENTREGA DE RESULTADOS	25-08-2014
PARÁMETROS DE LA MUESTRA	Temperatura (°F)	Presión (PSI)	Otras
	85	28	-----
RESULTADOS OBTENIDOS			
CONDICIONES DE TRABAJO	Temperatura (°C)		
	50		
RESULTADOS (Composición)	COMPONENTE	% PESO	% MOLES
	Gas sulfhídrico	<0,01	<0,01
	Nitrógeno	0,59	0,55
	Metano	36,48	59,87
	Dióxido de carbono	0,75	0,45
	Etano	19,83	17,35
	Agua	<0,5	<0,5
	Propano	22,96	13,70
	Isobutano	3,22	1,46
	n-Butano	8,98	4,07
	Isopentano	3,59	1,31
	NPentano	2,50	0,91
	Isohexano	1,10	0,34
	n-Hexano	0,00	0,00
i-Heptano	0,00	0,00	
RESULTADOS (Propiedades)	Densidad relativa		0,91
	Peso molecular promedio [g/gmol]		26,26
	Poder calórico del gas [Btu/pie3]		1544,81
CROMATOGRAMA			
Ing. Lucía Montenegro Jefe de Laboratorio de Análisis Instrumental		Ing. Gabriela Pérez Analista	

Figura AII. 9. Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 3 (tercera repetición)



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA
LABORATORIO DE ANÁLISIS INSTRUMENTAL

REPORTE DE ANÁLISIS LAI-14-04
OT. 1556

IDENTIFICACIÓN DE LA MUESTRA			
MUESTRA	GAS DE POZO		
IDENTIFICACIÓN	POZO 4		
FECHA RECEPCIÓN	21-08-2014	FECHA DE ENTREGA DE RESULTADOS	25-08-2014
PARÁMETROS DE LA MUESTRA	Temperatura (°F)	Presión (PSI)	Otras
	89	28	-----
RESULTADOS OBTENIDOS			
CONDICIONES DE TRABAJO	Temperatura (°C)		
	50		
RESULTADOS (Composición)	COMPONENTE	% PESO	% MOLES
	Gas sulfhídrico	<0,01	<0,01
	Nitrógeno	1,33	1,43
	Metano	26,49	49,81
	Dióxido de carbono	0,38	0,26
	Etano	19,09	19,14
	Agua	<0,5	<0,5
	Propano	22,12	15,13
	Isobutano	4,37	2,27
	n-Butano	11,37	5,90
	Isopentano	5,66	2,37
	NPentano	7,14	2,98
	Isohexano	2,05	0,72
	n-Hexano	0,00	0,00
i-Heptano	0,00	0,00	
RESULTADOS (Propiedades)	Densidad relativa	1,04	
	Peso molecular promedio [g/gmol]	30,09	
	Poder calórico del gas [Btu/pie3]	1742,48	
CROMATOGRAMA			
Ing. Lucía Montenegro Jefe de Laboratorio de Análisis Instrumental		Ing. Gabriela Pérez Analista	

Figura AII. 10. Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 4 (primera repetición)



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA
LABORATORIO DE ANÁLISIS INSTRUMENTAL

REPORTE DE ANÁLISIS LAI-14-04
OT. 1568

IDENTIFICACIÓN DE LA MUESTRA			
MUESTRA	GAS DE POZO		
IDENTIFICACIÓN	POZO 4		
FECHA RECEPCIÓN	21-08-2014	FECHA DE ENTREGA DE RESULTADOS	25-08-2014
PARÁMETROS DE LA MUESTRA	Temperatura (°F)	Presión (PSI)	Otras
	84	45	-----
RESULTADOS OBTENIDOS			
CONDICIONES DE TRABAJO	Temperatura (°C)		
	50		
RESULTADOS (Composición)	COMPONENTE	% PESO	% MOLES
	Gas sulfhídrico	<0,01	<0,01
	Nitrógeno	2,25	2,30
	Metano	28,96	51,89
	Dióxido de carbono	21,49	14,00
	Etano	13,01	12,43
	Agua	0,00	0,00
	Propano	19,03	12,40
	Isobutano	2,79	1,38
	n-Butano	6,83	3,38
	Isopentano	2,51	1,00
	NPentano	2,78	1,11
	Isohexano	0,34	0,11
	n-Hexano	0,00	0,00
i-Heptano	0,00	0,00	
RESULTADOS (Propiedades)	Densidad relativa	0,99	
	Peso molecular promedio [g/gmol]	28,67	
	Poder calórico del gas [Btu/pie3]	1303,25	
CROMATOGRAMA			
Ing. Lucía Montenegro Jefe de Laboratorio de Análisis Instrumental		Ing. Gabriela Pérez Analista	

Figura AII. 11. Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 4 (segunda repetición)



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA
LABORATORIO DE ANÁLISIS INSTRUMENTAL

REPORTE DE ANÁLISIS LAI-14-04
OT. 1560

IDENTIFICACIÓN DE LA MUESTRA			
MUESTRA	GAS DE POZO		
IDENTIFICACIÓN	POZO 4		
FECHA RECEPCIÓN	21-08-2014	FECHA DE ENTREGA DE RESULTADOS	25-08-2014
PARÁMETROS DE LA MUESTRA	Temperatura (°F)	Presión (PSI)	Otras
	88	29	-----
RESULTADOS OBTENIDOS			
CONDICIONES DE TRABAJO	Temperatura (°C)		
	50		
RESULTADOS (Composición)	COMPONENTE	% PESO	% MOLES
	Gas sulfhídrico	<0,01	<0,01
	Nitrógeno	1,33	1,43
	Metano	26,49	49,81
	Dióxido de carbono	0,38	0,26
	Etano	19,09	19,14
	Agua	<0,5	<0,5
	Propano	22,12	15,13
	Isobutano	4,37	2,27
	n-Butano	11,37	5,90
	Isopentano	5,66	2,37
	NPentano	7,14	2,98
	Isohexano	2,05	0,72
n-Hexano	0,00	0,00	
i-Heptano	0,00	0,00	
RESULTADOS (Propiedades)	Densidad relativa		1,04
	Peso molecular promedio [g/gmol]		30,09
	Poder calórico del gas [Btu/pie3]		1742,48
CROMATOGRAMA			
Ing. Lucía Montenegro Jefe de Laboratorio de Análisis Instrumental		Ing. Gabriela Pérez Analista	

Figura AII. 12. Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 4 (tercera repetición)



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA
LABORATORIO DE ANÁLISIS INSTRUMENTAL

REPORTE DE ANÁLISIS LAI-14-04
OT. 1556

IDENTIFICACIÓN DE LA MUESTRA			
MUESTRA	GAS DE POZO		
IDENTIFICACIÓN	POZO 5		
FECHA RECEPCIÓN	21-08-2014	FECHA DE ENTREGA DE RESULTADOS	25-08-2014
PARÁMETROS DE LA MUESTRA	Temperatura (°F)	Presión (PSI)	Otras
	86	13	-----
RESULTADOS OBTENIDOS			
CONDICIONES DE TRABAJO	Temperatura (°C)		
	50		
RESULTADOS (Composición)	COMPONENTE	% PESO	% MOLES
	Gas sulfhídrico	<0.01	<0.01
	Nitrógeno	4,62	4,22
	Metano	41,08	65,57
	Dióxido de carbono	2,21	1,28
	Etano	10,90	9,28
	Agua	<0,5	<0,5
	Propano	18,12	10,52
	Isobutano	2,94	1,30
	n-Butano	9,01	3,97
	Isopentano	4,66	1,65
	NPentano	5,27	1,87
	Isohexano	1,18	0,35
	n-Hexano	0,00	0,00
i-Heptano	0,00	0,00	
RESULTADOS (Propiedades)	Densidad relativa		0,88
	Peso molecular promedio [g/gmol]		25,54
	Poder calórico del gas [Btu/pie3]		1423,81
CROMATOGRAMA			
Ing. Lucía Montenegro Jefe de Laboratorio de Análisis Instrumental		Ing. Gabriela Pérez Analista	

Figura AII. 13. Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 5 (primera repetición)



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA
LABORATORIO DE ANÁLISIS INSTRUMENTAL

REPORTE DE ANÁLISIS LAI-14-04
OT. 1568

IDENTIFICACIÓN DE LA MUESTRA			
MUESTRA	GAS DE POZO		
IDENTIFICACIÓN	POZO 5		
FECHA RECEPCIÓN	21-08-2014	FECHA DE ENTREGA DE RESULTADOS	25-08-2014
PARÁMETROS DE LA MUESTRA	Temperatura (°F)	Presión (PSI)	Otras
	76	39	-----
RESULTADOS OBTENIDOS			
CONDICIONES DE TRABAJO	Temperatura (°C)		
	50		
RESULTADOS (Composición)	COMPONENTE	% PESO	% MOLES
	Gas sulfhídrico	<0,01	<0,01
	Nitrógeno	0,18	0,22
	Metano	15,23	32,52
	Dióxido de carbono	4,54	3,53
	Etano	22,69	25,84
	Agua	0,40	0,76
	Propano	28,28	21,96
	Isobutano	4,28	2,52
	n-Butano	11,29	6,65
	Isopentano	4,83	2,29
	NPentano	5,48	2,60
	Isohexano	2,79	1,11
	n-Hexano	0,00	0,00
i-Heptano	0,00	0,00	
RESULTADOS (Propiedades)	Densidad relativa		1,18
	Peso molecular promedio [g/gmol]		34,17
	Poder calórico del gas [Btu/pie3]		1893,70
CROMATOGRAMA			
Ing. Lucía Montenegro Jefe de Laboratorio de Análisis Instrumental		Ing. Gabriela Pérez Analista	

Figura AII. 14. Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 5 (segunda repetición)



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA
LABORATORIO DE ANÁLISIS INSTRUMENTAL

REPORTE DE ANÁLISIS LAI-14-04
OT. 1560

IDENTIFICACIÓN DE LA MUESTRA			
CLIENTE			
MUESTRA	GAS DE POZO		
IDENTIFICACIÓN	POZO 5		
FECHA RECEPCIÓN	21-08-2014	FECHA DE ENTREGA DE RESULTADOS	25-08-2014
PARÁMETROS DE LA MUESTRA	Temperatura (°F)	Presión (PSI)	Otras
	85	15	-----
RESULTADOS OBTENIDOS			
CONDICIONES DE TRABAJO	Temperatura (°C)		
	50		
RESULTADOS (Composición)	COMPONENTE	% PESO	% MOLES
	Gas sulfhídrico	<0,01	<0,01
	Nitrógeno	4,62	4,22
	Metano	41,08	65,57
	Dióxido de carbono	2,21	1,28
	Etano	10,90	9,28
	Agua	<0,5	<0,5
	Propano	18,12	10,52
	Isobutano	2,94	1,30
	n-Butano	9,01	3,97
	Isopentano	4,66	1,65
	NPentano	5,27	1,87
	Isohexano	1,18	0,35
n-Hexano	0,00	0,00	
i-Heptano	0,00	0,00	
RESULTADOS (Propiedades)	Densidad relativa	0,88	
	Peso molecular promedio [g/gmol]	25,54	
	Poder calórico del gas [Btu/pie3]	1423,81	
CROMATOGRAMA			
Ing. Lucía Montenegro Jefe de Laboratorio de Análisis Instrumental		Ing. Gabriela Pérez Analista	

Figura AII. 15. Resultados del análisis cromatográfico de la muestra de gas natural del pozo 5 (tercera repetición)

ANEXO III
EJEMPLO DE CÁLCULO DEL DISEÑO DE UN SEPARADOR
VAPOR – LÍQUIDO VERTICAL (S-101)

En la Tabla AIII.1., se presentan las propiedades de las corrientes de vapor y líquido, las cuales se requieren para establecer el dimensionamiento del separador vertical.

Tabla AIII.1. Propiedades de las corrientes de vapor y líquido

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Densidad del líquido	ρ_L	25,07	kg/m ³
Densidad del vapor	ρ_V	2,55	kg/m ³
Presión de operación	P _{operación}	2,40	atm
Temperatura de la mezcla líquido – vapor	T _M	26,5	°C

(Perry y Green, 2001)

1. CÁLCULO DE LA VELOCIDAD DE SEDIMENTACIÓN DE LAS GOTAS DE LÍQUIDO

La velocidad de sedimentación de las gotas de líquido se determina a través de la Ecuación AIII.1 (Coulson y Richardson, 2005, p. 461).

$$\mu_t = 0,07 \times \left[\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right]^{1/2} \quad \text{[AIII.1]}$$

Donde:

μ_t : Velocidad de sedimentación (m/s)

ρ_L : Densidad del líquido (kg/m³)

ρ_V : Densidad del vapor (kg/m³)

Por lo tanto,

$$\mu_t = 0,07 \times \left[\frac{25,07 \frac{kg}{m^3} - 2,55 \frac{kg}{m^3}}{2,55 \frac{kg}{m^3}} \right]^{1/2} = 0,208 \frac{m}{s}$$

El valor de velocidad de sedimentación (μ_t) obtenido a partir de la Ecuación AIII.1., debe multiplicarse por un factor de 0,15 para proporcionar un margen de seguridad de acuerdo con la Ecuación AIII.2 (Coulson y Richardson, 2005, p. 461).

$$\mu_s = 0,15 \times \mu_t \quad \text{[AIII.2]}$$

$$\mu_s = 0,15 \times 0,208 \frac{m}{s} = 0,0312 \frac{m}{s}$$

2. DIMENSIONAMIENTO DEL SEPARADOR VERTICAL

Para realizar el dimensionamiento del separador vertical, es fundamental determinar el diámetro mínimo del equipo y se obtiene a partir de la Ecuación AIII.3 (Coulson y Richardson, 2005, p. 462).

$$D_V = \sqrt{\frac{4 \times V_V}{\pi \times \mu_s}} \quad \text{[AIII.3]}$$

Donde:

D_V : Diámetro mínimo (m)

V_V : Flujo volumétrico de vapor (m^3/s)

$\mu_s = \mu_t$: Velocidad de sedimentación (m/s)

Para calcular el valor del diámetro mínimo, es necesario conocer y tener el flujo volumétrico de vapor.

Por lo tanto,

$$D_V = \sqrt{\frac{4 \times 0,7358 \frac{m^3}{s}}{\pi \times 0,0312 \frac{m}{s}}} = 5,5m$$

Luego se procedió a determinar el resto de dimensiones del equipo.

Entonces, para un diámetro mínimo del equipo igual a 5,5 m, se tiene el dimensionamiento:

$$L_0 = \frac{D_V}{4} = \frac{5,5m}{4} = 1,4m$$

$$L_1 = \frac{D_V}{2} = \frac{5,5m}{2} = 2,7m$$

$$L_2 = D_V = 5,5m$$

$$L_3 = \frac{D_V}{3} = \frac{5,5m}{3} = 1,8m$$

3. CÁLCULO DEL VOLUMEN DE LÍQUIDO RETENIDO EN EL SEPARADOR

Con la Ecuación AIII.4., se obtiene el volumen de líquido retenido en el separador (Coulson y Richardson, 2005, p. 462).

$$V_{Lr} = Q_L \times t_r \quad \text{[AIII.4]}$$

Donde:

V_{Lr} : Volumen del líquido retenido en el separador (m^3)

Q_L : Flujo volumétrico del líquido (m^3/s)

t_r : Tiempo de retención (s)

Antes, se debe determinar el flujo volumétrico del líquido mediante la Ecuación AIII.5.

$$Q_L = \frac{\dot{m}_L}{\rho_L} = \frac{4354,66 \frac{kg}{h}}{25,07 \frac{kg}{m^3} \times 3600} = 0,0482 \frac{m^3}{s} \quad [AIII.5]$$

Donde:

\dot{m}_L : Flujo másico del líquido (kg/h)

ρ_L : Densidad del líquido (kg/m³)

Por lo tanto,

$$V_{Lr} = 0,0482 \frac{m^3}{s} \times 10 \text{ min} \times \frac{60s}{1 \text{ min}} = 28,92 m^3$$

Se asumió un tiempo de retención mínimo de 10 minutos sugerido por Coulson y Richardson (2005), pues es el tiempo mínimo para que una mezcla líquido – vapor se separe y llegue al equilibrio a las condiciones de la presión de operación (p. 462).

4. CÁLCULO DEL NIVEL DEL LÍQUIDO EN EL SEPARADOR

El nivel del líquido en el separador (h_v) se determina con la Ecuación AIII.6 (Coulson y Richardson, 2005, p. 462).

$$h_v = \frac{V_{Lr}}{A_t} = \frac{V_{Lr}}{\pi \times \frac{(D_v)^2}{4}} \quad [AIII.6]$$

Donde:

h_v : Nivel del líquido en el separador (m)

A_t : Área de la sección transversal del separador (m^2)

Por lo tanto,

$$h_v = \frac{28,92m^3}{\pi \times \frac{(5,4)^2}{4} m^2} = 1,2m$$

5. CÁLCULO DE LA LONGITUD TOTAL DEL SEPARADOR VAPOR - LÍQUIDO

Para determinar la longitud del separador vertical (L_S) se emplea la Ecuación AIII.7.

$$L_S = L_1 + L_2 + L_3 + h_v \quad \text{[AIII.7]}$$

Donde:

L_1 : Longitud entre la entrada de la alimentación y el nivel del líquido en el separador (m)

L_2 : Longitud entre la entrada de la alimentación y el extractor de niebla (m)

L_3 : Longitud entre el extractor de niebla y la salida del vapor (m)

Por lo tanto,

$$L_S = 2,7m + 5,5m + 1,8m + 1,2m = 11,2m$$

ANEXO IV
EJEMPLO DE CÁLCULO PARA DISEÑAR UNA COLUMNA DE
ABSORCIÓN DE RELLENO (CA-201)

En la Tabla AIV.1., se presentan las propiedades de las corrientes de gas y líquido, las cuales se requieren para establecer el dimensionamiento de columna de absorción.

Tabla AIV.1. Propiedades de las corrientes de vapor y líquido

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Fracción del soluto entrante a la columna	y_1	0,0403	-
Flujo molar de vapor que entra a la columna	V_{WM}^*	0,672	kgmol/s
Peso molecular del líquido (DEA y agua)	PM_L	23,975	kg/kgmol
Densidad del líquido (DEA y agua)	ρ_L	1 001,644	kg/m ³
Densidad del vapor que entra a la columna	ρ_V	2,979	kg/m ³
Densidad del líquido puro (DEA)	ρ_{LP}	1 097	kg/m ³
Densidad del agua	ρ_W	994,642	kg/m ³
Viscosidad del líquido (DEA y agua)	μ_L	0,0268	N.s/m ²
Viscosidad del vapor que entra a la columna	μ_V	$1,8 \cdot 10^{-5}$	N.s/m ²
Viscosidad del líquido puro (DEA)	μ_{LP}	0,38	N.s/m ²
Viscosidad del agua	μ_W	$8,36 \cdot 10^{-4}$	N.s/m ²
Difusividad del líquido (DEA y agua)	D_L	$1,45 \cdot 10^{-5}$	m ² /s
Difusividad del vapor	D_V	$1,66 \cdot 10^{-9}$	m ² /s
Tensión superficial del líquido puro (DEA)	σ_{LP}	0,0728	N/m
Tensión superficial del agua	σ_W	0,0465	N/m

(Perry y Green, 2001)

1. CÁLCULO DEL NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA (N_{OG})

El número de unidades de transferencia se determina a través de la Ecuación AIV.1 (Coulson y Richardson, 2005, p. 596).

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \left(m \times \frac{G_m}{L_m}\right)} \times \text{Ln} \left[\left(1 - m \times \frac{G_m}{L_m}\right) \times \frac{y_1}{y_2} + m \times \frac{G_m}{L_m} \right] \quad [\text{AIV.1}]$$

Donde:

y_1, y_2 : Fracciones molares del soluto en el gas en la parte inferior y la parte superior de la columna, respectivamente.

$m \times \frac{G_m}{L_m}$: Relación óptima de operación de la columna de absorción.

Se establece una eficiencia de la columna de absorción de relleno del 95%, por lo tanto, en la corriente de salida del gas el valor de y_2 es igual a 0,002015 (Martínez, 2014, p. 83)

El valor de $m^*(G_m/L_m)$ es igual a 0,8, el cual está dentro de la relación óptima de operación de la columna de absorción sugerida por Coulson y Richardson (2005).

Por lo tanto,

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - (0,8)} \times \text{Ln} \left[(1 - 0,8) \times \frac{0,0403}{0,002015} + 0,8 \right] = 7,84 = 8$$

2. CÁLCULO DEL PORCENTAJE DE INUNDACIÓN DE LA COLUMNA

Se calcula el valor del flujo molar del líquido, mediante la siguiente Ecuación AIV.2 (Coulson y Richardson, 2005, p. 603).

$$L_{WM}^* = V_{WM}^* \times \frac{L_m}{m \times G_m} \quad [\text{AIV.2}]$$

Donde:

V_{WM}^* : Flujo molar de vapor (kgmol/s)

$\frac{L_m}{m \times G_m}$: Inverso de la relación óptima de operación de la columna de absorción

Por lo tanto,

$$L_{WM}^* = 0,672 \times 1,25 = 0,84 \frac{\text{kgmol}}{\text{s}}$$

Para obtener el valor del flujo másico del líquido se calcula multiplicando el L_{MW}^* con el peso molecular de la corriente líquida, utilizando la Ecuación AIV.3 (Coulson y Richardson, 2005, p. 603).

$$L_W^* = L_{WM}^* \times PM_L \quad [\text{AIV.3}]$$

Donde:

L_{WM}^* : Flujo molar de vapor (kgmol/s)

PM_L : Peso molecular de la corriente líquida (kg/kgmol)

$$L_W^* = 0,84 \times 23,975 = 20,139 \frac{\text{k}}{\text{s}}$$

Se calcula el valor de la correlación de los flujos de vapor y líquido con las propiedades físicas de las mismas, mediante la Ecuación AIV.4 (Coulson y Richardson, 2005, p. 599).

$$F_{LV} = \frac{L_W^*}{V_W^*} \times \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad [\text{AIV.4}]$$

Donde:

V_w^* : Flujo másico de vapor (kg/s)

L_w^* : Flujo másico de líquido (kg/s)

ρ_L : Densidad del líquido (kg/m³)

ρ_V : Densidad del vapor (kg/m³)

Por lo tanto,

$$F_{LV} = \frac{20,139}{18,685} \times \sqrt{\frac{2,979}{1001,644}} = 0,0587$$

Se selecciona la caída de presión de 15 mm de agua por metro de altura de relleno, valor dentro de los rangos sugeridos por Coulson y Richardson (2005, p, 602) para columnas de absorción.

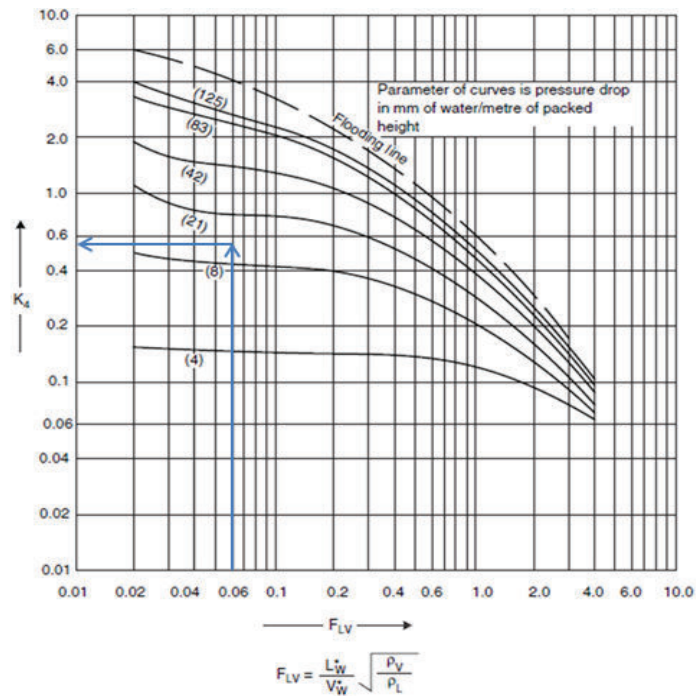


Figura AIV.1. Correlación de los flujos de vapor y líquido, propiedades físicas y características del relleno con correlaciones de caídas de presión.

(Coulson y Richardson, 2005, p. 603)

Se obtiene el valor K_4 diseño utilizando la Figura AIV.1. El valor de K_4 diseño encontrado al utilizar la Figura AIV.1 es de 0.55, mientras que el valor de K_4 inundación es de 0.8 valor sugerido por Coulson y Richardson (2005).

Para obtener el porcentaje de inundación de la columna de relleno se utiliza la siguiente Ecuación AIV.5. (Coulson y Richardson, 2005, p. 601).

$$\%Inundación = \left(\frac{K_4 \text{diseño}}{K_4 \text{inundación}} \right)^{\frac{1}{2}} \times 100\% \quad [\text{AIV.5}]$$

Donde:

K_4 diseño : Es el parámetro calculado utilizando la correlación entre las corrientes (vapor-líquido) y sus propiedades físicas con la correlación de la caída de presión.

K_4 inundación : Es el parámetro de relación óptima de operación de la columna de absorción de relleno.

Por lo tanto,

$$\%Inundación = \left(\frac{0,55}{0,8} \right)^{\frac{1}{2}} \times 100\% = 82,92\%$$

3. CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN

Se calcula el flujo másico del vapor por unidad de área transversal de la columna de absorción para lo cual se utiliza la Ecuación AIV.6 y la Ecuación AIV.7 (Coulson y Richardson, 2005, p. 604).

$$K_4 \text{diseño} = \frac{13,1 \times (V_w^{**})^2 \times F_p \times \left(\frac{\mu_L}{\rho_L} \right)^{0.1}}{\rho_V \times (\rho_L - \rho_V)} \quad [\text{AIV.6}]$$

El relleno seleccionado es silla Berl de cerámica (0.5 in), su factor de relleno es de 660 m^{-1} este se obtiene en la Tabla AIV.2 y está resaltado de color naranja.

Tabla AIV.2. Factores de relleno de algunos materiales

Tipo	Tamaño		Densidad (kg/m^3)	Área superficial (m^2/m^3)	Factor de relleno (F_p)(m^{-1})
	Plg	Mm			
Anillos raschig cerámica	0,5	13	881	368	2100
	1,0	25	673	190	525
	1,5	38	689	128	310
	2,0	51	651	95	210
	3,0	76	561	69	120
Metal	0,5	13	1201	417	980
	1,0	25	625	207	375
	1,5	38	785	141	270
	2,0	51	593	102	190
	3,0	76	400	72	105
Anillos pal metal	0,625	16	593	341	230
	1,0	24	481	210	160
	1,25	32	385	128	92
	2,0	51	353	102	66
	3,5	76	273	66	52
Plásticos	0,625	16	112	341	320
	1,0	25	88	207	170
	1,5	38	76	128	130
	2,0	51	68	102	82
	3,5	89	64	85	52
Saddles cerámica	0,5	13	737	480	660
	1,0	25	673	253	300
	1,5	38	625	194	170
	2,0	51	609	108	130
	3,0	76	577	-	72

(Coulson y Richardson, 2005, p. 591)

Despejando:

$$V_W^{**} = \sqrt{\frac{K_4 \text{diseño} \times \rho_V \times (\rho_L - \rho_V)}{13,1 \times F_P \left(\frac{\mu_L}{\rho_L}\right)^{0,1}}} \quad [\text{AIV.7}]$$

Donde:

V_W^{**} : Flujo másico de vapor por unidad de área transversal de la columna
(kg/m²s)

F_P : Factor de relleno (características de acuerdo al tamaño y tipo de relleno)
(m⁻¹)

μ_L : Viscosidad del líquido (N.s/m²)

ρ_L : Densidad del líquido (kg/m³)

ρ_V : Densidad del vapor (kg/m³)

Por lo tanto,

$$V_W^{**} = \sqrt{\frac{0,55 \times 2,979 \times (1001,644 - 2,979)}{13,1 \times 660 \times \left(\frac{0,0268}{1001,644}\right)^{0,1}}} = 0,736 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{s}}$$

Para el cálculo del área requerida de la columna de absorción de relleno se utiliza la Ecuación AIV.8. (Coulson y Richardson, 2005, p. 607).

$$At_{\text{Columna}} = \frac{V_W^*}{V_W^{**}} \quad [\text{AIV.8}]$$

Donde:

V_W^{**} : Flujo másico de vapor por unidad de área transversal de la columna
(kg/m²s)

V_W^* : Flujo másico de vapor (kg/s)

Por lo tanto,

$$At_{Columna} = \frac{18,685}{0,736} = 25,387m^2$$

Para el cálculo del diámetro de la columna se utiliza la Ecuación AIV.9.

$$D_{Columna} = \left(\frac{4}{\pi} \times At_{Columna} \right)^{\frac{1}{2}} \quad [AIV.9]$$

Donde:

$At_{Columna}$: Área transversal de la columna (m^2)

Por lo tanto,

$$D_{Columna} = \left(\frac{4}{\pi} \times 25,387 \right)^{\frac{1}{2}} = 5,685m = 5,7m$$

4. CÁLCULO DE LA ALTURA DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN DE RELLENO

Para el cálculo de H_G y H_L se utiliza el Método de Cornell que relaciona las velocidades de inundación en la columna tomando los flujos del vapor y del líquido, se utiliza las siguientes Ecuaciones AIV.10 y AIV.11. (Coulson y Richardson, 2005, p. 599).

$$H_G = \frac{0,011 \times \phi_h \times (Sc)_V^{0,5} \times \left(\frac{D_{Columna}}{0,305} \right)^{1,11} \times \left(\frac{Z}{3,05} \right)^{0,33}}{(L_w^{**} \times f_1 \times f_2 \times f_3)^{0,5}} \quad [AIV.10]$$

$$H_L = 0,305 \times \phi_h \times (Sc)_L^{0,5} \times K_3 \times \left(\frac{Z}{3,05} \right)^{0,15} \quad [AIV.11]$$

Donde:

H_G :	Altura de una unidad de transferencia en fase gaseosa (m)
H_L :	Altura de una unidad de transferencia en fase líquida (m)
$(Sc)_V$:	Número de Schmidt en fase gaseosa
$(Sc)_L$:	Número de Schmidt en fase líquida
$D_{Columna}$:	Diámetro de la columna (m)
Z :	Altura de la columna (m)
K_3 :	Factor de corrección del porcentaje de inundación
ϕ_h :	Factor H_G
ϕ_h :	Factor H_L
L_W^{**} :	Flujo másico del líquido por unidad de área transversal de la columna de absorción (kg/m ² s)
f_1 :	Factor de corrección de la viscosidad del líquido
f_2 :	Factor de corrección de la densidad del líquido
f_3 :	Factor de corrección de la tensión superficial

Para calcular el número adimensional de Schmidt de la fase gaseosa $(Sc)_V$ y líquida $(Sc)_L$, así como los factores de corrección f_1 , f_2 y f_3 se utilizan las siguientes Ecuaciones AIV.12, AIV.13, AIV.14, AIV.15 y AIV.16 (Coulson y Richardson, 2005, p. 599).

$$(Sc)_V = \frac{\mu_V}{\rho_V \times D_V} \quad \text{[AIV.12]}$$

$$(Sc)_L = \frac{\mu_L}{\rho_L \times D_L} \quad \text{[AIV.13]}$$

$$f_1 = \left(\frac{\mu_{LP}}{\mu_W} \right)^{0.16} \quad [\text{AIV.14}]$$

$$f_2 = \left(\frac{\rho_W}{\rho_{LP}} \right)^{1.25} \quad [\text{AIV.15}]$$

$$f_3 = \left(\frac{\sigma_W}{\sigma_{LP}} \right)^{0.8} \quad [\text{AIV.16}]$$

Donde:

μ_L : Viscosidad del líquido (N.s/m²)

μ_V : Viscosidad del vapor (N.s/m²)

μ_{LP} : Viscosidad del líquido puro (N.s/m²)

μ_W : Viscosidad del agua (N.s/m²)

ρ_L : Densidad del líquido (kg/m³)

ρ_V : Densidad del vapor (kg/m³)

ρ_{LP} : Densidad del líquido puro (kg/m³)

ρ_W : Densidad del agua (kg/m³)

σ_W : Tensión superficial del agua (N/m)

σ_{LP} : Tensión superficial del líquido puro (N/m)

D_V : Difusividad del vapor (m²/s)

D_L : Difusividad del líquido (m²/s)

Por lo tanto,

$$(Sc)_V = \frac{1,8 \times 10^{-5}}{2,979 \times 1,45 \times 10^{-5}} = 0,417$$

$$(Sc)_L = \frac{0,0268}{1001,644 \times 1,66 \times 10^{-9}} = 161181$$

$$f_1 = \left(\frac{0,38}{8,36 \times 10^{-4}} \right)^{0,16} = 2,662$$

$$f_2 = \left(\frac{994,642}{1097} \right)^{1,25} = 0,884$$

$$f_3 = \left(\frac{72,8}{46,5} \right)^{0,8} = 1,431$$

Para calcular el flujo másico del líquido por unidad de área transversal de la columna de absorción (L_W^{**}) se utiliza la Ecuación AIV.17 (Coulson y Richardson, 2005, p. 603).

$$L_W^{**} = \frac{L_W^*}{At_{Columna}} \quad \text{[AIV.17]}$$

Donde:

L_W^{**} : Flujo másico del líquido (kg/s)

$At_{Columna}$: Área transversal de la columna de absorción (m²)

Por lo tanto,

$$L_W^{**} = \frac{20,139}{25,387} = 0,793 \frac{kg}{m^2 s}$$

Para obtener los valores de K_3 , ϕ_h y ϕ_h se utiliza las gráficas de las siguientes Figuras AIV.3., AIV.4., y AIV.5 respectivamente.

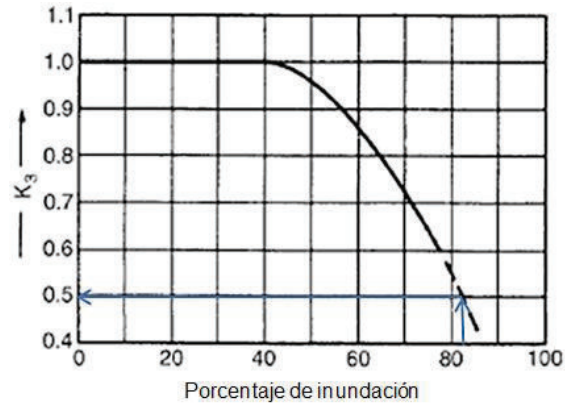


Figura AIV.2. Factor de corrección del porcentaje de inundación
(Coulson y Richardson, 2005, p. 599, 600)

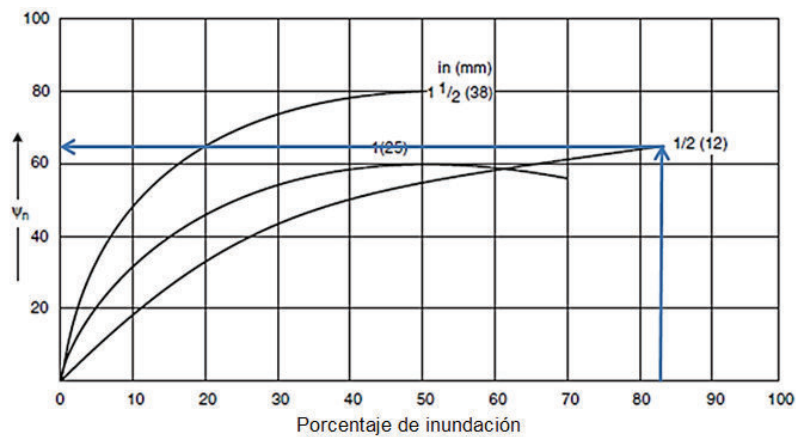


Figura AIV.3. Factor de corrección para H_G (saddles ceramic)
(Coulson y Richardson, 2005, p. 599, 600)

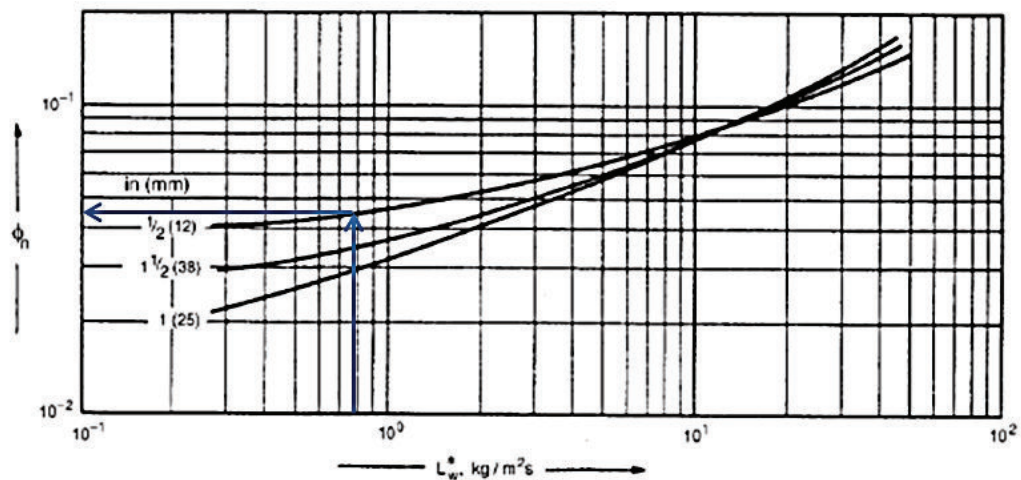


Figura AIV.4. Factor de corrección para H_L (saddles ceramic)
(Coulson y Richardson, 2005, p. 599, 600)

Los valores obtenidos con las gráficas son: $K_3 = 0,5$, $\varphi_h = 64$ y $\phi_h = 0,045$, se asume los valores de 0,6 m y 1,0 m para el diámetro de la columna y altura de la columna sugeridos por Coulson y Richardson (2005).

Por lo tanto, con todos los parámetros calculados se procede a obtener los valores de las Ecuaciones AIV.10 y AIV.11 (Coulson y Richardson, 2005, p. 599).

$$H_G = \frac{0.011 \times 64 \times 0.417^{0.5} \times \left(\frac{0.6}{0.305}\right)^{1.11} \times \left(\frac{1}{3.05}\right)^{0.33}}{(0.794 \times 2.662 \times 0.884 \times 1.431)^{0.5}} = 0.407m$$

$$H_L = 0.305 \times 0.045 \times 16118.1^{0.5} \times 0.5 \times \left(\frac{1}{3.05}\right)^{0.15} = 0.737m$$

Para calcular la altura de una unidad de transferencia se utiliza la Ecuación AIV.18 (Coulson y Richardson, 2005, p. 599).

$$H_{OG} = H_G + m \times \frac{G_m}{L_m} \times H_L \quad [\text{AIV.18}]$$

Donde:

$m \times \frac{G_m}{L_m}$: Relación óptima de operación de la columna de absorción.

H_G : Altura de una unidad de transferencia en fase gaseosa (m)

H_L : Altura de una unidad de transferencia en fase líquida (m)

Por lo tanto,

$$H_{OG} = 0,407 + 0,8 \times 0,737 = 0,997m = 1m$$

Para calcular la altura de la columna de absorción de relleno se utiliza la Ecuación AIV.19 (Coulson y Richardson, 2005, p. 595).

$$Z = H_{OG} \times N_{OG} \quad [\text{AIV.19}]$$

Donde:

N_{OG} : Número de unidades de transferencia

H_{OG} : Altura de una unidad de transferencia (m)

Por lo tanto,

$$Z = 1 \times 8 = 8m$$

El espaciamiento en la parte superior e inferior de la columna es de 0,5 m y entre cada relleno es de 0,3 m, valor sugerido por Coulson y Richardson (2005, p. 557).

Para calcular la altura total de la columna de absorción de relleno se utiliza la Ecuación AIV.20.

$$Z_T = H_{OG} \times N_{OG} + e_{relleno}(N_{OG} - 1) + e_{superior} + e_{inferior} \quad [\text{AIV.20}]$$

Donde:

N_{OG} : Número de unidades de transferencia

H_{OG} : Altura de una unidad de transferencia (m)

$e_{relleno}$: Espaciamiento entre cada relleno (m)

$e_{superior}$: Espaciamiento en la parte superior (m)

$e_{inferior}$: Espaciamiento en la parte inferior (m)

Por lo tanto,

$$Z_T = (1 \times 8)m + 0,3m(8 - 1) + 0,5m + 0,5m = 11,1m$$

ANEXO V
EJEMPLO DE CÁLCULO DEL DISEÑO DE UNA COLUMNA DE
DESTILACIÓN DE PLATOS (CD-402)

El ejemplo de cálculo desarrollado a continuación corresponde a la columna de destilación de platos para separar el etano (C_2H_6) del propano (C_3H_8). En la Tabla AV.1, se presenta las propiedades de la corriente de vapor-líquido, las cuales se requieren para establecer el dimensionamiento de columna de destilación de platos.

Tabla AV.1. Propiedades de la corriente de vapor-líquido

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Fracción de etano en el destilado	$X_{C_2H_6(D)}$	0,9511	-
Fracción de propano en el destilado	$X_{C_3H_8(D)}$	0,0487	-
Fracción de etano en el fondo	$X_{C_2H_6(B)}$	0,0006	-
Fracción de propano en el fondo	$X_{C_3H_8(B)}$	0,9993	-
Presión de saturación del etano	$P_{SAT(C_2H_6)}$	12,03	atm
Presión de saturación de propano	$P_{SAT(C_3H_8)}$	2,01	atm
Presión total	P	2,36	atm
Volatilidad del etano en la alimentación	$\alpha_{C_2H_6,f}$	4,74	-
Volatilidad del propano en la alimentación	$\alpha_{C_3H_8,f}$	1,93	-
Fracción de etano en la alimentación	$X_{C_2H_6,f}$	0,3914	-
Fracción de propano en la alimentación	$X_{C_3H_8,f}$	0,6085	-
Flujo molar del destilado	D	395,014	kgmol/h
Flujo molar del fondo	B	0,1571	kgmol/h
Flujo molar del destilado	D	0,1097	kgmol/s
Temperatura de rocío del vapor en el condensador	T_{DV}	202	K
Eficiencia promedio en los platos	η	0,95	-
Número de etapas sin el rehervidor	N_p	8	-

(Perry y Green, 2001)

1. CÁLCULO DEL NÚMERO MÍNIMO DE ETAPAS (Nm)

El número mínimo de etapas se calcula utilizando la correlación de Fenske con la Ecuación AV.1 (Castillo, 2011, p. 6).

$$N_m = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{LK,D}}{x_{HK,D}} \right) \left(\frac{x_{HK,B}}{x_{LK,B}} \right) \right]}{\log \alpha_{LK;HK}} \quad [\text{AV.1}]$$

Donde:

- $x_{LK,D}$: Fracción del componente clave liviano LK en el destilado
- $x_{HK,D}$: Fracción del componente clave pesado HK en el destilado
- $x_{LK,B}$: Fracción del componente clave liviano LK en el fondo
- $x_{HK,B}$: Fracción del componente clave pesado HK en el fondo
- $\alpha_{LK;HK}$: Volatilidad relativa del componente clave liviano LK con respecto a la del clave pesado HK

Siendo el componente clave liviano (LK) el etano y el componente clave pesado (HK) el propano.

Para calcular la volatilidad relativa del componente clave liviano se utiliza la Ecuación AV.2.

$$\alpha_{LK-HK} = \frac{K_1}{K_2} = \frac{\frac{P_{SAT(LK)}}{P}}{\frac{P_{SAT(HK)}}{P}} \quad [\text{AV.2}]$$

Donde:

- $P_{SAT(LK)}$: Presión de saturación del componente clave liviano LK

$P_{SAT(HK)}$: Presión de saturación del componente clave pesado HK

P : Presión total

Por lo tanto,

$$\alpha_{C_2H_6-C_3H_8} = \frac{K_1}{K_2} = \frac{\frac{12.03}{2.36}}{\frac{2.01}{2.36}} = 5.99$$

$$N_m = \frac{\log \left[\left(\frac{0.9511}{0.0487} \right) \left(\frac{0.9993}{0.0006} \right) \right]}{\log 5.99} = 5.8$$

2. CÁLCULO DEL REFLUJO MÍNIMO (Rm)

Se calcula la variable θ y se toma como solución el valor que se encontraba entre las volatilidades relativas del componente clave liviano y el componente clave pesado utilizando la Ecuación AV.3 (Castillo, 2011, p. 7).

$$\sum_{i=1}^n \frac{\alpha_i x_{i,F}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad [AV.3]$$

Donde:

n : Número de componentes de la mezcla

q : Condición o calidad del alimento

α_i : Volatilidad relativa de los componentes en la alimentación.

$x_{i,F}$: Fracción del componente i en la alimentación

Se asume que q sea igual a 1 valor indicado por Coulson y Richardson (2005).

Desarrollando la Ecuación AV.3, se tiene:

$$\sum_{i=1}^n \frac{\alpha_i x_{i,F}}{\alpha_i - \theta} = 0 \quad [\text{AV.4}]$$

$$\left(\frac{\alpha_{C2H6,f} * X_{C2H6,f}}{\alpha_{C2H6,f} - \theta} \right) + \left(\frac{\alpha_{C3H8,f} * X_{C3H8,f}}{\alpha_{C3H8,f} - \theta} \right) = 0 \quad [\text{AV.5}]$$

Por lo tanto,

$$\left(\frac{4,74 \times 0,3914}{4,74 - \theta} \right) + \left(\frac{1,93 \times 0,6085}{1,93 - \theta} \right) = 0$$

$$\theta = 3,02$$

El valor de θ debe estar entre 1.93 y 4.74 que son los valores de volatilidad superior e inferior de cada uno de los componentes.

Con el valor de θ calculado se procede a calcular el reflujo mínimo utilizando la Ecuación AV.6 (Castillo, 2011, p. 8).

$$\sum_{i=1}^n \frac{\alpha_i x_{i,D}}{\alpha_i - \theta} = 1 + R_m \quad [\text{AV.6}]$$

Donde:

n : Número de componentes de la mezcla

R_m : Reflujo mínimo

α_i : Volatilidad relativa de los componentes en la alimentación

$x_{i,D}$: Fracción del componente i en el destilado

Desarrollando la Ecuación AV.6

$$\left(\frac{\alpha_{C2H6,f} * X_{C2H6,D}}{\alpha_{C2H6,f} - \theta} \right) + \left(\frac{\alpha_{C3H8,f} * X_{C3H8,D}}{\alpha_{C3H8,f} - \theta} \right) = R_m + 1 \quad [\text{AV.7}]$$

Por lo tanto,

$$\left(\frac{4.74 \times 0.9511}{4.74 - \theta}\right) + \left(\frac{1.93 \times 0.0487}{1.93 - \theta}\right) = Rm + 1$$

$$Rm + 1 = 2.54$$

$$Rm = 1.54$$

3. CÁLCULO DEL NÚMERO DE ETAPAS IDEALES (N)

Utilizando la Ecuación AV.8 se calcula el valor de la relación del reflujo mínimo y de operación, para lo cual se asume valores de Reflujo de operación (R). (Jiménez, 2003, p. 151).

$$\frac{R - R_m}{R + 1} = w \quad \text{[AV.8]}$$

Donde:

R : Relación de reflujo de operación asumido

R_m : Relación de reflujo mínimo

w : Valor obtenido de la relación de reflujo mínimo y de operación.

Se asumió que los valores de reflujo de operación (R) son 2,0, 2,5, 3,0, 3,5 y 4,0 respectivamente. Si $R = 2$

Por lo tanto,

$$\frac{2 - 1,54}{2 + 1} = w = 0,15$$

Con el valor obtenido de $w=0.15$ se utilizó la Ecuación AV.9 para determinar los valores de etapas ideales.

$$\text{Si } \frac{R - R_m}{R + 1} > 0,125$$

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0.6257 - 0.9868 * \left(\frac{R - R_m}{R + 1} \right) + 0.5160 * \left(\frac{R - R_m}{R + 1} \right)^2 - 0.1738 * \left(\frac{R - R_m}{R + 1} \right)^3 \quad [\text{AV.9}]$$

Por lo tanto,

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0.6257 - 0.9868 * (0.15) + 0.5160 * (0.15)^2 - 0.1738 * (0.15)^3 = 0.4858$$

$$\frac{N - 5,8}{N + 1} = 0,4858$$

$$N = 12.2$$

Los valores obtenidos con los reflujo asumidos son:

Tabla AV.2. Número de etapas ideales en función del reflujo de operación asumido

Reflujo de operación (R)	Número de etapas ideales (N)
2,0	12,2
2,5	10,1
3,0	9,0
3,5	8,4
4,0	7,9

Se asume el valor de reflujo de operación (R) de 3 lo que implica que el número de etapas ideales (N) es 9, Coulson y Richardson (2005) sugiere escoger un valor de N cercano al valor superior como al inferior.

4. CÁLCULO DEL DIÁMETRO Y ALTURA DE LA COLUMNA (D_c y H_c)

Para determinar el diámetro y altura de la columna de destilación se emplearon las ecuaciones de Heaven (Jiménez, 2008, p.151).

El diámetro (D_c) se calculó a partir de la Ecuación AV.11 (Jiménez, 2008, p.151).

$$V = 0,761 \times \left(\frac{1}{P}\right)^{1/2} \quad [\text{AV.10}]$$

$$D_C = \left[\left(\frac{4}{\pi V}\right) \times (D) \times (R+1) \times (22,2) \times \left(\frac{T_{DV}}{273}\right) \times \left(\frac{1}{P}\right) \times \left(\frac{1}{3600}\right) \right]^{1/2} \quad [\text{AV.11}]$$

Donde:

D_C : Diámetro de la columna de destilación (m)

D : Flujo de destilado (kgmol/h)

R : Razón de reflujo

T_{DV} : Temperatura de rocío del vapor en el condensador (°K)

P : Presión de la columna de destilación (atm)

Por lo tanto,

$$V = 0,761 \times \left(\frac{1}{2.36}\right)^{1/2} = 0.5$$

$$D_C = \left[\left(\frac{4}{\pi * 0.5}\right) \times (395.014) \times (3+1) \times (22,2) \times \left(\frac{202}{273}\right) \times \left(\frac{1}{2.36}\right) \times \left(\frac{1}{3600}\right) \right]^{1/2} = 2.8m$$

Con la Ecuación AV.12., se obtuvo la altura de la columna de destilación (H_c). (Jiménez, 2003, p. 151).

$$H_C = 0,61 \times \left(\frac{N}{\eta} \right) + 4,27 \quad [\text{AV.12}]$$

Donde:

H_C : Altura de la columna de destilación (m)

η : Eficiencia promedio de los platos de la columna de destilación

N : Número de etapas ideales

Por lo tanto,

$$H_C = 0,61 \times \left(\frac{9}{0,95} \right) + 4,27 = 10m$$

Las cantidades de calor requeridas por el condensador y rehervidor, se establecieron con base a un balance de energía en cada equipo.

5. CÁLCULO DE LA ETAPA DE ALIMENTACIÓN

Con la Ecuación AV.13 y Ecuación AV.14 se determinó la etapa de alimentación en la columna de destilación (Coulson y Richardson, 2005, p. 531)

$$\text{Log} \left(\frac{N_R}{N_A} \right) = 0.206 * \text{Log} \left[\left(\frac{B}{D} \right) \times \left(\frac{x_{HK,F}}{x_{LK,F}} \right) \times \left(\frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}} \right)^2 \right] \quad [\text{AV.13}]$$

$$N_P = N_A + N_R \quad [\text{AV.14}]$$

Donde:

N_R : Número de etapas de la zona de rectificación

N_A : Número de etapas de la zona de agotamiento

N_P : Número de etapas sin el rehervidor

D : Número de etapas sin el rehervidor

B : Número de etapas sin el rehervidor

$x_{LK,F}$: Fracción del componente clave liviano LK en la alimentación

$x_{HK,F}$: Fracción del componente clave pesado HK en la alimentación

Por lo tanto,

$$\text{Log}\left(\frac{N_R}{N_A}\right) = 0.206 * \text{Log}\left[\left(\frac{0.1571}{0.1097}\right) \times \left(\frac{0.6085}{0.3914}\right) \times \left(\frac{0.0006}{0.0487}\right)^2\right]$$

$$\frac{N_R}{N_A} = 0.2$$

$$8 = N_A + N_R$$

Por lo tanto,

$$N_A = 6$$

$$N_R = 2$$

ANEXO VI

**EJEMPLO DE CÁLCULO DEL DISEÑO DE UN INTERCAMBIADOR
DE CALOR DE DOS CORRIENTES EN CONTRACORRIENTE (E-
103)**

Se establecen las propiedades de los fluidos caliente y frío.

En la Tabla AVI.1, se presentan las propiedades de la corriente caliente que corresponde a los gases de craqueo y vapor de agua, las temperaturas de entrada y salida del fluido, así como: la densidad, capacidad calorífica y viscosidad calculados a una temperatura media de 728 °K.

Mientras que, el flujo másico del fluido caliente se determinó a partir del balance de masa realizado en el horno tubular, en donde la cantidad de masa saliente del horno es la misma que entra en el intercambiador de calor para disminuir su temperatura.

Tabla AVI.1. Propiedades del fluido caliente – (gases de craqueo y vapor de agua)

Parámetros	Símbolo	Valor	Unidades
Temperatura de entrada	Tec	1098	K
Temperatura de salida	Tsc	358	K
Densidad	ρ gas	0,3337	kg/m ³
Capacidad Calorífica	Cpgas	3071,28	J/kgK
Viscosidad	μ gas	2,1239x10 ⁻⁵	kg/ms
Flujo másico	Mgas	12,08	kg/s

(Perry y Green, 2001)

Los valores obtenidos en la Tabla AVI.1, se calcularon con base en la Tabla AVI.2, ya que dependen de la composición de la corriente caliente.

En la Tabla AVI.2, se muestran las propiedades de los gases, de acuerdo a la composición de la corriente proveniente del horno tubular.

Tabla AVI.2. Propiedades de los gases que conforman la corriente caliente a la temperatura media (728 °K)

Gases	Composición Molar (%)	ρ_{gas} (kg/m ³)	$C_{p_{\text{gas}}}$ (J/kgK)	μ_{gas} (kg/ms)
C ₂ H ₆	19,26	0,4975	4694,17	2,1x10 ⁻⁵
C ₂ H ₄	26,78	0,4644	3671,18	2,2x10 ⁻⁵
CH ₄	12,23	0,2653	2860,56	2,3x10 ⁻⁵
H ₂	20,75	0,0331	1483,33	1,6x10 ⁻⁵
C ₃ H ₈	2,68	0,7297	6681,51	1,9x10 ⁻⁵
H ₂ O	18,30	0,2985	1898,88	2,6x10 ⁻⁵
Total	100	0,3337	3071,28	2,1x10 ⁻⁵

(Perry y Green, 2001)

Tabla AVI.3. Propiedades del fluido frío a la temperatura de entrada (171,89 °K)

Parámetros	Símbolo	Valor	Unidades
Temperatura de entrada	T _{ef}	171,89	K
Temperatura de salida	T _{sf}	-	K
Densidad	ρ_{syltherm}	982,87	kg/m ³
Capacidad Calorífica	C _{p_{syltherm}}	1516,63	J/kgK
Viscosidad	μ_{syltherm}	0,0902	kg/ms
Flujo másico	M _{syltherm}	36,25	kg/s

(Perry y Green, 2001)

1. CÁLCULO DEL CALOR DE LA CORRIENTE DE PRODUCTOS GASEOSOS DE LA REACCIÓN

El calor de la corriente de los productos gaseosos de la reacción, se calculó con la Ecuación AVI.1 (Incropera, 2011, p. 604).

$$Q_{\text{vapor}} = m_{\text{vapor}} \times C_{p_{\text{vapor}}} \times (T_{\text{ec}} - T_{\text{sc}}) \quad [\text{AVI.1}]$$

$$Q_{\text{vapor}} = 12, \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 3071,28 \frac{\text{J}}{\text{kgK}} \times (1098 - 358) \text{K}$$

$$Q_{vapor} = 27454786,18 \frac{J}{s}$$

2. CÁLCULO DE LA TEMPERATURA DE SALIDA DEL FLUIDO FRÍO

Para determinar la temperatura de salida del fluido SYLTHERM, que en un principio es desconocida, se realiza un balance energético en el intercambiador de calor y se calcula a partir de la Ecuación AVI.2 (Incropera, 2011, p. 604).

$$Q_{vapor} = Q_{SYLTHERM} \quad [AVI.2]$$

$$Q_{vapor} = m_{SYLTHERM} \times C_{p_{SYLTHERM}} \times (T_{sf} - T_{ef})$$

$$T_{sf} = T_{ef} + \frac{Q_{vapor}}{m_{SYLTHERM} \times C_{p_{SYLTHERM}}}$$

El flujo másico de SYLTHERM es un parámetro desconocido y para calcularlo se asume el triple del flujo másico de los gases.

Por lo tanto,

$$27454786,18 \frac{J}{s} = 36,25 \frac{kg}{s} \times 1928,16 \frac{J}{kgK} \times (T_{sf} - 171,89)K$$

$$T_{sf} = 564,69K$$

3. CÁLCULO DE LAS CAPACIDADES TÉRMICAS DE LAS CORRIENTES

Se determina la capacidad térmica del agua y de los productos gaseosos de la reacción, a partir de las Ecuaciones AVI.3 y AVI.4.

$$C_{syltherm} = m_{sylther} \times C_{p_{syltherm}} \quad [AVI.3]$$

$$C_{vapor} = \dot{m}_{vapor} \times C_{p_{vapor}} \quad [AVI.4]$$

Donde:

$C_{syltherm}$: Capacidad térmica del fluido SYL THERM (J/s°K)

C_{vapor} : Capacidad térmica de los productos gaseosos de la reacción (J/s°K)

Por lo tanto,

$$C_{syltherm} = 36,25 \frac{kg}{s} \times 1928,16 \frac{J}{kgK} = 69895,80 \frac{J}{sK}$$

$$C_{vapor} = 12,08 \frac{kg}{s} \times 3071,28 \frac{J}{kgK} = 37101,06 \frac{J}{sK}$$

De acuerdo a los valores obtenidos de las capacidades térmicas se identifica la capacidad térmica máxima (C_{máx}) y la capacidad térmica mínima (C_{min}).

4. DETERMINACIÓN DE LA EFICIENCIA DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

La eficiencia del intercambiador de calor se calculó con base en la Ecuación AVI.5 (Incropera, 2011, p. 605).

$$\varepsilon_f = \frac{Q_{real}}{Q_{máximo}} = \frac{\dot{m}_{syltherm} \times C_{p_{syltherm}} \times (T_{sf} - T_{ef})}{\left(\dot{m} \times C_p \right)_{min} \times (T_{ec} - T_{ef})} = \frac{\dot{m}_{gases} \times C_{p_{gases}} \times (T_{ec} - T_{sc})}{\left(\dot{m} \times C_p \right)_{min} \times (T_{ec} - T_{ef})} \quad [AVI.5]$$

$$\varepsilon_f = \frac{(69895,80) \times (564,69 - 171,89)K}{37101,06 \times (1098 - 171,89)}$$

$$\varepsilon_f = 0,799$$

5. CÁLCULO DE LA RELACIÓN DE CAPACIDAD

La relación de capacidad (C_r), se obtiene a través de la Ecuación AVI.6.

$$C_r = \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \quad [\text{AVI.6}]$$

Por lo tanto,

$$C_r = \frac{37101,06 \frac{J}{s^\circ K}}{69895,80 \frac{J}{s^\circ K}} = 0,53$$

6. CÁLCULO DEL COEFICIENTE GLOBAL DE DISEÑO DE TRANSFERENCIA DE CALOR

Previamente, se determinan los valores de resistencia por ensuciamiento (R_e) y el coeficiente global de transferencia de calor (U_{limpio}). En la Tabla AVI.4., se presentan valores aproximados del coeficiente global de transferencia de calor y están en función del tipo de intercambiador (Branan, 2005, p. 32).

Por lo tanto, el coeficiente global de transferencia de calor que se ajusta mejor a los fluidos que se transportan en el intercambiador de dos corrientes en contracorriente es, el correspondiente a etileno, vapor – condensado y vapor que presenta un valor de $U_{\text{limpio}} = 511 - 709 \text{ W/m}^2\text{K}$.

En la Tabla AVI.4., se muestran valores recomendados para la resistencia por ensuciamiento (R_e) en el diseño de intercambiadores y dependen del tipo de fluido que se maneje.

De acuerdo a la composición de la corriente gaseosa, el valor que le corresponde es de $R_e = 0,002 \text{ (W/m}^2\text{K)}^{-1}$.

Tabla AVI.4. Valores aproximados de coeficiente global de transferencia de calor y resistencia por ensuciamiento en aplicaciones petroquímicas típicas

En los tubos	Afuera de los tubos	Coefficiente global de transferencia de calor U, W/m ² K	Resistencia por ensuciamiento, R _e , (W/m ² K) ⁻¹
Butadieno mezclado	Vapor de agua	68	0,04
Solvente	Solvente	199 – 227	0,001
Solvente	Propileno	170 – 227	0,001
C ₄ no saturados	(vaporización)	74 – 102	0,001
Solvente	Propileno	199 – 426	0,003
Aceite	(vaporización)	341 – 483	0,0015
Etileno, vapor	Agua fría	511 – 709	0,002
Etileno, vapor	Aceite	284 – 454	0,001
Condensado	Condensado y vapor	341 – 767	0,001
Agua enfriada	Agua enfriada	227 – 426	0,001
Calcio, salmuera de 25%	Propileno (refrigerante)	227 – 341	0,002
Etileno líquido	Aceite de transformador	57 – 114	0,001
Propano, vapor	C ₁ clorado	85 – 142	0,001
Ligeros y HC clorados	Etileno, vapor	57 – 114	0,001
HC ligero no sat., CO, CO ₂ , H ₂	Propano líquido	34 – 85	0,3
Etanolamina	Vapor de agua	85 – 142	0,001
Vapor de agua	Vapor de agua	58 – 14	0,0005
Vapor de agua	Vapor de agua	284 – 341	0,001
	Aire, mezcla		
	Estireno y alquitranes		

(Branan, 2005, p. 32)

Una vez conocidos los valores descritos anteriormente, se calcula el coeficiente global de diseño de transferencia de calor, mediante la Ecuación AVI.7 (Incropera, 2011, p. 606).

$$U_{diseño} = \frac{1}{\frac{1}{U_{lim pio}} + R_e} \quad [AVI.7]$$

$$U_{diseño} = \frac{1}{\frac{1}{610 \frac{W}{m^2 \circ K}} + 0,002 \frac{m^2 \circ K}{W}} = 275 \frac{W}{m^2 \circ K}$$

7. CÁLCULO DEL NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA (NUT) Y EL ÁREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR

El número de unidades de transferencia (NUT), se determina a partir de la Figura 3.6, en la cual se relaciona la efectividad del intercambiador y la relación de capacidad.

El área de transferencia de calor se calcula a través de la Ecuación AVI. 8 (Incropera, 2011, p. 605).

$$NUT = \frac{U_{\text{diseño}} \times A}{C_{\text{min}}} \quad \text{[AVI.8]}$$

Por lo tanto,

$$2,40 = \frac{275 \frac{W}{m^2 \cdot K} \times A}{\frac{W}{37101,06 K}}$$

$$A = 324 m^2$$

Una vez obtenida el área de transferencia de calor, es posible calcular las dimensiones y el número de tubos que conforman el intercambiador de calor. Donde, el diámetro y longitud de los tubos se asumen.

Se expresa como se indica en la Ecuación AVI.9.

$$A = 2\pi \times r \times L \times N_t \quad \text{[AVI.9]}$$

Por lo tanto,

$$324m^2 = 2\pi \times 5m \times 0,04m \times N_t$$

$$N_t = 257,8 \approx 258$$

8. CÁLCULO DE LA VELOCIDAD DEL VAPOR EN LOS TUBOS

La velocidad del vapor se determina a partir de la Ecuación AVI.10.

$$g_{vapor} = \frac{\dot{m}_{vapor}}{\rho_{vapor} \times A_{ct} \times N_t} \quad [AVI.10]$$

Donde:

g_{vapor} : Velocidad del vapor en los tubos (m/s)

A_{ct} : Área de transferencia por cada tubo (m²)

N_t : Número de tubos

Por lo tanto,

$$g_{vapor} = \frac{12,08 \frac{kg}{s}}{0,3337 \frac{kg}{m^3} \times 0,0046 m^2 \times 258} = 29,58 \frac{m}{s}$$

9. CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA CORAZA

El área de la coraza se calcula con la Ecuación AVI.11.

$$\dot{m}_{syltherm} = \rho_{syltherm} \times A_{coraza} \times g_{syltherm} \quad [AVI.11]$$

Donde:

$\dot{m}_{syltherm}$: Flujo másico del fluido syltherm (kg/s)

$\rho_{syltherm}$: Densidad del syltherm (kg/m³)

A_{coraza} : Área de la coraza (m²)

$\mathcal{G}_{syltherm}$: Velocidad del syltherm en la coraza (m/s)

Se asume una velocidad del fluido syltherm de $\mathcal{G}_{syltherm} = 25$ m/s.

Por lo tanto,

$$36,25 \frac{kg}{s} = 982,87 \frac{kg}{m^3} \times A_{coraza} \times 25 \frac{m}{s}$$

$$A_{coraza} = 0,001475 m^2 = 14,75 cm^2$$

La Ecuación AVI.12., es otra opción para calcular el área de la coraza y está en función del diámetro interno de la coraza.

$$A_{coraza} = \frac{D_{ic} \times \left(\frac{D_{ic}}{5} \right) \times (S_t - D_{et})}{S_t} \quad [AVI.12]$$

Donde:

D_{ic} : Diámetro interno de la coraza (cm)

D_{et} : Diámetro externo de los tubos (cm)

S_t : Espaciamiento entre tubos (cm)

El diámetro interno de la coraza, se establece de acuerdo a la Ecuación AVI.13.

$$D_{ic} = \sqrt{N_t} \times S_t + S_t \quad [\text{AVI.13}]$$

La Ecuación AVI.13 se reemplaza en la Ecuación AVI.12 y se obtiene la Ecuación AVI.14 que se emplea en el cálculo del espaciamiento entre tubos.

$$A_{coraza} = \frac{(\sqrt{N_t} \times S_t + S_t)^2 \times (S_t - D_{et})}{5 \times S_t} \quad [\text{AVI.14}]$$

Datos conocidos:

$$N_t = 258$$

$$A_{coraza} = 0,001475m^2 = 14,75m^2$$

$$D_{et} = 9cm$$

Por lo tanto,

$$14,75cm^2 = \frac{(\sqrt{258} \times S_t + S_t)^2 \times (S_t - 9)cm}{5 \times S_t}$$

$$S_t = 11cm$$

Se determina el diámetro interno de la coraza, reemplazando el valor calculado de espaciamiento entre tubos en la Ecuación AVI.13.

$$D_{ic} = \sqrt{258} \times 11cm + 11cm = 187,69cm = 1,9m$$

10. CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN POR LOS TUBOS Y POR LA CORAZA

10.1. CAÍDA DE PRESIÓN POR EL LADO DE LOS TUBOS

La caída de presión por el lado de los tubos se determina con la Ecuación AVI.15 (Mills, 2000, p. 795).

$$\Delta P_{tubos} = N \times X_C \times \left(\frac{\rho_{vapor} \times g_{max}^2}{2} \right) \times f \quad [AVI.15]$$

Donde:

ΔP_{tubos} : Caída de presión por el lado de los tubos (psi)

N : Número de filas

X_C : Factor de corrección

f : Factor de fricción

El número de tubos en cada fila se calcula a través de la Ecuación AVI.16.

$$n_{tef} = \frac{D_{ic}}{S_t} \quad [AVI.16]$$

Por lo tanto,

$$n_{tef} = \frac{187,69cm}{11cm} = 17,06 \approx 17$$

El número de filas totales se determina a partir de la Ecuación AVI.17.

$$A = N \times n_{tef} \times A_{tubo} \quad [AVI.17]$$

$$N = \frac{324m^2}{17,06 \times (2\pi \times 5m \times 0,04m)} = 15,11 \approx 15$$

Entonces, el intercambiador de calor se compone de 255 tubos, distribuidos en 15 filas, donde cada fila está constituida por 17 tubos.

A partir de la Ecuación AVI.18, se calcula la velocidad máxima de los gases (\mathcal{G}_{\max}) en el interior de los tubos.

$$\mathcal{G}_{\max} = \mathcal{G}_{\text{vapor}} \times \frac{S_t}{S_t - \left(\frac{\pi}{4} \times D_{it}\right)} \quad [\text{AVI.18}]$$

Por lo tanto,

$$\mathcal{G}_{\max} = 29,58 \frac{m}{s} \times \frac{11m}{11m - \left(\frac{\pi}{4} \times 2 \times 0,04m\right)} = 29,75 \frac{m}{s}$$

El factor de fricción (f), se obtiene de la Figura AVI.1, que relaciona el número de Reynolds (Re) y el paso transversal (P_T).

Los pasos longitudinal y transversal se determinan con la Ecuación AVI.19 y Ecuación AVI.20. El arreglo es de tubos en forma de triángulo equilátero ($S_t = S_L$)

- Paso Longitudinal

$$P_L = \frac{S_L}{D_{et}} \quad [\text{AVI.19}]$$

- Paso Transversal

$$P_T = \frac{S_t}{D_{et}} \quad [\text{AVI.20}]$$

Por lo tanto,

$$P_L = \frac{11\text{cm}}{9\text{cm}} = 1,22$$

$$P_T = \frac{11\text{cm}}{9\text{cm}} = 1,22$$

La relación de los pasos se calcula con la Ecuación AVI.21.

$$R_{pasos} = \frac{P_T}{P_L} \quad [\text{AVI.21}]$$

Por lo tanto,

$$R_{pasos} = \frac{1,22}{1,22} = 1$$

De acuerdo, al valor de Reynolds y la relación de pasos, se determinó que el factor de corrección corresponde a 1 ($X_C=1,03$) como se puede observar en la Figura AVI.1.

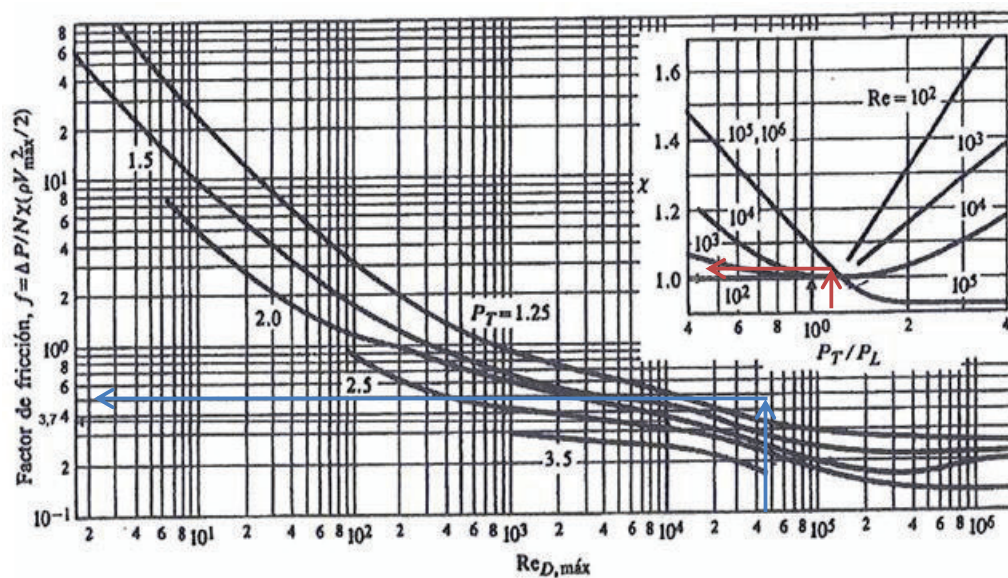


Figura AVI.1. Factor de fricción f y factor de correlación x . Arreglo de tubos triangular equilátero (Incropera, 2011, p. 330)

Por último, se calcula la caída de presión por el lado de los tubos a partir de la Ecuación AVI.15.

$$\Delta P_{tubos} = 15 \times 1,03 \times 0,37 \times \left(\frac{0,3337 \frac{kg}{m^3} \times 29,75^2 \frac{m^2}{s^2}}{2} \right) \times = 844,17 \frac{N}{m^2} = 0,01 atm$$

10.2. CAÍDA DE PRESIÓN POR EL LADO DE LA CORAZA

Con la Ecuación AVI.22, se determina la caída de presión por el lado de la coraza (Mills, 2000, p. 796).

$$\Delta P_{coraza} = \frac{4f' \times N \times N_{pc} \times \rho_{agua} \times g_{agua}^2}{2g} \quad [AVI.22]$$

Donde:

ΔP_{coraza} : Caída de presión por el lado de la coraza (psi)

f' : Factor modificado de fricción

N : Número de filas

N_{pc} : Número de pasos por la coraza (1)

ρ_{agua} : Densidad del agua (kg/m³)

g_{agua}^2 : Velocidad del agua en la coraza (m/s)

El número de Reynolds se calcula con la Ecuación AVI.19, en donde la longitud característica es el diámetro equivalente y se obtiene a partir de la Ecuación AVI.23.

$$D_{eq} = 4 \times \frac{A_f}{P_H} \quad [AVI.23]$$

Donde:

D_{eq} : Diámetro equivalente (m)

A_f : Área de flujo (m²)

P_H : Perímetro mojado (m)

A continuación en la Tabla AVI.5, se presentan datos acerca del factor modificado de fricción.

El área de flujo se calcula con la Ecuación AVI.24.

$$A_f = [12 \times (S_t - D_{et}) + 2 \times (S_t - r_{et})] \times L \quad [\text{AVI.24}]$$

Tabla AVI.5. Factor modificado de fricción para cinco filas de tubos o más

C/Do	Triangular			
Re*10 ⁻³	2	8	20	40
1,25	0,210	0,155	0,130	0,107
1,50	0,145	0,122	0,090	0,074
2,00	0,118	0,096	0,081	0,066
3,00	0,089	0,076	0,063	0,052
C/Do	Cuadrado en Zigzag			
1,25	0,139	0,135	0,116	0,099
1,50	0,081	0,079	0,080	0,071
2,00	0,056	0,057	0,055	0,053
3,00	0,052	0,050	0,045	0,038
C/Do	Cuadrado alineado			
1,25	0,130	0,106	0,088	0,063
1,50	0,125	0,103	0,079	0,061
2,00	0,108	0,090	0,071	0,058
3,00	-	-	-	-

(Branan, 2005, p.28)

Donde:

S_t : Espaciamiento entre tubos (cm)

D_{et} : Diámetro externo del tubo (cm)

r_{et} : Radio externo del tubo (cm)

L : Longitud del tubo (cm)

Por lo tanto,

$$A_f = \left[12 \times (11\text{cm} - 9\text{cm}) + 2 \times \left(11\text{cm} - \frac{9}{2} \right) \right] \times 5\text{m} \times \frac{100\text{cm}}{1\text{m}}$$

$$A_f = 18500 \text{ cm}^2 = 1,85\text{m}^2$$

La Ecuación AVI.25, muestra el cálculo del perímetro mojado.

$$P_H = 12 \times [(S_t - D_{et}) \times 2 + 2L] + 2[(S_t - r_{et}) \times 2 + 2L] \quad [\text{AVI.25}]$$

Por lo tanto,

$$P_H = 12 \times [(11\text{cm} - 9\text{cm}) \times 2 + 2 \times 500\text{cm}] + 2 \times \left[\left(11\text{cm} - \frac{9}{2} \right) \times 2 + 2 \times 500\text{cm} \right]$$

$$P_H = 14074\text{cm} = 140,74\text{m}$$

Entonces,

$$D_{eq} = 4 \times \frac{1,85\text{m}^2}{140,74\text{m}} = 0,053\text{m}$$

La relación C/D_i (espaciamiento entre tubos y diámetro interno) se determina a través de la Ecuación AVI.26.

$$\frac{C}{D_{it}} = \frac{S_T - D_{it}}{D_{it}} \quad [\text{AVI.26}]$$

Donde:

C: Espaciamiento entre tubos de pared a pared (cm)

D_i: Diámetro interno del tubo (cm)

S_T: Espaciamiento entre tubos (centro - centro) (cm)

Por lo tanto,

$$\frac{C}{D_{it}} = \frac{11\text{cm} - 9\text{cm}}{9\text{cm}} = 0,22$$

Con los valores encontrados de C/D_i y el número de Reynolds, se encuentra el valor del factor modificado de fricción (f'), que es igual a 0,003.

Entonces, la caída de presión por el lado de la coraza es:

$$\Delta P_{\text{coraza}} = \frac{4 \times 0,003 \times 1 \times 61,05 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 295560^2 \frac{\text{m}^2}{\text{s}^2}}{2 \times 417094272 \frac{\text{ft}}{\text{h}^2}} = 76,72 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} = 0,53 \text{psi} = 0,04 \text{atm}$$

ANEXO VII
EJEMPLO DE CÁLCULO DEL DISEÑO DE UN HORNO TUBULAR
(H-101)

Se establecieron las condiciones de operación del fluido tratado, el aire de combustión y el combustible.

En la Tabla AVII.1, se muestran los parámetros de operación del fluido tratado, que corresponde a la corriente de etano – propano proveniente de la planta de tratamiento de gas natural y el vapor de agua necesario para llevar a cabo el proceso de craqueo térmico.

Tabla AVII.1. Condiciones de operación del fluido tratado

Parámetro	Unidades	Entrada	Salida
Flujo másico	kg/h	43501,59	-
Temperatura	°C	200	825
Presión	atm	1	0,99
Entalpía	kcal/kg	97,29	529,36

(Perry, 2001)

En la Tabla AVII.2, se presentan las características del aire de combustión y el combustible, necesarios para propiciar la combustión en el horno.

Tabla AVII.2. Características del aire de combustión y el combustible

AIRE DE COMBUSTIÓN		
Parámetros	Valor	Unidad
Exceso	20	%
Temperatura	25	°C
Humedad	90	%
COMBUSTIBLE – DIESEL		
Parámetros	Valor	Unidad
Potencia calorífica inferior	10292	kcal/kg
Densidad	865	kg/m ³

Tabla AVII.2. Características del aire de combustión y el combustible (**continuación...**)

COMPOSICIÓN DEL DIESEL	
Componentes	% Volumen
$C_{12}H_{26}$	4,22
$C_{13}H_{28}$	16,90
$C_{14}H_{30}$	18,31
$C_{15}H_{32}$	16,90
$C_{16}H_{34}$	14,08
$C_{17}H_{36}$	11,27
$C_{18}H_{38}$	8,45
$C_{19}H_{40}$	7,04
$C_{20}H_{42}$	2,83

(Petroecuador, 2007, p. 3)

1. CÁLCULO DE LA CANTIDAD DE CALOR ABSORBIDO Y CEDIDO

El calor absorbido en el horno, se calculó con la Ecuación AVII.1, donde se consideran los valores de entalpía de entrada y salida del flujo de etano, propano y vapor de agua, que se muestran en la Tabla AVII.1 (Baukal, 2001, p. 11).

$$Q_A = \dot{m}_{fluido} \times (H_S - H_E) \quad \text{[AVII.1]}$$

Donde:

Q_A : Cantidad de calor absorbido en el proceso de craqueo térmico
(kcal/h)

\dot{m}_{fluido} : Flujo másico de etano, propano y vapor de agua que ingresa al
horno (kg/h)

H_S : Entalpía de salida del flujo de etano, propano y vapor de agua
(kcal/kg)

H_E : Entalpía de entrada del flujo de etano, propano y vapor de agua
(kcal/kg)

Por lo tanto,

$$Q_A = 43501,59 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times (529,36 - 97,29) \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} = 18795732 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

Mientras que, el calor cedido en el proceso de craqueo térmico se determinó a través de la Ecuación AVII.2, en donde se consideró una eficiencia térmica (ε_t) igual a 75% (Wuithier, 1973, p. 1176).

$$Q_C = \frac{Q_A}{\varepsilon_t} \quad \text{[AVII.2]}$$

Donde:

Q_C : Cantidad de calor cedido en el proceso de craqueo térmico (kcal/h)

ε_t : Eficiencia térmica del horno

Por lo tanto,

$$Q_C = \frac{18795732 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}}{0,75} = 25060976 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

2. ESTUDIO DE LA COMBUSTIÓN

El control de la combustión se realizó mediante el análisis de los humos o también denominados gases de combustión. En la Tabla 3.27, se presenta la composición

de los humos a partir de 100 m^3 de combustible tomado como base porque es necesario hacer un balance para conocer la cantidad necesaria de aire para 1 m^3 de diésel.

Una vez obtenidos los datos de la Tabla 3.27, se procedió a calcular el caudal de los humos.

- Vapor de agua en el aire de combustión:

Presión de vapor del agua a $25 \text{ }^\circ\text{C}$: $23,55 \text{ mmHg}$

Cantidad de agua en el aire de combustión:

$$\frac{23,55 \text{ mmHg} \times 0,90}{760 \text{ mmHg} - 23,55 \text{ mmHg}} \times 13481,51 \text{ m}^3 = 388 \text{ m}^3$$

$$\text{Densidad de los humos: } (1,83 \times 0,122) + (1,33 \times 0,037) + (1,16 \times 0,841) = 1,25 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

3. CÁLCULO DE LA ENTALPÍA DE LOS HUMOS Y TEMPERATURA TEÓRICA DE LA COMBUSTIÓN O DE LA LLAMA

3.1. CANTIDAD DE CALOR CEDIDO POR LA COMBUSTIÓN DE 1KG DE COMBUSTIBLE

La cantidad de calor cedido por la combustión hace referencia a la entalpía de la combustión (H_f) y se determinó a través de la Ecuación AVII.3 (Wuithier, 1973, p. 1177).

$$H_f = P_{CI} + Q_{SA} + Q_{SC} \quad \text{[AVII.3]}$$

Donde:

H_f : Entalpía de la combustión (kcal)

P_{CI} : Poder calorífico inferior del combustible (kcal)

Q_{SA} : Calor sensible del aire a 25°C (kcal)

Q_{SC} : Calor sensible del combustible (kcal)

Por lo tanto,

$$Q_{SA} = 14,1kg \times 25^{\circ}C \times 0,24 \frac{kcal}{kg \cdot ^{\circ}C} = 85kcal$$

$$Q_{SC} = 1kg \times 25^{\circ}C \times 0,53 \frac{kcal}{kg \cdot ^{\circ}C} = 13kcal$$

$$H_f = 10292kcal + 85kcal + 13kcal = 10390kcal$$

3.2. TEMPERATURA TEÓRICA DE LA LLAMA

Con base en la Figura AVII.1., la cual indica la cantidad de calor que permanece en los humos en función de la temperatura, se determinó que la temperatura teórica de la llama (T_f) es 1700°C. Se determina la temperatura de los humos en la base de la chimenea (T_{HB}), considerando una pérdida de calor de los humos de 18,5% y con base en la Figura AVII.1., se obtuvo un valor de 385°C (Wuithier, 1973, p. 1178).

4. CAUDAL DE COMBUSTIBLE Y DE HUMOS

Se calcularon los caudales correspondientes al combustible y a los humos.

Caudal del combustible:

$$\dot{m}_c = \frac{Q_c}{H_f} = \frac{25060975,99 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}}{10390 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}}} = 2412,03 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

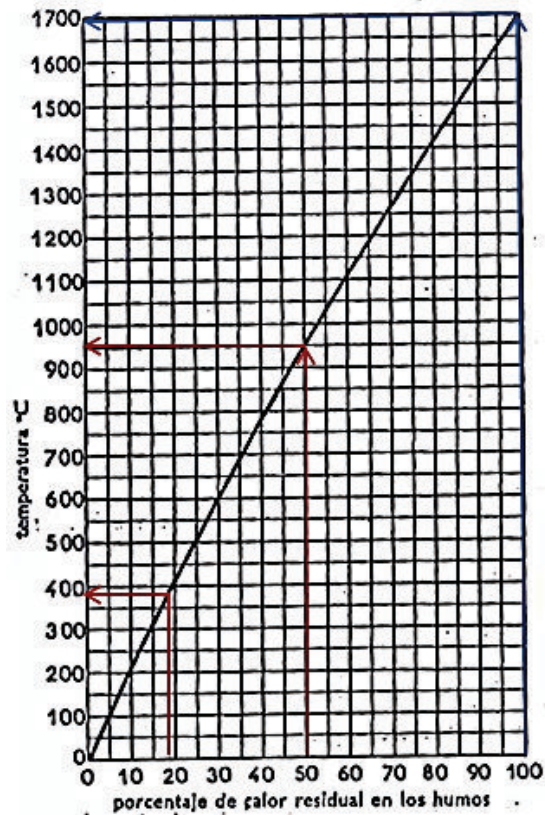


Figura AVII.1. Calor de los humos en función de la temperatura (Wuithier, 1973, p. 1178)

$$\dot{Q}_c = \frac{\dot{m}_c}{\rho_c} = \frac{2412,03 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{865 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 2,79 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Caudal de los humos:

$$\dot{m}_H = 2412,03 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 15,1 = 36421,65 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\dot{Q}_H = \frac{\dot{m}_H}{\rho_H} = \frac{36421,65 \frac{kg}{h}}{1,25 \frac{kg}{m^3}} = 29137,32 \frac{m^3}{h}$$

5. CÁLCULO DE LA ZONA DE RADIACIÓN

5.1. SUPERFICIE EQUIVALENTE DE LOS TUBOS

Los tubos se encuentran distribuidos en la parte superior (3 tubos) y a lo largo de la altura de la cámara de combustión del horno (53 tubos).

Se requiere previamente, especificar las características de los tubos, tal como se muestra en la Tabla AVII.3.

Tabla AVII.3. Características de los tubos de la zona de radiación

Parámetros	Valor	Unidad
Diámetro exterior	13,97	cm
Diámetro interior	12,57	cm
Espesor	7	mm
Entreeje	21,59	cm

(Wuithier, 1973, p. 1150)

Para determinar la superficie equivalente de los tubos (A), se utiliza la Ecuación AVII.4 (Baukal, 2001, p. 12).

$$A = \varepsilon_A \times A_{RT} \quad [AVII.4]$$

Donde:

ε_A : Coeficiente de absorción del haz tubular

A_{RT} : Superficie del plano de absorción (m^2)

Con base en la Figura AVII.2, se determinaron los coeficientes de absorción del

haz tubular (ε_A), tanto para los tubos superiores como los horizontales.

Se consideró el parámetro $\frac{C}{D} = \frac{0,2159}{0,1397} = 1,55$ que corresponde al cociente entre el valor de entre-eje y diámetro externo de los tubos.

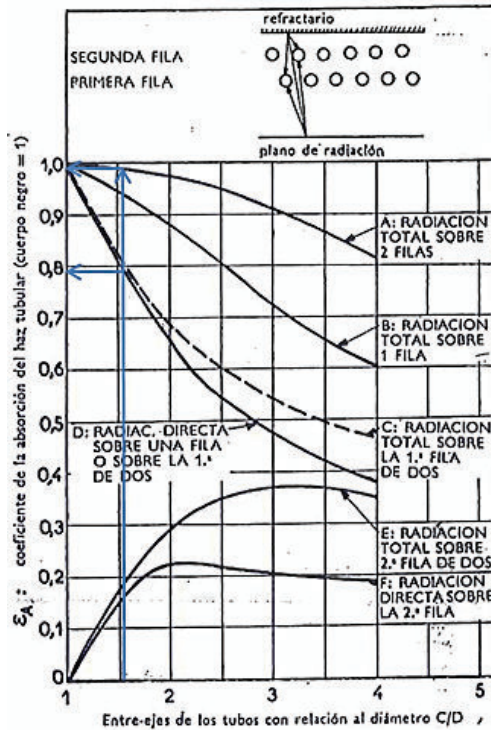


Figura AVII.2. Coeficiente de absorción de los haces tubulares (Wuithier, 1973, p. 1163)

Por lo tanto,

$$\varepsilon_A \times A_{RT} = (N_{t_{superiores}} \times L_t \times \text{entre-ejes} \times \varepsilon_A) + (N_{thorizontales} \times L_t \times \text{entre-ejes} \times \varepsilon_A)$$

$$\varepsilon_A \times A_{RT} = (3 \times 15m \times 0,2159m \times 0,79) + (53 \times 15m \times 0,2159m \times 0,99)$$

$$A = 7,68m^2 + 169,92m^2 = 178m^2$$

5.2. ESPESOR ÚTIL DE RADIACIÓN

El espesor útil de la capa de gas, está en función de la forma y dimensiones del horno, se establece con base en la Tabla AVII.4. Su valor se obtiene en función de las dimensiones del horno (largo, ancho, alto) divididas por la menor de ellas.

Por lo tanto, para un horno de cabina de dimensiones en la relación 1×2×4, el espesor útil de la capa de gas se obtiene a partir de la Ecuación AVII.4 (Baukal, 2001, p. 12).

$$l = \frac{2}{3} \times \sqrt[3]{\text{volumen}} \quad [\text{AVII.5}]$$

$$l = \frac{2}{3} \times \sqrt[3]{4 \times 6,2 \times 15} = 4,79m = 15,72ft$$

Tabla AVII.4. Espesor útil de la capa de gas

FORMA Y DIMENSIONES DEL HORNO	ESPESOR I
HORNOS CLÁSICOS 1×1×1 a 1×1×3 1×2×1 a 1×2×4 1×1×4 a 1×1×∞	$\frac{2}{3} \sqrt[3]{\text{volumen}}$ La dimensión mínima
HORNOS DE CABINA 1×2×4 1×2×5 a 1×2×8	$\frac{2}{3} \sqrt[3]{\text{volumen}}$ 1,3 veces la dimensión mínima
HORNOS CILÍNDRICOS $d \times d$ $d \times 2d$ a $d \times \infty$	$\frac{2}{3} \times \text{diámetro}$ 1 vez el diámetro

(Baukal, 2001, p. 13)

5.3. CÁLCULO DEL PRODUCTO p_l

El producto p_l se determina con base en la Ecuación AVII.6.

$$pl = (p_{CO_2} + p_{H_2O}) \times l \quad [AVII.6]$$

Donde:

p : Suma de las presiones parciales del dióxido de carbono y del vapor de agua (atm)

l : Espesor útil de la capa de gas (m)

Por lo tanto,

$$pl = (0,105 + 0,138)atm \times 4,79m = 1,16atm \cdot m$$

$$pl = (0,105 + 0,138)atm \times 15,72ft = 3,82atm \cdot ft$$

5.4. TEMPERATURA DE LA SUPERFICIE EXTERIOR DE LOS TUBOS Y TEMPERATURA DE LOS GASES

La temperatura de la superficie externa de los tubos, se estimó 25°C por encima de la temperatura de salida del fluido.

Por lo tanto,

$$T_A = 825^\circ C + 25^\circ C = 850^\circ C$$

Mientras que, la temperatura de los gases se estima en $T_g = 1199^\circ C$

5.5. FACTOR DE EMISIÓN DE LA LLAMA

El factor de emisión de la llama (ϵ_f) está en función del producto pl , y se obtiene a través de la Figura 3.35. Mediante los valores estimados de T_A (850 °C) y T_g

(1199 °C) se determinó que $\varepsilon_f = 0,48$ (Wuithier, 2001, p. 1164).

5.6. FACTOR GLOBAL DE INTERCAMBIO (F)

El factor global de intercambio por radiación se calcula con la Ecuación AVII.7 (Baukal, 2001, p. 14).

$$F = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_A} + \frac{A}{A + A_R} \times \left(\frac{1}{\varepsilon_f} - 1 \right)} \quad [\text{AVII.7}]$$

Donde:

ε_A : Coeficiente de la absorción del haz tubular (0,9)

ε_f : Factor de emisión de la llama

A : Superficie equivalente de los tubos (m^2)

A_R : Superficie de los refractarios desnudos (m^2)

Previamente, se calculó la superficie de los refractarios desnudos (A_R) para lo cual, se determinó lo siguiente:

Superficie total de la zona de radiación: $47m^2 + 60m^2 + 198m^2 = 305m^2$

$$A_{\text{caras frontales}} = (2 \times (4 \times 5)) + \left(2 \times \left(1,2 \times \frac{4 + 1,8}{2} \right) \right) = 47m^2$$

$$A_{\text{suelo}} = 4 \times 15 = 60m^2$$

$$A_{\text{muros}} = 2 \times (5 + 1,6) \times 15 = 198m^2$$

Las dimensiones de la zona de radiación se muestran en la Tabla 3.29.

Superficie equivalente de los tubos situados delante de los refractarios ($\varepsilon_A \times A_{RT}$):
 $167m^2$

Superficie de refractarios desnudos (A_R): $305m^2 - 167m^2 = 138m^2$

Por lo tanto,

$$F = \frac{1}{\frac{1}{0,9} + \frac{177}{177+138} \times \left(\frac{1}{0,48} - 1 \right)} = 0,58$$

Se dedujo FA y Q/FA

$$FA = 0,58 \times 177m^2 = 103m^2$$

$$\frac{Q}{FA} = \frac{25060975,99 \frac{kcal}{h}}{103m^2} = 243310,45 \frac{kcal}{h \cdot m^2}$$

5.7. TEMPERATURA DE LA SEUDO-LLAMA (T_{pf})

La temperatura de la pseudo-llama se determina a través de la Ecuación AVII.8 (Wuithier, 1973, p. 1161).

$$T_{pf} = \frac{H_f}{C_p \times m_H} \quad [AVII.8]$$

Donde:

T_{pf} : Temperatura de la pseudo-llama (°C)

H_f : Entalpía de la combustión (kcal)

C_p : Calor específico medio entre 0 y T_g (kcal/°C.kg)

m_H : Caudal de los humos (kg)

Por lo tanto,

$$T_{pf} = \frac{10390 \text{ kcal}}{0,2915 \frac{\text{kcal}}{\text{°C} \cdot \text{kg}} \times 15,1 \text{ kg}} = 2360,48 \text{ °C}$$

5.8. TEMPERATURA DEL GAS (T_g)

La temperatura del gas se establece mediante la Figura 3.34, la cual permite determinar T_g y Q_A en función de T_A .

Con base en la Figura 3.34, se estableció la temperatura del gas (T_g) cuyo valor corresponde a 1 199°C. La temperatura calculada con el gráfico se compara con la temperatura estimada en el punto 5.4, y se confirmó que la estimación fue correcta.

5.9. CANTIDAD DE CALOR ABSORBIDA POR RADIACIÓN Y TASA DE TRANSFERENCIA

La fracción de calor liberado en el horno y absorbido por los tubos, se obtiene mediante la Ecuación AVII.9 (Wuithier, 1973, p.1159).

$$R = \frac{H_f - H_{Tg}}{H_f} \quad [\text{AVII.9}]$$

Donde:

R : Fracción de calor liberado en el horno y absorbido por los tubos

H_f : Entalpía de combustión (kcal)

H_{T_g} : Entalpía de los gases de combustión a la temperatura T_g (kcal)

Antes se calcula la entalpía de los gases de combustión H_{T_g} , a la temperatura de $T_g=1\ 199^\circ\text{C}$

$$H_{T_g} = 15,1\text{kg} \times 0,2915 \frac{\text{kcal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \times 1\ 199^\circ\text{C} = 5278\text{kcal}$$

Por lo tanto,

$$R = \frac{10390\text{kcal} - 5278\text{kcal}}{10390\text{kcal}} = 0,49 = 49\%$$

La cantidad de calor absorbida por radiación es:

$$RQr = 0,49 \times 25060975,99 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} = 12279878,24 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

La tasa de transferencia por radiación se calcula con la Ecuación AVII.10.

$$Q = \frac{RQr}{A_r} \quad \text{[AVII.10]}$$

Donde:

Q : Tasa de transferencia por radiación ($\text{kcal}/\text{h} \cdot \text{m}^2$)

RQr : Cantidad de calor absorbida por radiación (kcal/h)

A_r : Superficie exterior de los tubos (m^2)

Superficie exterior de los tubos:

$$A_{tr} = N_t \times \pi \times D_e \times L$$

$$A_{tr} = 56 \times \pi \times 0,1397m \times 15m = 368,47m^2$$

Por lo tanto,

$$Q = \frac{12279878,24 \frac{kcal}{h}}{368,47m^2} = 33327 \frac{kcal}{h \cdot m^2}$$

6. CÁLCULO DE LA ZONA DE CONVECCIÓN

6.1. TEMPERATURA DE LOS HUMOS A LA ENTRADA DE LA ZONA DE CONVECCIÓN (t)

Las pérdidas en la zona de radiación se asumieron del 1%, por lo tanto los gases de combustión a la entrada de la zona de convección contienen:

$$(100 - 9 - 1) = 50\%$$

De acuerdo al porcentaje de calor disponible obtenido y con base en la Figura AVII.1, se determinó la temperatura de los gases de combustión a la entrada de la zona de convección y corresponde a $t = 950^{\circ}C$.

6.2. CALOR TRANSMITIDO POR CONVECCIÓN

Se calculó el calor a transmitir por convección mediante la Ecuación AVII.11.

$$Q_{con} = Q_A - RQ_r$$

[AVII.11]

Donde:

Q_{con} : Calor a transmitir por convección (kcal/h)

Q_A : Calor total absorbido (kcal/h)

RQ_r : Calor absorbido por radiación (kcal/h)

Por lo tanto,

$$Q_{con} = 18795731,99 \frac{kcal}{h} - 12279878,24 \frac{kcal}{h} = 6515853,75 \frac{kcal}{h}$$

6.3. CÁLCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN

- El coeficiente de convección puro (h_c) se determinó con la Ecuación AVII.12 (Wuithier, 1973, p. 1171).

$$h_c = 0,018 \times C_p \times \frac{(G_{max})^{2/3} \times T^{0,3}}{D^{1/3}} \quad [AVII.12]$$

Donde:

h_c : (kcal/h.m².°K)

C_p : Calor específico medio de los gases de combustión a T (kcal/kg.°K)

G_{max} : Velocidad másica de los gases de combustión en la sección mínima de paso (kg/h.m²)

T : Temperatura media de los gases de combustión (°K)

D : Diámetro exterior de los tubos (m)

Previamente, se calcularon los parámetros requeridos: la superficie de paso, el caudal másico de los gases de combustión y la temperatura media de los gases de combustión.

Superficie de la sección de la zona de convección:

$$A_c = 1,8m \times 15,0m = 27,0m^2$$

Superficie ocupada por los tubos: $A_{OT} = 8 \times 0,1397m \times 15m = 16,76m^2$

Superficie de paso: $A_p = 27m^2 - 16,76m^2 = 10,24m^2$

Las dimensiones de la zona de convección se muestran en la Tabla 3.30.

Caudal másico de los gases de combustión: $G_{\max} = \frac{\dot{m}_H}{A_p}$

$$G_{\max} = \frac{36421,65 \frac{kg}{h}}{10,24m^2} = 3556,80 \frac{kg}{h \cdot m^2}$$

Temperatura media de los gases de combustión: $T = \frac{t + T_{HB}}{2}$

$$T = \frac{950^\circ C + 385^\circ C}{2} = 668^\circ C = 941^\circ K$$

Por lo tanto,

$$h_c = 0,018 \times 0,2864 \frac{kcal}{^\circ C \cdot kg} \times \frac{\left(3556,80 \frac{kg}{h \cdot m^2}\right)^{2/3} \times (941K)^{0,3}}{(0,1397m)^{1/3}} = 18,06 \frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot K}$$

- El coeficiente de radiación de los gases (h_{rg}) se calculó a través de la Ecuación AVII.13 (Wuithier, 1973, p. 1171).

$$h_{rg} = (2,2 \times 10^{-2} \times T) - 8$$

[AVII.13]

Donde:

$$h_{rg} : \text{ (kcal/hm}^2\text{°C)}$$

T : Temperatura media de los gases de combustión (°K)

Por lo tanto,

$$h_{rg} = (2,2 \times 10^{-2} \times 941^{\circ}K) - 8 = 12,70 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^{\circ}C}$$

Entonces,

$$h_c + h_{rg} = 18,06 + 12,70 = 30,76 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^{\circ}C}$$

- El coeficiente de radiación de los muros (h_m) se determinó a partir de la Ecuación AVII.14 (Wuithier, 1973, p. 1171).

$$h_m = 0,195 \times \varepsilon \times \left(\frac{T'}{100} \right)^3 \quad \text{[AVII.14]}$$

Donde:

h_m : Coeficiente de radiación de los muros (kcal/h.m².K)

ε : Factor de emisión de los muros (0,95)

T' : Temperatura media de los tubos (K)

Por lo tanto,

$$h_m = 0,195 \times 0,95 \times \left(\frac{850 + 273}{100} \right)^3 = 262 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^{\circ}K}$$

- El efecto de la radiación de los muros (E) se obtuvo mediante la Ecuación AVII.15 (Wuithier, 1973, p. 1171).

$$E = 100 \times \frac{h_m \times A_m}{(h_c + h_{rg} + h_m) \times A_t} \quad [\text{AVII.15}]$$

Donde:

E : (%)

A_m : Superficie de los muros de la zona de convección (m^2)

A_t : Superficie exterior de los tubos (m^2)

Se estableció que el haz de convección estaría compuesto por 80 tubos dispuestos en 10 filas de 8 con paso equilateral. En la Tabla AVII.5., se detallan las características de los tubos de la zona de convección.

Luego, se calculó la superficie de los muros de la zona de convección y la superficie exterior de los tubos.

Tabla AVII.5. Características de los tubos de la zona de convección

Parámetros	Valor	Unidad
Diámetro exterior	0,1397	m
Entre-eje de dos filas	0,2159	m

Superficie de los tubos: $A_t = N_t \times \pi \times D_e \times L$

$$A_t = 80 \times \pi \times 0,1397m \times 15m = 527m^2$$

Superficie de los muros: $A_m = 2 \times (15 + 1,8)m \times 2,2m = 74m^2$

Por lo tanto,

$$E = 100 \times \frac{262 \frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ K} \times 74m^2}{(262 + 30,76) \frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ K} \times 527m^2} = 13\%$$

- El coeficiente global de película por el lado de los humos (h_o) se determinó a través de la Ecuación AVII.16 (Wuithier, 1973, p. 1171).

$$h_o = \frac{100 + E}{100} \times (h_c + h_{rg}) \quad [\text{AVII.16}]$$

Donde:

h_o : Coeficiente global de película por el lado de los humos ($\text{kcal}/\text{hm}^2\text{°C}$)

Por lo tanto,

$$h_o = \frac{100 + 13}{100} \times (18,06 + 12,70) \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{°C}} = 35 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{°C}}$$

6.4. TEMPERATURA DEL FLUIDO A LA SALIDA DE LA ZONA DE CONVECCIÓN Y DIFERENCIA MEDIA DE TEMPERATURA

La temperatura del fluido a la salida de la zona de convección se determinó mediante el cálculo de la entalpía de salida del fluido, a través de la Ecuación AVII.17.

$$\Delta H = \frac{Q_{con}}{m_{fluido}} \quad [\text{AVII.17}]$$

Donde:

ΔH : Variación de la entalpía del fluido (kcal)

Q_{con} : Calor a transmitir por convección (kcal/h)

m_{fluido} : Caudal másico del fluido (kg/h)

Por lo tanto,

$$\Delta H = \frac{6515853,75 \frac{kcal}{h}}{43501,59 \frac{kg}{h}} = 150 \frac{kcal}{kg}$$

Entonces,

$$\Delta H = H_{sf} - H_{ef}$$

Donde:

H_{sf} : Entalpía de salida del fluido (kcal/h)

H_{ef} : Entalpía de entrada del fluido (kcal/h)

Por lo tanto,

$$H_{sf} = 150 \frac{kcal}{kg} + 97,29 \frac{kcal}{kg} = 247,29 \frac{kcal}{kg}$$

A la entalpía de salida del fluido (H_{sf}), le corresponde una temperatura igual a

$$T = \frac{247,29 \frac{kcal}{kg}}{0,6417 \frac{kcal}{kg^{\circ}C}} = 385,40^{\circ}C$$

- Diferencia media de temperatura:

$$\Delta T_m = \frac{564,6 - 185}{\ln\left(\frac{564,6}{185}\right)} = 340,22^{\circ}C$$

$$\frac{950^{\circ}C - \text{humos} - 385^{\circ}C}{564,6^{\circ}C} = \frac{385,4^{\circ}C - \text{fluido} - 200^{\circ}C}{185^{\circ}C}$$

6.5. SUPERFICIE NECESARIA PARA LA TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCIÓN

La superficie necesaria para la transferencia de calor por convección se determinó a través de la Ecuación AVII.18.

$$S = \frac{Q_{con}}{\Delta T_m \times h_o} \quad [AVII.18]$$

Donde:

S : Superficie necesaria para la transmisión de calor por convección (m^2)

Q_{con} : Calor transmitido por convección (kcal/h)

ΔT_m : Diferencia media de temperatura ($^{\circ}C$)

h_o : Coeficiente global de película por el lado de los humos ($kcal/hm^2^{\circ}C$)

Por lo tanto,

$$S = \frac{6515853,75 \frac{kcal}{h}}{340,22^{\circ}C \times 35 \frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot ^{\circ}C}} = 547m^2$$

Con el valor de la superficie necesaria para la transferencia de calor por convección (S), se calculó el número de filas de tubos, para luego compararlos con la estimación realizada anteriormente.

$$N_{ft} = \frac{S}{\pi \times D_e \times L \times 8}$$

$$N_{ft} = \frac{547m^2}{\pi \times 0,1397m \times 15m \times 8} = 10,38 \approx 10$$

Por lo tanto, se concluyó que la estimación de 10 filas de 8 tubos fue correcta.

ANEXO VIII

EJEMPLO DE CÁLCULO DEL DISEÑO DE UN COMPRESOR CENTRÍFUGO (C-205)

En la Tabla AVIII. 1, se muestran los parámetros requeridos para el dimensionamiento de un compresor centrífugo.

Tabla AVIII.1. Parámetros requeridos en el diseño de un compresor centrífugo

Parámetro de diseño	Valor	Unidades
Flujo másico de entrada	36449,16	kg/h
Temperatura de entrada	358	K
Presión de succión	0,97	atm
Presión de descarga	38,50	atm
Densidad de los gases de entrada	0,6803	kg/m ³

Con base en la Figura AVIII.1, se seleccionó el tipo de compresor centrífugo y para esto se utilizó el método gráfico que relaciona el flujo de entrada de gas (31 510,65 ft³/min) con la presión de descarga (38,5 atm = 566 psia).

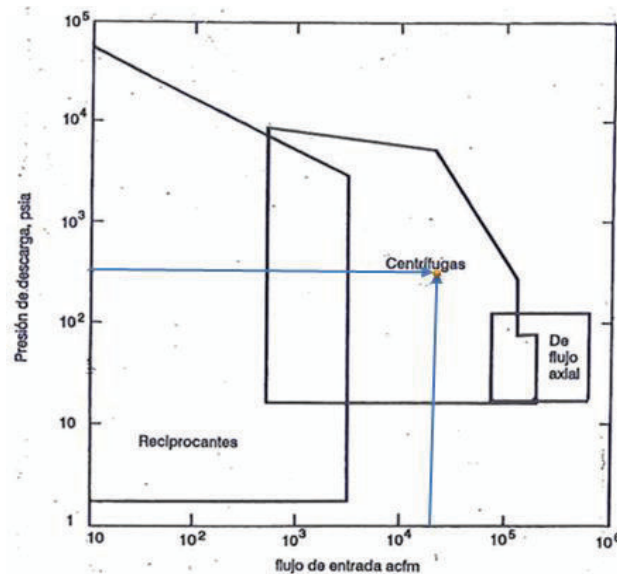


Figura AVIII.1. Rangos aproximados de aplicación para los compresores recíprocos, centrífugos y de flujo axial, (acfm=ft³/min)
(Branan, 2005, p. 109)

1. CÁLCULO DEL CABEZAL POLITRÓPICO O CARGA POLITRÓPICA

La carga politrópica se determina a través de la Ecuación AVIII.1 (Branan, 2005, p.111).

$$H_{poli} = \frac{1}{F_o} \left(\frac{g_c}{g} \right) \left(\frac{Z \bar{R} T_1}{M} \right) \left(\frac{n}{n-1} \right) \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \quad [\text{AVIII.1}]$$

Donde:

F_o : Factor (9,806)

g_c : Constante dimensional (9,80665 kg m/kgf s²)

g : Aceleración de la gravedad (9,80665 m/s²)

Z : Factor de compresibilidad

\bar{R} : Constante de los gases (8314,34 J/°Kkmol)

T_1 : Temperatura de entrada o succión (°K)

M : Peso molecular (kg/kmol)

n : Exponente politrópico

P_2 : Presión de descarga (kPa)

P_1 : Presión de entrada o succión (kPa)

k : Exponente adiabático

Antes se calcula el exponente adiabático (k), para lo cual se emplea la Ecuación AVIII.2 (Greene, 2001, p. 17)

$$k = \frac{C_p}{C_v} = \frac{C_p}{C_p - 1,986} \quad [\text{AVIII.2}]$$

Donde:

C_p : Capacidad calorífica de la mezcla de gases a presión constante
(cal/mol.°K)

C_V : Capacidad calorífica de la mezcla de gases a volumen constante constante
(cal/mol.°K)

Por lo tanto,

$$k = \frac{11,03 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot ^\circ\text{K}}}{11,03 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot ^\circ\text{K}} - 1,986 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot ^\circ\text{K}}} = 1,22$$

El exponente politrópico (n) se determina, a partir de la Ecuación AVIII.3 (Greene, 2001, p. 18)

$$\frac{n-1}{n} = \frac{k-1}{k \times \eta_{\text{poli}}} \quad [\text{AVIII.3}]$$

Pero antes, se debe fijar el valor de la eficiencia (η_{poli}), mediante el gráfico mostrado en la Figura 3.39, y corresponde a 74,5%.

Por lo tanto,

$$\frac{n-1}{n} = \frac{1,22-1}{1,22 \times 0,745}$$

$$n = 1,32$$

Luego,

$$H_{\text{poli}} = \frac{1}{9,806} \left(\frac{9,80665 \frac{\text{kg} \cdot \text{m}}{\text{kgf} \cdot \text{s}^2}}{9,80665 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) \left(\frac{1 \times 8314,34 \frac{\text{J}}{^\circ\text{K} \cdot \text{kmol}} \times 358^\circ\text{K}}{20,59 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} \right) \left(\frac{1,32}{1,32-1} \right) \left[\left(\frac{3901,01 \text{kPa}}{98,28 \text{kPa}} \right)^{\frac{1,22-1}{1,22}} - 1 \right]$$

$$H_{\text{poli}} = 57296,26 \text{m}$$

2. CÁLCULO DE LA POTENCIA DE COMPRESIÓN

La potencia de compresión o requerimiento de potencia de gas (PG) se determinó a partir de la Ecuación AVIII.4 (Branan, 2005, p. 114).

$$PG = \frac{W \times H_{poli} \times g}{F_3 \times \eta_{poli} \times g_c} \quad [AVIII.4]$$

Donde:

PG : Potencia de compresión (KW)

W : Flujo másico (kg/s)

F_3 : Factor (102)

η_{poli} : Eficiencia politrópica

Por lo tanto,

$$PG = \frac{10,12 \frac{kg}{s} \times 57296,26m \times 9,80665 \frac{m}{s^2}}{102 \times 0,745 \times 9,80665 \frac{kg \cdot m}{kgf \cdot s^2}}$$

$$PG = 7630,45KW = 10233HP$$

3. CÁLCULO DE LA TEMPERATURA DE DESCARGA

La temperatura de descarga se determina con base en la Ecuación AVIII.5 (Branan, 2005, p. 117).

$$T_2 = T_1 \times \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} \quad [AVIII.5]$$

Por lo tanto,

$$T_2 = 358^\circ K \times \left(\frac{3901,01 kPa}{98,28 kPa} \right)^{\frac{1,32-1}{1,32}} = 873,88^\circ K = 600,88^\circ C$$

En la Figura AVIII.2 se muestra el catálogo empleado de acuerdo a las especificaciones requeridas para el compresor centrífugo.

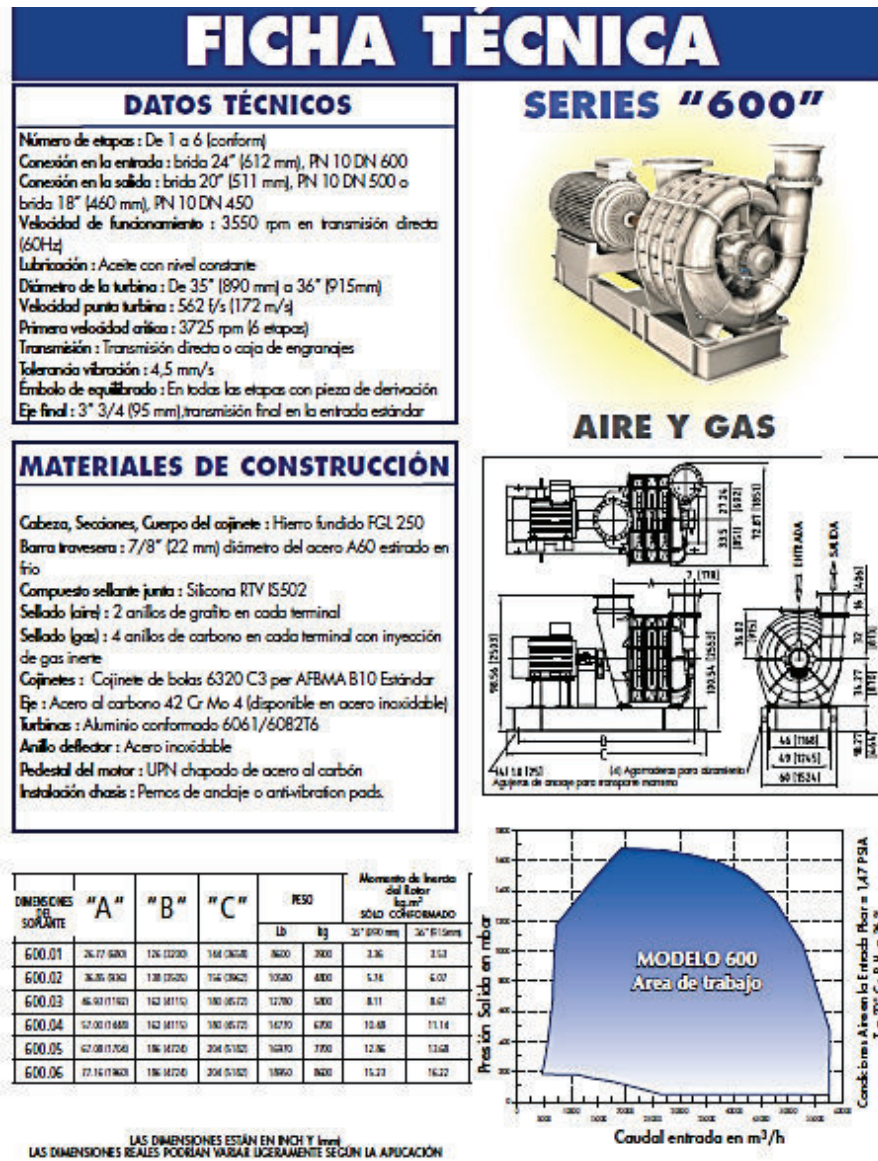


Figura AVIII.2. Catálogo del compresor centrífugo con sus dimensiones (Continental Industrie, 2013)

ANEXO IX

**RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE LOS EQUIPOS DE LA
PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS NATURAL EN EL
PROGRAMA CHEMCAD**

A continuación se muestra los resultados de los equipos simulados en el programa Chemcad 6.0 en la planta de tratamiento de gas natural.

```

CHEMCAD 6.3.1
Simulation: SEPARADOR (S-101)      Date: 10/25/2015
FLOW SUMMARIES:
Stream No.          1          2          3
Stream Name        GAS NATURAL  GAS AMARGO  F. LIQUIDA
Temp C             26.5000*   26.5000    26.5000
Pres atm           2.4000*   2.3900     2.3900
Enth MJ/s         -71.510   -64.416    -8.3837
Vapor mole frac.   1.0000    1.0000     0.00000
Total kmol/s       0.7158    0.6722     0.0436
Total kg/s         21.6600   18.6859    2.9740
Total std L m3/h   178.8467  162.2818   16.5649
Total std V m3/h   57761.26  54242.14   3519.12
Component mass %
Hydrogen Sulfide   0.012000   0.013910   0.000000
Carbon Dioxide     5.492109   6.366226   0.000000
Nitrogen           2.696056   3.125156   0.000000
Methane            26.057538  30.204824  0.000000
Ethane             15.217309  17.639276  0.000000
Propane            21.783461  25.250489  0.000000
N-Butane           14.872310  17.239368  0.000000
N-Pentane          10.002209  0.115941   72.118056
N-Hexane           3.413069   0.039563   24.608950
N-Heptane          0.001000   0.000012   0.007210
Water              0.452939   0.005250   3.265787

```

Figura AIX.1. Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del separador vapor-líquido (S-101)

CHEMCAD 6.3.1

Page 1

Simulation: COLUMNA ABS. DEA (CA-201) Date: 10/25/2015 Time: 11:03:49
 FLOW SUMMARIES:

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	GAS AMARGO	SOL. AMINA	GAS DULCE	AMINA AMARGA
Temp C	26.5000*	26.5000*	25.9536	22.6149
Pres atm	2.3900*	2.3900*	2.3900	2.3900
Enth MJ/s	-64.412	-252.79	-55.477	-261.75
Vapor mole frac.	1.0000	0.00000	1.0000	0.030781
Total kmol/s	0.6722	0.8402	0.6521	0.8611
Total kg/s	18.6850	20.1450	17.6178	21.2357
Total std L m3/h	162.2752	70.4820	157.5345	75.3301
Total std V m3/h	54240.07	67798.76	52613.39	69481.22
Component mass %				
Hydrogen Sulfide	0.014000	0.000000	0.000000	0.123183
Carbon Dioxide	6.366000	0.000000	0.000014	5.601334
Nitrogen	3.125000	0.000000	3.311504	0.002316
Methane	30.206001	0.000000	32.035720	0.000004
Ethane	17.638999	0.000000	18.707463	0.000017
Propane	25.251001	0.000000	26.780501	0.000063
N-Butane	17.239000	0.000000	18.283112	0.000113
N-Pentane	0.116000	0.000000	0.123025	0.000002
N-Hexane	0.039000	0.000000	0.041361	0.000001
N-Heptane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Water	0.005000	69.999999	0.717284	65.813893
DEA	0.000000	29.999998	0.000028	28.459075

Figura AIX.2. Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna de absorción de relleno con dietanolamina (CA-201)

CHEMCAD 6.3.1

Page 1

Simulation: COLUMNA ABS. TEG (CA-302) Date: 10/29/2015 Time: 14:02:05
 FLOW SUMMARIES:

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	F. CALIENTE	TEG	GAS SIN H2O	TEG - H2O
Temp C	126.5000*	126.5000*	133.8745	132.0232
Pres atm	2.3800*	2.3800*	2.3700	2.3700
Enth MJ/s	-39.262	-255.58	-31.590	-263.15
Vapor mole frac.	1.0000	0.00000	0.99949	0.052108
Total kmol/s	0.2620	0.3273	0.2293	0.3606
Total kg/s	17.8500	49.1500	17.2072	49.7928
Total std L m3/h	99.4108	156.7855	96.7766	159.3511
Total std V m3/h	21139.24	26408.33	18502.55	29096.20
Component mass %				
Hydrogen Sulfide	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Carbon Dioxide	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Nitrogen	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Methane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Ethane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Propane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
N-Butane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
N-Pentane	72.090000	0.000000	74.191099	0.181922
N-Hexane	24.609998	0.000000	25.279811	0.043967
N-Heptane	0.005000	0.000000	0.003622	0.000854
Water	3.295000	0.000000	0.152539	1.162198
DEA	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Triethylene Glyc	0.000000	100.000000	0.372926	98.611063

Figura AIX.3. Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna de absorción de relleno con trietilenglicol (CA-302)

CHEMCAD 6.3.1 Page 1

Simulation: INTERCAMBIADOR 1 (E-401) Date: 10/25/2015 Time: 11:25:00
 FLOW SUMMARIES:

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	GAS DULCE	G.DULCE FRIO	SYL THERM XLT	SYL THERM XLT
Temp C	26.5000*	-72.0000	-101.0000*	26.1551
Pres atm	2.3800*	2.3700	5.1300*	4.6000
Enth MJ/s	-54.243	-60.769	-10.564	-4.0378
Vapor mole frac.	1.0000	0.72750	0.00000	0.00000
Total kmol/s	0.6460	0.6460	0.1577	0.1577
Total kg/s	17.5230	17.5230	50.0000	50.0000
Total std L m3/h	157.1912	157.1912	209.9503	209.9503
Total std V m3/h	52128.32	52128.32	12726.99	12726.99
Component mass %				
Hydrogen Sulfide	0.000700	0.000700	0.000000	0.000000
Carbon Dioxide	0.339442	0.339442	0.000000	0.000000
Nitrogen	3.320412	3.320412	0.000000	0.000000
Methane	32.213399	32.213399	0.000000	0.000000
Ethane	18.811528	18.811528	0.000000	0.000000
Propane	26.929438	26.929438	0.000000	0.000000
N-Butane	18.385080	18.385080	0.000000	0.000000
N-Pentane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
N-Hexane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
N-Heptane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Water	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
DEA	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Syltherm XLT	0.000000	0.000000	100.000000	100.000000

Figura AIX.4. Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 1 de tubos y coraza (E-401)

CHEMCAD 6.3.1 Page 1

Simulation: INTERCAMBIADOR 2 (E-301) Date: 10/29/2015 Time: 13:41:31
 FLOW SUMMARIES:

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	F. LIQUIDO	F.CALIENTE	SYL THERM XLT	SYL THERM XLT
Temp C	26.5000*	126.5000	204.0000*	78.5177
Pres atm	2.3900*	2.3800	5.1300*	4.6700
Enth MJ/s	-50.389	-39.262	10.897	-0.22941
Vapor mole frac.	0.00000	1.0000	0.00000	0.00000
Total kmol/s	0.2620	0.2620	0.1514	0.1514
Total kg/s	17.8500	17.8500	48.0000	48.0000
Total std L m3/h	99.4108	99.4108	200.5923	200.5923
Total std V m3/h	21139.24	21139.24	12217.91	12217.91
Component mass %				
Hydrogen Sulfide	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Carbon Dioxide	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Nitrogen	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Methane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Ethane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Propane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
N-Butane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
N-Pentane	72.089994	72.089994	0.000000	0.000000
N-Hexane	24.610002	24.610002	0.000000	0.000000
N-Heptane	0.005000	0.005000	0.000000	0.000000
Water	3.295000	3.295000	0.000000	0.000000
DEA	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Syltherm XLT	0.000000	0.000000	100.000000	100.000000

Figura AIX.5. Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 2 de tubos y coraza (E-301)

CHEMCAD 6.3.1

Page 1

Simulation: INTERCAMBIADOR 3 (E-405) Date: 10/29/2015 Time: 14:08:11
 FLOW SUMMARIES:

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	GAS SIN AGUA	GAS ENFRIADO	SYLTERM XLT	SYLTERM XLT
Temp C	126.5000*	40.0000	-45.0000*	123.4367
Pres atm	2.3700*	2.3600	5.1300*	4.6300
Enth MJ/s	-31.847	-40.960	-6.3740	2.7389
Vapor mole frac.	1.0000	0.00000	0.00000	0.00000
Total kmol/s	0.2309	0.2309	0.1230	0.1230
Total kg/s	17.2900	17.2900	39.0000	39.0000
Total std L m3/h	97.3947	97.3947	162.9812	162.9812
Total std V m3/h	18631.85	18631.85	9927.05	9927.05
Component mass %				
Hydrogen Sulfide	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Carbon Dioxide	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Nitrogen	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Methane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Ethane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Propane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
N-Butane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
N-Pentane	74.430001	74.430001	0.000000	0.000000
N-Hexane	25.400004	25.400004	0.000000	0.000000
N-Heptane	0.006000	0.006000	0.000000	0.000000
Water	0.164000	0.164000	0.000000	0.000000
DEA	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Syltherm XLT	0.000000	0.000000	100.000000	100.000000

Figura AIX.6. Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 3 de tubos y coraza (E-405)

CHEMCAD 6.3.1

Pa

Simulation: DESTILACION METANO (CD-402) Date: 10/25/2015 Ti
 FLOW SUMMARIES:

Stream No.	1	2	3
Stream Name	G.DULCE FRIO	METANO	C2H6-C4H10
Temp C	-72.0000*	-131.3056	-49.8266
Pres atm	2.3700*	2.3600	2.3600
Enth MJ/s	-60.761	-29.352	-33.121
Vapor mole frac.	0.72755	1.0000	0.00000
Total kmol/s	0.6460	0.3794	0.2666
Total kg/s	17.5230	6.4492	11.0738
Total std L m3/h	157.1814	72.2399	84.9415
Total std V m3/h	52128.12	30614.48	21513.65
Component mass %			
Hydrogen Sulfide	0.000700	0.000081	0.001061
Carbon Dioxide	0.339400	0.875627	0.027109
Nitrogen	3.332400	9.054384	0.000000
Methane	32.209399	87.514508	0.000512
Ethane	18.809198	2.555301	28.275234
Propane	26.926097	0.000102	42.607409
N-Butane	18.382800	0.000000	29.088676
N-Pentane	0.000000	0.000000	0.000000
N-Hexane	0.000000	0.000000	0.000000
N-Heptane	0.000000	0.000000	0.000000
Water	0.000000	0.000000	0.000000
DEA	0.000000	0.000000	0.000000
Syltherm XLT	0.000000	0.000000	0.000000

Figura AIX.7. Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desmetanizadora de platos (CD-402)

CHEMCAD 6.3.1 Page 1

Simulation: DESTILACION ETANO (CD-403) Date: 10/25/2015 Time: 16:39:20

FLOW SUMMARIES:

Stream No.	1	2	3
Stream Name	C2H6-C4H10	ETANO	C3H8-C4H10
Temp C	-71.0000*	-63.3546	-10.7329
Pres atm	2.3600*	2.3500	2.3500
Enth MJ/s	-33.642	-9.8121	-21.179
Vapor mole frac.	0.00000	1.0000	0.00000
Total kmol/s	0.2669	0.1098	0.1571
Total kg/s	11.0770	3.3729	7.7041
Total std L m3/h	85.0007	33.3703	51.6304
Total std V m3/h	21537.44	8862.65	12674.79
Component mass %			
Hydrogen Sulfide	0.000000	0.000000	0.000000
Carbon Dioxide	0.000000	0.000000	0.000000
Nitrogen	0.000000	0.000000	0.000000
Methane	0.051000	0.167490	0.000000
Ethane	28.268999	92.837673	0.000408
Propane	42.598003	6.994835	58.185297
N-Butane	29.082000	0.000003	41.814288
N-Pentane	0.000000	0.000000	0.000000
N-Hexane	0.000000	0.000000	0.000000
N-Heptane	0.000000	0.000000	0.000000
Water	0.000000	0.000000	0.000000
DEA	0.000000	0.000000	0.000000
Syltherm XLT	0.000000	0.000000	0.000000

Figura AIX.8. Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desetanizadora de platos (CD-403)

CHEMCAD 6.3.1 Page 1

Simulation: DESTILACION PROPANO (CD-404) Date: 10/25/2015 Time: 16:44:54

FLOW SUMMARIES:

Stream No.	1	2	3
Stream Name	C3H8-C4H10	PROPANO	BUTANO
Temp C	-25.0000*	-17.8666	24.1751
Pres atm	2.3500*	2.3400	2.3400
Enth MJ/s	-21.447	-11.351	-7.7777
Vapor mole frac.	0.00000	1.0000	0.00000
Total kmol/s	0.1572	0.1045	0.0527
Total kg/s	7.7080	4.6470	3.0610
Total std L m3/h	51.6674	32.8106	18.8569
Total std V m3/h	12684.57	8434.87	4249.70
Component mass %			
Hydrogen Sulfide	0.000000	0.000000	0.000000
Carbon Dioxide	0.000000	0.000000	0.000000
Nitrogen	0.000000	0.000000	0.000000
Methane	0.000000	0.000000	0.000000
Ethane	0.041002	0.068010	0.000000
Propane	58.164912	96.465778	0.019376
N-Butane	41.794086	3.466207	99.980628
N-Pentane	0.000000	0.000000	0.000000
N-Hexane	0.000000	0.000000	0.000000
N-Heptane	0.000000	0.000000	0.000000
Water	0.000000	0.000000	0.000000
DEA	0.000000	0.000000	0.000000
Syltherm XLT	0.000000	0.000000	0.000000

Figura AIX.9. Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna despropanizadora de platos (CD-404)

CHEMCAD 6.3.1 Page 1

Simulation: DESTILACION PENTANO(CD-406) Date: 10/29/2015 Time: 14:14:30

FLOW SUMMARIES:

Stream No.	1	2	3
Stream Name	GAS ENFRIADO	PENTANO	C6H14-C7H16
Temp C	40.0000*	64.0750	97.2798
Pres atm	2.3600*	2.3500	2.3500
Enth MJ/s	-40.960	-25.991	-9.1045
Vapor mole frac.	0.00000	1.0000	0.00000
Total kmol/s	0.2309	0.1812	0.0498
Total kg/s	17.2900	13.0205	4.2695
Total std L m3/h	97.3947	74.1956	23.1991
Total std V m3/h	18631.85	14616.84	4015.01
Component mass %			
Hydrogen Sulfide	0.000000	0.000000	0.000000
Carbon Dioxide	0.000000	0.000000	0.000000
Nitrogen	0.000000	0.000000	0.000000
Methane	0.000000	0.000000	0.000000
Ethane	0.000000	0.000000	0.000000
Propane	0.000000	0.000000	0.000000
N-Butane	0.000000	0.000000	0.000000
N-Pentane	74.430001	98.095787	2.257372
N-Hexane	25.400004	1.686440	97.718328
N-Heptane	0.006000	0.000000	0.024297
Water	0.164000	0.217776	0.000000
DEA	0.000000	0.000000	0.000000
Syltherm XLT	0.000000	0.000000	0.000000

Figura AIX.10. Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna despentanizadora de platos (CD-406)

CHEMCAD 6.3.1 Page 1

Simulation: COL. REGENERACIÓN (CD-202) Date: 10/25/2015 Time: 16:14:11

FLOW SUMMARIES:

Stream No.	1	2	3
Stream Name	AMINA AMARGA	GAS AMARGO	DEA - AGUA
Temp C	26.5000*	-25.1367	126.0915
Pres atm	2.3800*	2.3700	2.3700
Enth MJ/s	-262.96	-10.216	-245.27
Vapor mole frac.	0.028836	1.0000	0.00000
Total kmol/s	0.8664	0.0261	0.8403
Total kg/s	21.3070	1.1612	20.1458
Total std L m3/h	75.5778	5.0920	70.4858
Total std V m3/h	69909.35	2108.71	67800.64
Component mass %			
Hydrogen Sulfide	0.011000	0.201843	0.000000
Carbon Dioxide	5.302894	97.306603	0.000000
Nitrogen	0.000000	0.000000	0.000000
Methane	0.000000	0.000000	0.000000
Ethane	0.000000	0.000000	0.000000
Propane	0.000000	0.000000	0.000000
N-Butane	0.000000	0.000000	0.000000
N-Pentane	0.101998	1.871605	0.000002
N-Hexane	0.034999	0.606586	0.002054
N-Heptane	0.000000	0.000000	0.000000
Water	66.184682	0.013359	69.998652
DEA	28.364429	0.000000	29.999295
Syltherm XLT	0.000000	0.000000	0.000000

Figura AIX.11. Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna regeneradora de platos (CD-202)

ANEXO X

**RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE LOS EQUIPOS DE LA
PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ETILENO A PARTIR DE ETANO
EN EL PROGRAMA CHEMCAD**

A continuación se muestra los resultados de los equipos simulados en el programa Chemcad 6.0 en la planta de producción de etileno a partir de etano.

CHEMCAD 6.3.1

Page 1

Simulation: HORNO TUBULAR (H-101)
FLOW SUMMARIES:

Date: 10/29/2015 Time: 20:45:25

Stream No.	1	2
Stream Name	C2H6-C3H8	Gas craqueo
Temp K	473.0000*	1098.0000
Pres atm	1.0000*	0.9900
Enth MJ/s	-50.090	-14.108
Vapor mole frac.	1.0000	1.0000
Total kmol/s	0.4383	0.5861
Total kg/s	12.0800	12.0800
Total std L m3/h	107.0085	117.1309
Total std V m3/h	35369.15	47292.00
Component mass %		
Ethane	77.738833	28.106922
Ethylene	0.000000	36.315699
Hydrogen	0.000000	0.263550
Methane	0.000000	13.052657
Propane	5.858202	5.858204
Water	16.402961	16.402966

Figura AX.1. Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del horno tubular (H-101)

CHEMCAD 6.3.1

Page 1

Simulation: INTERCAMBIADOR 4 (E-103) Date: 10/29/2015 Time: 16:56:45
 FLOW SUMMARIES:

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	GAS.C-H20 (V)	GAS.C-H20 (L)	SYLTHERM XLT	SYLTHERM XLT
Temp C	825.0000*	85.0000	-101.1100*	330.4511
Pres atm	0.9900*	0.9800	5.1300*	5.0900
Enth MJ/s	-5.1342	-33.528	-7.6616	20.732
Vapor mole frac.	1.0000	1.0000	0.00000	0.0000
Total kmol/s	0.5984	0.5984	0.1144	0.1144
Total kg/s	12.0800	12.0800	36.2500	36.2500
Total std L m3/h	120.3748	120.3748	151.4890	151.4890
Total std V m3/h	48282.59	48282.59	9227.07	9227.07
Component mass %				
Hydrogen	2.060206	2.060206	0.000000	0.000000
Methane	9.720973	9.720973	0.000000	0.000000
Ethylene	37.263727	37.263727	0.000000	0.000000
Ethane	28.722867	28.722867	0.000000	0.000000
Propane	5.850585	5.850585	0.000000	0.000000
Water	16.381639	16.381639	0.000000	0.000000
Syltherm XLT	0.000000	0.000000	100.000000	100.000000

Figura AX.2. Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 4 (E-103/E-104)

CHEMCAD 6.3.1

Pa

Simulation: SEPARADOR (S-201) Date: 10/29/2015 Ti
 FLOW SUMMARIES:

Stream No.	1	2	3
Stream Name	GASC- H2O (L)	GAS CRAQUEO	H2O (L)
Temp C	85.0000*	85.0000	85.0000
Pres atm	0.9800*	0.9700	0.9700
Enth MJ/s	-33.528	-7.4243	-30.612
Vapor mole frac.	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/s	0.5984	0.4896	0.1087
Total kg/s	12.0800	10.1209	1.9591
Total std L m3/h	120.3748	113.3219	7.0528
Total std V m3/h	48282.59	39507.72	8774.86
Component mass %			
Hydrogen	2.060206	2.459003	0.000000
Methane	9.720973	11.602675	0.000000
Ethylene	37.263727	44.476917	0.000000
Ethane	28.722867	34.282792	0.000000
Propane	5.850585	6.983091	0.000000
Water	16.381639	0.195527	100.000000

Figura AX.3. Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del separador vapor-líquido (S-201/S-202)

CHEMCAD 6.3.1

Page 1

Simulation: COMPRESOR (C-203)

Date: 11/03/2015 Time: :

FLOW SUMMARIES:

Stream No.	1	2
Stream Name	Gas Craqueo	Gas Craqueo
Temp C	85.0000*	475.3866
Pres atm	0.9700*	38.5000
Enth MJ/s	-8.9260	4.6523
Vapor mole frac.	1.0000	1.0000
Total kmol/s	0.5746	0.5746
Total kg/s	12.1000	12.1000
Total std L m3/h	134.5103	134.5103
Total std V m3/h	46365.11	46365.11
Component mass %		
Hydrogen	2.264529	2.264529
Methane	11.633270	11.633270
Ethylene	44.559121	44.559121
Ethane	34.348696	34.348696
Propane	6.993986	6.993986
Water	0.200401	0.200401

Figura AX.4. Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del compresor centrífugo (C-203/C-204)

CHEMCAD 6.3.1

Page 1

Simulation: INTERCAMBIADOR 5 (E-205)

Date: 10/29/2015 Time: 18:10:32

FLOW SUMMARIES:

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	G. CRAQUEO	P. CRAQUEO	SYLTHERM XLT	SYLTHERM XLT
Temp C	600.0000*	2.0000	-101.1100*	257.5615
Pres atm	38.5000*	38.4900	5.1300*	5.1200
Enth MJ/s	8.6740	-9.8552	-6.4189	12.110
Vapor mole frac.	1.0000	0.99790	0.00000	0.0000
Total kmol/s	0.4897	0.4897	0.0958	0.0958
Total kg/s	10.1200	10.1200	30.3700	30.3700
Total std L m3/h	113.3155	113.3155	126.9164	126.9164
Total std V m3/h	39510.72	39510.72	7730.38	7730.38
Component mass %				
Hydrogen	2.460000	2.460000	0.000000	0.000000
Methane	11.610000	11.610000	0.000000	0.000000
Ethylene	44.470000	44.470000	0.000000	0.000000
Ethane	34.279996	34.279996	0.000000	0.000000
Propane	6.980000	6.980000	0.000000	0.000000
Water	0.200000	0.200000	0.000000	0.000000
Syltherm XLT	0.000000	0.000000	100.000000	100.000000

Figura AX.5. Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 del intercambiador de calor 5 de tubos y coraza (E-205/E-206)

CHEMCAD 6.3.1

Page 1

Simulation: DESTILACION CH4-H2 (CD-301) Date: 10/25/2015 Time: 17:28:53
 FLOW SUMMARIES:

Stream No.	1	2	3
Stream Name	GAS CRAQUEO	CH4 - H2	FLUJO > C1
Temp C	2.0000*	-108.9617	10.4957
Pres atm	38.4900*	38.4800	38.4800
Enth MJ/s	-19.723	-12.447	-12.710
Vapor mole frac.	0.99790	1.0000	0.00000
Total kmol/s	0.9798	0.4000	0.5798
Total kg/s	20.2500	3.0313	17.2187
Total std L m3/h	226.7345	55.6908	171.0438
Total std V m3/h	79056.27	32271.67	46784.60
Component mass %			
Methane	11.608841	77.350682	0.035051
Ethane	34.276572	0.276774	40.262198
Propane	6.989302	0.000004	8.219761
Water	0.199980	0.000000	0.235186
Ethylene	44.465563	5.940807	51.247805
Hydrogen	2.459754	16.431735	0.000000

Figura AX.6. Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desmetanizadora de platos (CD-301)

CHEMCAD 6.3.1

Page 1

Simulation: DESTILACION C2H4-C2H6 (CD-302) Date: 10/29/2015 Time: 12:53:49
 FLOW SUMMARIES:

Stream No.	1	2	3
Stream Name	C2H4-C3H8	C2H4-C2H6	PROPANO
Temp C	3.0000*	5.3925	26.9881
Pres atm	38.4800*	38.4700	38.4700
Enth MJ/s	-13.385	-5.6270	-4.5029
Vapor mole frac.	0.00000	1.0000	0.00000
Total kmol/s	0.5797	0.5471	0.0327
Total kg/s	17.2200	15.8364	1.3836
Total std L m3/h	171.0566	161.3851	9.6715
Total std V m3/h	46779.02	44141.37	2637.65
Component mass %			
Methane	0.013000	0.014136	0.000000
Ethylene	51.239008	55.715621	0.000062
Ethane	40.302986	43.823716	0.005014
Propene	8.212999	0.446527	97.107464
Water	0.232000	0.000000	2.887455

Figura AX.7. Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna desetanizadora de platos (CD-302)

CHEMCAD 6.3.1

Page 1

Simulation: DESTILACION C2H4 (CD-303) Date: 10/25/2015 Time: 18:25:01
 FLOW SUMMARIES:

Stream No.	1	2	3
Stream Name	C2H4-C2H6	ETILENO	ETANO
Temp C	24.0000*	-1.8919	21.5912
Pres atm	38.4700*	38.4600	38.4600
Enth MJ/s	-4.7039	14.284	-21.101
Vapor mole frac.	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/s	0.5485	0.3185	0.2300
Total kg/s	15.9000	8.9472	6.9528
Total std L m3/h	161.8221	91.9941	69.8281
Total std V m3/h	44253.96	25698.75	18555.22
Component mass %			
Methane	0.014000	0.024879	0.000000
Ethane	43.610999	2.325018	96.740103
Propane	0.874000	0.000000	1.998712
Water	0.000000	0.000000	0.000000
Ethylene	55.500996	97.650105	1.261190
Hydrogen	0.000000	0.000000	0.000000

Figura AX.8. Resultados de la simulación en el programa Chemcad 6.0 de la columna fraccionadora de etileno de platos (CD-303)