

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

**DISEÑO DE UNA PLANTA PARA LA PRODUCCIÓN DE METANOL
A PARTIR DE GAS NATURAL ASOCIADO PROVENIENTE DE UN
CAMPO PETROLERO**

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

STEVEN ALEXANDER URBINA BEDON

DIRECTOR: ING. MARCELO SALVADOR, MSc.

Quito, Abril 2022

© Escuela Politécnica Nacional (2022)
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

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

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



Steven Alexander Urbina Bedón

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Steven Alexander Urbina Bedón, bajo mi supervisión.



Ing. Marcelo Fernando Salvador Quiñones M. Sc.

DIRECTOR DE PROYECTO

AGRADECIMIENTOS

A Dios por darme fuerza, inteligencia y vida durante este trayecto, por ayudarme a culminar con éxitos mis estudios y por permitirme sentir su presencia cada día.

A mis padres Bolívar y Marisol por estar presentes en los buenos y malos momentos. Por ser mi inspiración para salir adelante y enseñarme que a pesar de las circunstancias y los obstáculos nunca hay que darse por vencido. Gracias por su confianza, por su sacrificio, por su infinito amor que me han demostrado con sus acciones y por todas sus enseñanzas para que sea un hombre de bien, no me caben las palabras para agradecerles todo lo que han hecho por mí.

A los señores Ulrich y Susanne Briner y a los señores Christoph y Bettina Rüfenacht que desde Suiza me han ayudado durante toda mi vida estudiantil, ustedes han aportado de una forma muy especial y valiosa a mi formación académica.

A mis tías Rocío, Paulina y mi tío Julio por haber sido ese pilar fundamental en mi crecimiento y haberme inculcado valores desde muy pequeño. Por sus cuidados y por su apoyo para conseguir mis objetivos y nunca dejarme solo durante mi vida. A mi abuelita Teresa que aunque ya no está con nosotros fue una persona muy importante en mi vida, gracias por cuidarme y consentirme.

Al ingeniero Marcelo Salvador porque gracias a su exigencia como maestro hizo que diera lo mejor de mí y que persistiera hasta lograr mis objetivos, por brindarme su ayuda y conocimientos para realizar el presente trabajo y por ser un buen amigo.

A mis amigos: Stefy, Emi y Edy, juntos compartimos muchas experiencias a lo largo de la carrera. Gracias por estar presentes en momentos felices y tristes, por enseñarme muchas cosas y por hacer de la vida universitaria más fácil de llevar.

A Paola, porque en su momento no dejaste que me rindiera, por tu paciencia, por ser un apoyo incondicional, por tu cariño y por ser siempre quien me escucha, fuiste muy importante.

DEDICATORIA

A mi padre Bolívar, por no dejarme solo en este camino, has sido un ejemplo de lucha y superación porque a pesar de tu enfermedad, te superaste y jamás te diste por vencido. A mi madre Marisol por siempre estar presente con un consejo y con palabras de aliento, por tus cuidados y por enseñarme a ser una persona con valores. Ustedes han sido mi fuente de energía y de inspiración para poder cumplir mis metas, todo este esfuerzo le dedico a su gran labor como padres.

Por ustedes seguiré trabajando día tras día, los amo.

ÍNDICE DE CONTENIDOS

	PÁGINA
RESUMEN	xiv
1. JUSTIFICACIÓN	1
2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	9
2.1. Localización de la planta	9
2.1.1. Macrolocalización	9
2.1.2. Microlocalización	10
2.2. Proceso de producción	11
2.2.1. Etapa de pretratamiento del gas natural	12
2.2.2. Etapa de reformado con vapor	14
2.2.3. Etapa de síntesis de metanol	15
2.2.4. Etapa de purificación del producto	16
3. BASES Y CRITERIOS DE DISEÑO DE LOS EQUIPOS	18
3.1. Separador bifásico	18
3.2. Torre de absorción	21
3.3. Torre de destilación multicomponente	24
3.4. Reactor adiabático de lecho fijo	26
3.5. Horno tubular	29
3.6. Reactor multitubular de lecho fijo	34
3.7. Torre de destilación	37
3.8. Tanque de almacenamiento	40
3.9. Intercambiadores de calor	42
3.10. Sistema de tuberías y bombas	45
3.11. Compresor	47
4. DISEÑO DE LA PLANTA	50

4.1.	Balance de masa	50
4.2.	Balance de energía	52
4.3.	Diseño y dimensionamiento de los equipos propuestos	55
4.3.1.	Diseño de los equipos propuestos	55
4.3.2.	Especificaciones de los equipos propuestos	57
4.4.	Planificación de la producción	74
4.5.	Diagrama de bloques (BFD) y diagrama de flujo (PFD)	77
4.5.1.	Diagrama de bloques (BFD)	77
4.5.2.	Diagrama de flujo (PFD)	77
4.6.	Disposición en planta (layout) y planos de elevación	85
4.7.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID)	85
5.	ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA	97
5.1.	Cálculo de la inversión fija	97
5.1.1.	Costo de los equipos	97
5.1.2.	Costo directos e indirectos	99
5.2.	Cálculo de los costos fijos	101
5.2.1.	Mantenimiento	101
5.2.2.	Seguros	102
5.2.3.	Sueldos	102
5.2.4.	Gastos generales de la planta	103
5.2.5.	Laboratorio	105
5.3.	Cálculo de los costos variables	106
5.3.1.	Costos de insumos	106
5.3.2.	Costos de energía eléctrica	107
5.3.3.	Costos de agua	108
5.3.4.	Materiales diversos	109
5.4.	Capital de trabajo	109
5.5.	Depreciación de equipos y edificios	110
5.6.	Ingresos	111
5.7.	Indicadores financieros	113
5.7.1.	Valor actual neto (VAN)	113
5.7.2.	Tasa interna de retorno (TIR)	114
5.8.	Ánalysis del punto de equilibrio	115

6.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	117
6.1.	Conclusiones	117
6.2.	Recomendaciones	118
	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	119
	ANEXOS	132

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 3.1.	Constante K para determinar la velocidad máxima superficial	19
Tabla 4.1.	Resultado del balance de masa de la planta de producción de metanol	51
Tabla 4.2.	Resultado del balance de energía en la planta de producción de metanol	53
Tabla 4.3.	Potencia requerida por bombas y compresores de la planta de obtención de metanol	54
Tabla 4.4.	Flujo de energía y de vapor utilizado en la planta de obtención de metanol	55
Tabla 4.5.	Diámetro y altura de los equipos de la planta de producción de metanol	56
Tabla 4.6.	Dimensiones de los intercambiadores de calor	56
Tabla 4.7.	Dimensiones de las cámaras del horno y del caldero	57
Tabla 4.8.	Hoja de especificación del separador bifásico	58
Tabla 4.9.	Hoja de especificación de la torre de absorción	59
Tabla 4.10.	Hoja de especificación de la torre de destilación multicomponente	60
Tabla 4.11.	Hoja de especificación del reactor adiabático de lecho fijo	61
Tabla 4.12.	Hoja de especificación del horno tubular	62
Tabla 4.13.	Hoja de especificación del reactor multitubular	63
Tabla 4.14.	Hoja de especificación del separador bifásico	64
Tabla 4.15.	Hoja de especificación de la torre de destilación	65
Tabla 4.16.	Hoja de especificación del intercambiador de calor	66
Tabla 4.17.	Hoja de especificación del intercambiador de calor	67
Tabla 4.18.	Hoja de especificación del intercambiador de calor	68
Tabla 4.19.	Hoja de especificación del intercambiador de calor	69

Tabla 4.20.	Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de metanol	70
Tabla 4.21.	Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de agua	71
Tabla 4.22.	Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de agua	72
Tabla 4.23.	Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de agua	73
Tabla 4.24.	Tiempo de duración de cada operación unitaria	74
Tabla 5.1.	Costo unitario y total de los equipos de la planta	98
Tabla 5.2.	Costos directos estimados para la instalación de la planta	100
Tabla 5.3.	Costos directos, indirectos e inversión total de la planta	100
Tabla 5.4.	Planilla de la nómina de trabajadores de la planta	104
Tabla 5.5.	Valor de los costos fijos	106
Tabla 5.6.	Cantidad y costo de insumos utilizados en la planta	107
Tabla 5.7.	Costo anual de energía eléctrica	107
Tabla 5.8.	Costo anual de agua	108
Tabla 5.9.	Valor de los costos variables	109
Tabla 5.10.	Depreciación anual	111
Tabla 5.11.	Cantidad de metanol producido, precio de venta e ingresos generados	112
Tabla 5.12.	Indicadores financieros VAN y TIR del proyecto	115
Tabla AI.1.	Condiciones y composición molar del PAD 420 del campo Sacha	135
Tabla AI.2.	Condiciones y composición molar del PAD 470 del campo Sacha	136
Tabla AI.3.	Condiciones y composición molar del PAD 480 del campo Sacha	136

Tabla AI.4.	Condiciones promedio y composición molar de las tres plataformas del campo Sacha	137
Tabla AII.1.	Flujos y fracciones másicas de las corrientes de entrada y salida del separador bifásico BS-001	141
Tabla AII.2.	Presión, temperatura y flujos másicos de las corrientes de entrada y salida del separador bifásico BS-001	141
Tabla AII.3.	Flujos y fracciones másicas de las corrientes de entrada a la torre de absorción D-001	143
Tabla AII.4.	Flujo másico, temperatura y presión de las corrientes de entrada a la torre de absorción D-001	143
Tabla AII.5.	Flujos y fracciones másicas de las corrientes de salida de la torre de absorción D-001	143
Tabla AII.6.	Flujos másicos, temperatura y presión de las corrientes de salida de la torre de absorción D-001	144
Tabla AII.7.	Flujos y fracciones másicas de las corrientes de entrada y salida de la torre de destilación multicomponente D-002	145
Tabla AII.8.	Flujos másicos, presión y temperatura de las corrientes de entrada y salida de la torre de destilación multicomponente D-002	146
Tabla AII.9.	Parámetros para determinar la cantidad de agua en el condensador y en el hervidor de la columna de destilación multicomponente D-002	146
Tabla AII.10.	Flujos y fracciones másicas de la corriente de entrada al reactor adiabático de lecho fijo R-001	150
Tabla AII.11.	Calor específico de la mezcla y temperatura de la mezcla para cada iteración	151
Tabla AII.12.	Cantidad de H ₂ O consumida, CO y H ₂ producidos en las reacciones de pre-reformado	153
Tabla AII.13.	Flujos y fracciones másicos de la corriente de salida del reactor adiabático de lecho fijo R-001	154
Tabla AII.14.	Entalpía de cada compuesto del gas dulce a la entrada al reactor	155
Tabla AII.15.	Entalpía de las diferentes reacciones a temperatura de referencia (25 °C)	156

Tabla AII.16.	Flujos máxicos, presión y temperatura de las corrientes de entrada y salida del reactor adiabático de lecho fijo R-001	158
Tabla AII.17.	Flujo y fracciones máxicas de la corriente de entrada al horno tubular F-001	159
Tabla AII.18.	Cantidad de H ₂ O consumida, CO, CO ₂ y H ₂ producidos en las reacciones de reformado	160
Tabla AII.19.	Flujos y fracciones máxicas de la corriente de salida del horno tubular F-001	161
Tabla AII.20.	Entalpía de cada compuesto del gas pre-reformado a la entrada del horno	162
Tabla AII.21.	Entalpía de las reacciones de reformado a temperatura de referencia (25 °C)	162
Tabla AII.22.	Entalpía de cada compuesto de los productos a la salida del horno	163
Tabla AII.23.	Flujos y fracciones máxicas de la corriente G.N. combustible	165
Tabla AII.24.	Cantidad de O ₂ consumido, CO ₂ , H ₂ O y SO ₂ producidos en las reacciones de combustión del gas natural	167
Tabla AII.25.	Flujos y fracciones máxicas de la corriente de gases de combustión	168
Tabla AII.26.	Flujos máxicos, presión y temperatura de las corrientes de entrada y salida del horno tubular F-0001	170
Tabla AII.27.	Flujos y fracciones máxicas de entrada al reactor multitubular R-002	171
Tabla AII.28.	Cantidad de H ₂ consumido, CH ₃ OH, CO y H ₂ O producidos en las reacciones	172
Tabla AII.29.	Flujos y fracciones máxicas de la corriente de productos del reactor R-002	173
Tabla AII.30.	Flujos y fracciones máxicas de la corriente de entrada al separador bifásico BS-002	174
Tabla AII.31.	Flujos y fracciones máxicas de la corriente de salida del separador BS-002	175
Tabla AII.32.	Flujos y fracciones máxicas de las corrientes después de la purga	175

Tabla AII.33.	Flujos máscicos, presión y temperatura de las corrientes del separador	176
Tabla AII.34.	Flujos y fracciones máscicas y molares de las corrientes de entrada a la torre de destilación D-003	177
Tabla AII.35.	Flujos y fracciones molares de las corrientes de salida de la torre de destilación D-003	178
Tabla AII.36.	Flujos y fracciones máscicas de las corrientes de salida de la torre de destilación D-003	178
Tabla AII.37.	Flujos máscicos, presión y temperatura de las corrientes de entrada y salida de la torre de destilación D-003	178
Tabla AIII.1.	Propiedades de las corrientes de gas y líquido que entran al separador bifásico BS-001	179
Tabla AIII.2.	Tiempos de residencia en separadores en función de los °API	182
Tabla AIII.3.	Propiedades de las corrientes de gas y líquido que entran al separador bifásico BS-002	183
Tabla AIII.4.	Especificaciones y dimensiones de los separadores BS-001 y BS-002	183
Tabla AIV.1.	Propiedades de las corrientes de gas y líquido que entran a la torre de absorción D-001	184
Tabla AIV.2.	Difusividad del ácido sulfhídrico y dióxido de carbono en dietanolamina	185
Tabla AIV.3.	Fracción y composición molar de los gases ácidos	185
Tabla AIV.4.	Especificaciones y dimensiones de la torre de absorción D-001	195
Tabla AV.1.	Propiedades de la corriente de entrada y salida de la torre de destilación multicomponente D-002	196
Tabla AV.2.	Propiedades utilizadas para el cálculo del espesor de la torre de destilación multicomponente D-002	203
Tabla AV.3.	Especificaciones y dimensiones de la torre de destilación multicomponente D-002	204

Tabla AVI.1.	Propiedades de la corriente de entrada al reactor de lecho fijo R-001 y propiedades del catalizador	205
Tabla AVI.2.	Propiedades utilizadas para el cálculo del espesor y de la tapa del reactor adiabático R-001	209
Tabla AVI.3.	Especificaciones y dimensiones del reactor adiabático de lecho fijo R-001	211
Tabla AVII.1.	Dimensiones de los tubos de la zona de radiación	212
Tabla AVII.2.	Dimensiones de la cámara de radiación	215
Tabla AVII.4.	Factor de emisión de la llama, factor global de intercambio, temperatura asumida y calculada para los gases de combustión	222
Tabla AVII.5.	Dimensiones de la cámara de convección	225
Tabla AVII.6.	Parámetros requeridos para el diseño de la chimenea	229
Tabla AVII.7.	Especificaciones y dimensiones del horno tubular F-001	232
Tabla AVIII.1.	Propiedades de la corriente de entrada al reactor multitubular R-002 y propiedades del catalizador	233
Tabla AVIII.2.	Propiedades de la corriente de gas de síntesis	236
Tabla AVIII.3.	Flujos molares de reactivos y productos a la entrada y salida del reactor	237
Tabla AVIII.4.	Resultados de los parámetros calculados para diferentes combinaciones entre diámetros y longitudes de tubo	239
Tabla AVIII.5.	Calor específico y temperatura de la corriente de agua para cada iteración	241
Tabla AVIII.6.	Especificaciones y dimensiones del reactor multitubular R-002	241
Tabla AIX.1.	Equilibrio líquido-vapor para el sistema metanol-agua	242
Tabla AIX.2.	Flujos molares de las corrientes de entrada y salida de la torre de destilación fraccionada	244
Tabla AIX.3.	Propiedades para realizar el balance de energía en la columna de destilación fraccionada	246

Tabla AIX.4.	Especificaciones y dimensiones de la torre de destilación D-003	248
Tabla AX.1.	Propiedades para calcular el espesor del tanque TK-004 y del techo flotante	252
Tabla AX.2.	Especificaciones y dimensiones del tanque de almacenamiento de metanol TK-004	253
Tabla AX.3.	Propiedades para calcular el espesor del tanque TK-001 y del techo hemiesférico	256
Tabla AX.4.	Especificaciones y dimensiones de los tanques de almacenamiento de agua TK-001, TK-002 y TK-003	257
Tabla AXI.1.	Propiedades de los fluidos caliente y frío que ingresan al intercambiador de calor IQ-001	258
Tabla AXI.2.	Calor específico y temperatura del fluido frío para cada iteración	259
Tabla AXI.3.	Especificaciones de los intercambiadores de calor	267
Tabla AXI.4.	Dimensiones de los intercambiadores de calor	267
Tabla AXII.1.	Dimensiones de la tubería para la bomba P-001	269
Tabla AXII.2.	Velocidad, factor de Darcy, pérdidas por fricción y accesorios para cada bomba	273
Tabla AXII.3.	Altura, potencia y altura dinámica para cada bomba	273
Tabla AXIII.1.	Propiedades y condiciones de operación del compresor KT-001	274
Tabla AXIII.2.	Especificaciones de los compresores	275
Tabla AXIV.1.	Factores para determinar el costo de la torre de destilación	277
Tabla AXIV.2.	Dimensiones de la torre de destilación multicomponente D-002 en el sistema inglés de medidas	277
Tabla AXIV.3.	Depreciación de equipos que conforman la planta de producción de metanol para 10 años	282
Tabla AXIV.4.	Depreciación de la infraestructura de la planta de producción de metanol para 20 años	282
Tabla AXIV.5.	Flujo de caja del proyecto	283

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
Figura 1.1.	Producción y demanda de gas natural en (MPC) del 2008 a 2019	2
Figura 1.2.	Producción y consumo de gas natural en (MPC) por sectores en el periodo del 2008 a 2019	3
Figura 1.3.	Productos petroquímicos obtenidos a partir de gas natural	4
Figura 1.4.	Cantidad de metanol importado en el periodo de 2015 a 2019	5
Figura 1.5.	Materias primas y diferentes tecnologías para la producción de metanol	6
Figura 2.1.	Macrolocalización de la planta de metanol	9
Figura 2.2.	Microlocalización de la planta de metanol	10
Figura 4.1.	Esquema de la etapa de pre-tratamiento de gas natural en Aspen HYSYS V10	50
Figura 4.2.	Diagrama de Gantt para la planificación de la producción de metanol	76
Figura 4.3.	Diagrama de bloques de la producción de metanol	78
Figura 4.4.	Diagrama de flujo (PFD) de la planta de producción de metanol a partir de gas natural asociado	80
Figura 4.5.	Nomenclatura de la simbología utilizada en los diagramas de flujo (PFD) de la planta de producción de metanol	84
Figura 4.6.	Layout total de la planta de producción de metanol	86
Figura 4.7.	Layout sección 1 de la planta de producción de metanol	87
Figura 4.8.	Layout sección 2 de la planta de producción de metanol	88
Figura 4.9.	Layout vista isométrica total de la planta de producción de metanol	89
Figura 4.10.	Layout vistas frontales de la planta de producción de metanol	90
Figura 4.11.	Diagrama de tubería e instrumentación (P&ID) de la planta de producción de metanol a partir de gas natural asociado	91

Figura 4.12.	Nomenclatura utilizada en los diagramas de tubería e instrumentación (P&ID) de la planta de producción de metanol	95
Figura 5.1.	Organización de la planta de producción de metanol	103
Figura 5.2.	Gráfica del punto de equilibrio del proyecto	116
Figura AII.1.	Esquema del separador bifásico BS-001 y sus corrientes de entrada y salida	140
Figura AII.2.	Esquema de la torre de absorción D-001 y sus corrientes de entrada y salida	142
Figura AII.3.	Esquema de la torre de destilación multicomponente D-002 con sus corrientes de entrada y salida	145
Figura AII.4.	Esquema del reactor adiabático de lecho fijo R-001 con sus corrientes de entrada y salida	148
Figura AII.5.	Esquema del horno tubular F-001 con sus corrientes de entrada y salida	158
Figura AII.6.	Temperatura en función del calor residual en los gases de combustión	169
Figura AII.7.	Esquema del reactor multitubular R-002 y sus corrientes de entrada y salida	170
Figura AII.8.	Esquema del separador bifásico BS-002 y sus corrientes de entrada y salida	173
Figura AII.9.	Esquema de la torre de destilación D-003 con sus respectivas corrientes	176
Figura AIV.1.	Correlación de los flujos de gas y líquido con la caída de presión	188
Figura AIV.2.	Factor de corrección de porcentaje de inundación	192
Figura AIV.3.	Factor para H_G en función del porcentaje de inundación	192
Figura AIV.4.	Factor para H_L en función del flujo másico de líquido por unidad de área	193
Figura AV.1.	Correlación de Gilliland para el número de platos	200
Figura AVII.1.	Esquema del horno tubular con la ubicación de los tubos	213

Figura AVII.2.	Coeficiente de absorción del haz tubular	214
Figura AVII.3.	Dimensiones de la cámara de radiación	216
Figura AVII.4.	Separación entre los tubos de la cámara de radiación	216
Figura AVII.5.	Temperatura teórica de llama en función del exceso de aire	219
Figura AVII.6.	Factor de emisión de la llama en función del producto p.l	220
Figura AVII.7.	Temperatura de radiación de los gases en función del calor absorbido	221
Figura AVII.8.	Dimensiones de la cámara de convección	225
Figura AVII.9.	Distribución de los tubos en la zona de convección	226
Figura AIX.1.	Equilibrio líquido-vapor para el sistema metanol-agua	243
Figura AIX.2.	Método gráfico de McCabe-Thiele para determinar el número de platos	246
Figura AXI.1.	Factor de traspaso para un intercambiador 3-6	262
Figura AXI.2.	Diámetro y número de tubos para diferentes espaciamentos entre tubos	263
Figura AXI.3.	Diámetros nominales de tubería	265
Figura AXII.1.	Tamaño de tubería en función del caudal	268
Figura AXII.2.	Diagrama de Moody	270
Figura AXV.1.	Condiciones de las corrientes de la etapa de pre-tratamiento de gas natural obtenido por el software Aspen HYSYS V10	286
Figura AXV.2.	Composiciones molares de las corrientes de la etapa de pre-tratamiento de gas natural obtenido por el software Aspen HYSYS V10	287
Figura AXVI.1.	Catálogo utilizado para la selección del caldero	288
Figura AXVI.2.	Especificaciones técnicas para la selección del caldero	289

RESUMEN

El objetivo del presente proyecto fue diseñar una planta para la obtención de metanol a partir de gas natural asociado proveniente del campo Sacha por medio de reformado con vapor, con el propósito de reducir el venteo de este recurso y disminuir las importaciones de metanol. Se propuso ubicar la planta en la Provincia Francisco de Orellana, en las instalaciones del campo Sacha (Bloque 60) y se trabajó con un flujo de gas natural asociado de 15 059 MPCSD (miles de pies cúbicos estándar por día).

El proceso de obtención de metanol se conformó por 4 etapas: pre-tratamiento, reformado, síntesis de metanol y purificación del producto. En la etapa de pre-tratamiento se realizó una absorción química de los gases ácidos en dietanolamina para endulzar el gas natural y con un pre-reformado se eliminó los componentes pesados de la corriente; en la etapa de reformado se convirtió el gas dulce en gas de síntesis por medio de un reformado con vapor de agua (SMR) que da lugar a reacciones fuertemente endotérmicas a altas temperaturas; en la etapa de síntesis, se obtuvo el producto deseado en un reactor multitubular con catalizador de $\text{CuO/ZnO/Al}_2\text{O}_3$ para beneficiar las reacciones que tiene una conversión del 40 % por pasada; y en la purificación, el metanol se separó del gas de síntesis sin reaccionar e ingresó a una torre de destilación para alcanzar una pureza del 97 % en masa y una producción de 24 330,75 kg/h o 583,94 t/día.

El balance de masa y energía para la zona de pre-tratamiento se realizó por medio del Software Aspen HYSYS, con base en los resultados de los balances en cada equipo se realizó el dimensionamiento de los equipos y se elaboró el diagrama de bloques (BFD), diagrama de flujo (PFD) y diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) junto con la distribución en planta de los equipos.

Finalmente, del análisis de pre-factibilidad económica se obtuvo un valor actual neto (VAN) de 576 562 966,27 USD y una tasa interna de retorno (TIR) de 66 %. Estos datos muestran que la planta para la obtención de metanol a partir de gas natural asociado es económicamente factible.

1. JUSTIFICACIÓN

El gas natural es el resultado de la transformación de materia orgánica sometida a altas presiones dentro de formaciones geológicas a lo largo de millones de años, está compuesto por varios hidrocarburos que permanecen gaseosos a condiciones de temperatura y presión estándar, está formado principalmente por metano con pequeñas proporciones de etano, propano, butano, fracciones más pesadas e impurezas como dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, vapor de agua, nitrógeno entre otros, también se puede encontrar la presencia de condensados y petróleo asociado con la fase gaseosa (Chandra, 2017, pp. 2-3).

Si el gas se encuentra en yacimientos que son gasíferos, es decir, proviene de pozos que no poseen petróleo, se lo conoce como gas no asociado, mientras que, si el gas procede de plataformas con petróleo se lo denomina como gas natural asociado (Mokhatab, Poe y Mak, 2019, p. 3).

En el último periodo, el gas natural ha tomado protagonismo dentro de la matriz energética del país, este recurso representa el 4,40 % de la energía primaria, que en el año 2019 fue de 223 millones de BEP (barriles equivalentes de petróleo) ubicándose solo por debajo del petróleo y la hidroenergía que representaron el 86,90 % y el 6,80 % respectivamente. La oferta de energía primaria la completa los productos de caña y leña con el 1,80 % (Ministerio de Energía y Recursos Naturales no Renovables, 2019, p. 24).

Según el Ministerio de Energía y Recursos Naturales no Renovables (2019), la manufactura de gas natural en Ecuador en el año 2019 fue de 51 238 millones de pies cúbicos, de los cuales 11 244 millones de pies cúbicos corresponden a gas natural libre que provienen de la explotación del Campo Amistad ubicado en el Golfo de Guayaquil, y los 39 994 millones de pies cúbicos restantes pertenecen a gas asociado que se obtiene de la explotación petrolera en los diferentes campos (Agencia de Regulación y Control Hidrocarburiífero, 2020, p. 9; Ministerio de Energía y Recursos Naturales no Renovables, 2019, p. 54).

De la cantidad total de gas natural producido a nivel nacional, solo el 49 % que corresponde a 25 071 millones de pies cúbicos es utilizado en diferentes actividades para cubrir la demanda de gas (Ministerio de Energía y Recursos Naturales no Renovables, 2019, p. 54).

En la Figura 1.1 se muestra la producción de gas natural y la demanda total en el periodo 2008 a 2018, donde se puede observar que durante este tiempo la producción siempre satisfizo la demanda de gas en el país (Ministerio de Energía y Recursos Naturales no Renovables, 2019, p. 54).

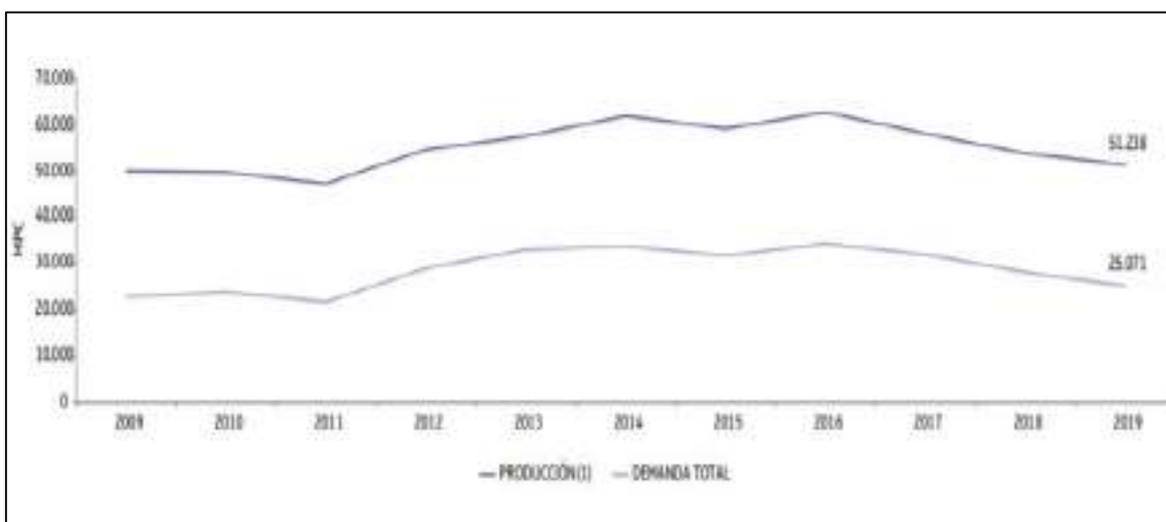


Figura 1.1. Producción y demanda de gas natural en (MPC) del 2008 a 2019
(Ministerio de Energía y Recursos Naturales no Renovables, 2019, p. 54)

El gas natural no asociado es empleado principalmente como fuente de generación eléctrica en la central Termogas Machala y utilizado en menor cantidad en el consumo de sectores industriales y residenciales. Por otra parte, el gas natural asociado se emplea como parte del Proyecto OGE&EE (Optimización de la Generación Eléctrica en campos petroleros en motores de combustión interna con gas asociado y crudo) para generación eléctrica y en el Centro de Gas de Shushufindi para la obtención de derivados (Ministerio de Energía y Recursos Naturales no Renovables, 2019, p. 37).

En la Figura 1.2 se presenta la producción de gas natural y su consumo por sector (autoprodutores, centrales eléctricas, consumo propio, centro de gas, sector

industrial y sector residencial) para el periodo de 2008 a 2019 donde se evidencia que existe una cantidad de gas que es desaprovechada.

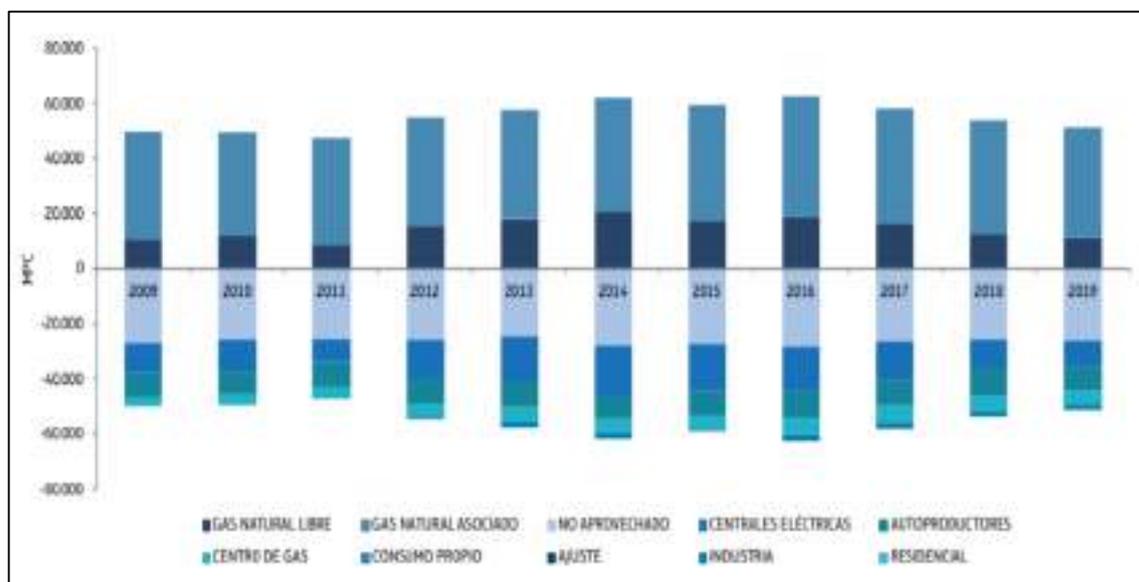


Figura 1.2. Producción y consumo de gas natural en (MPC) por sectores en el periodo del 2008 a 2019

(Ministerio de Energía y Recursos Naturales no Renovables, 2019, p. 37)

El 51 % restante del total de gas natural producido a nivel nacional, corresponde a gas natural no aprovechado en ninguna actividad y que es quemado o venteado en las estaciones petroleras (Ministerio de Energía y Recursos Naturales no Renovables, 2019, p. 54). Esta actividad representa una problemática, al ser fuente de emisiones contaminantes al ambiente y al desperdiciar un importante recurso energético.

El venteo y la quema de gas en teas de los campos de extracción de petróleo son operaciones inadecuadas que producen pérdidas económicas para el país, en vista de que se debe importar derivados de petróleo y productos petroquímicos (Correa y Cabrera, 2016, p. 2).

Toda esta cantidad de gas desperdiciado representa un recurso potencial para la industria. El gas natural es utilizado en centrales térmicas como sustituto de los derivados del petróleo, en el sector residencial como fuente de calefacción, en el sector de transporte como combustible; y por su elevado poder calorífico es

utilizado en la industria del vidrio, cerámica, cementera, alimentaria, papel, metalurgia y demás industrias donde es usado como fuente de energía (Unión Fenosa Gas Comercializadora, 2019, p. 1).

También es importante en la industria petroquímica, el gas natural es utilizado como fuente de calor y como materia prima rica en compuestos base para la obtención de productos como úrea, amoníaco, etileno, propileno, benceno, metanol, entre otros productos químicos. En la Figura 1.3 se muestra los diferentes productos químicos que se obtienen al utilizar los compuestos del gas natural como materia prima (Osinergmin, 2011, p. 13).

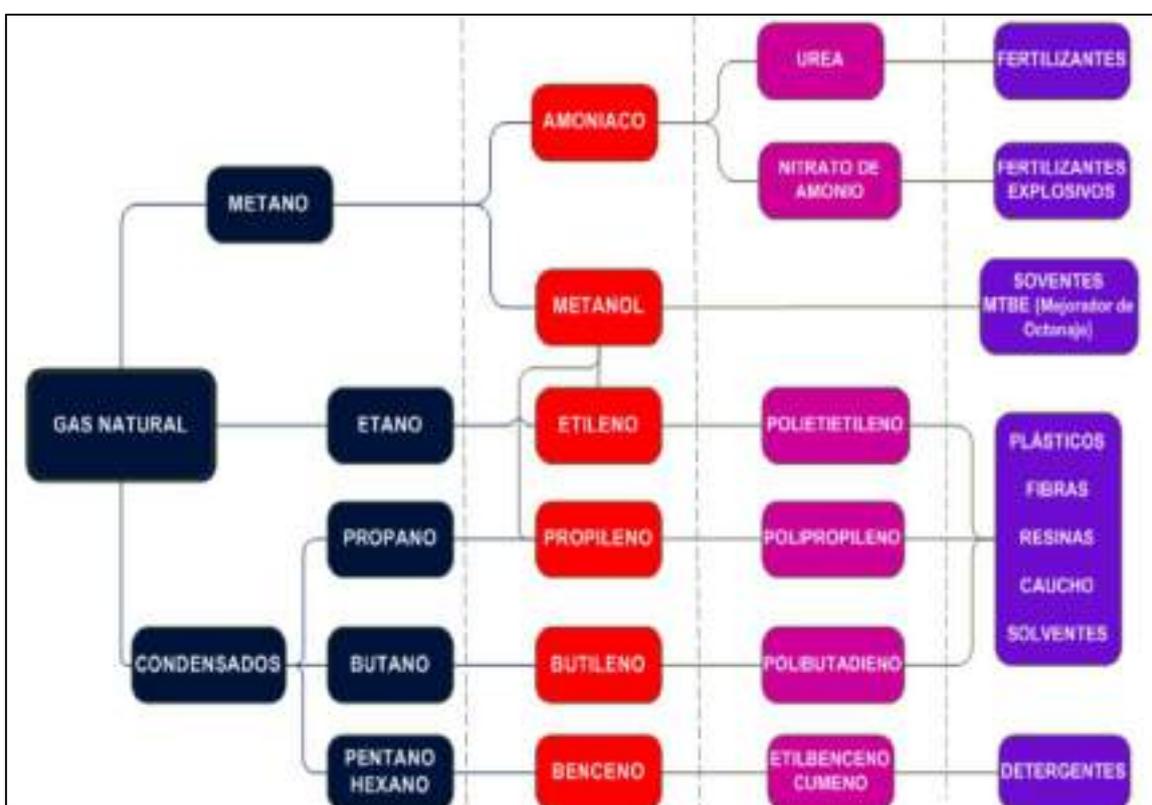


Figura 1.3. Productos petroquímicos obtenidos a partir de gas natural
(Banco Central del Ecuador, 2020)

Una de las alternativas para la industrialización del gas natural, es su utilización como fuente para producir metanol, producto utilizado en la industria y no es producido en el país, debido a que en el Ecuador no se ha desarrollado actividades petroquímicas y carece de empresas que produzcan insumos industriales que se obtengan de los hidrocarburos (Cámara de Industria de Guayaquil, 2012, p. 7).

Con el objetivo de satisfacer la demanda nacional de metanol, en el año 2019 se importaron 17 727 t, que generaron un egreso de 7,5 millones USD al Ecuador; 12,1 % más con respecto al 2018 (Banco Central del Ecuador, 2020).

En la Figura 1.4 se muestra una gráfica con los valores de la cantidad de metanol importado en el período 2015 – 2019; las importaciones de metanol en cada año han superado las 10 000 t y han presentado un aumento desde el 2016, lo que representa que el metanol es un producto con gran demanda dentro de la industria nacional (Banco Central del Ecuador, 2020).

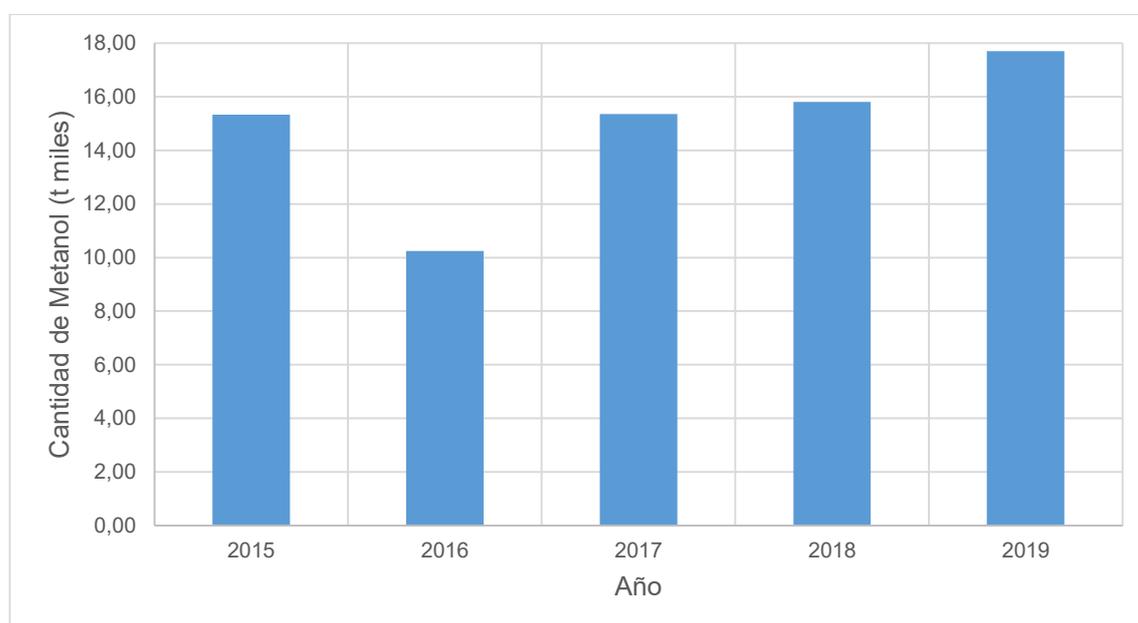


Figura 1.4. Cantidad de metanol importado en el periodo de 2015 a 2019
(Banco Central del Ecuador, 2020)

Las aplicaciones del metanol a nivel industrial son diversas, se utiliza como materia prima para producir formaldehído, metilamina, dimetil tereftalato, ácido acético, cloruro de metilo y metil metacrilato que se aplican posteriormente en la elaboración de una diversa gama de productos como: aditivos para combustibles, pinturas, resinas, plásticos, poliéster, barnices, tableros aglomerados, éter dimetílico y enchapados (Sehested, 2019, p. 368).

También el 40 % de la producción mundial de metanol es utilizada como reactivo en la formación de combustible biodegradable como el biodiésel, para la mezcla de

combustibles y para producir gasolinas de alto octanaje (Methanol Institute, 2020, p. 22).

Las principales materias primas para la obtención de metanol son el carbón y el gas natural, pero en la actualidad se han desarrollado procesos renovables y amigables con el ambiente como la gasificación de residuos o biomasa y el uso de dióxido de carbono que encuentra en los gases de combustión. En la Figura 1.5 se presentan las diferentes tecnologías para la obtención de metanol a partir de las materias primas antes mencionadas (Sehested, 2019, pp. 368-369).

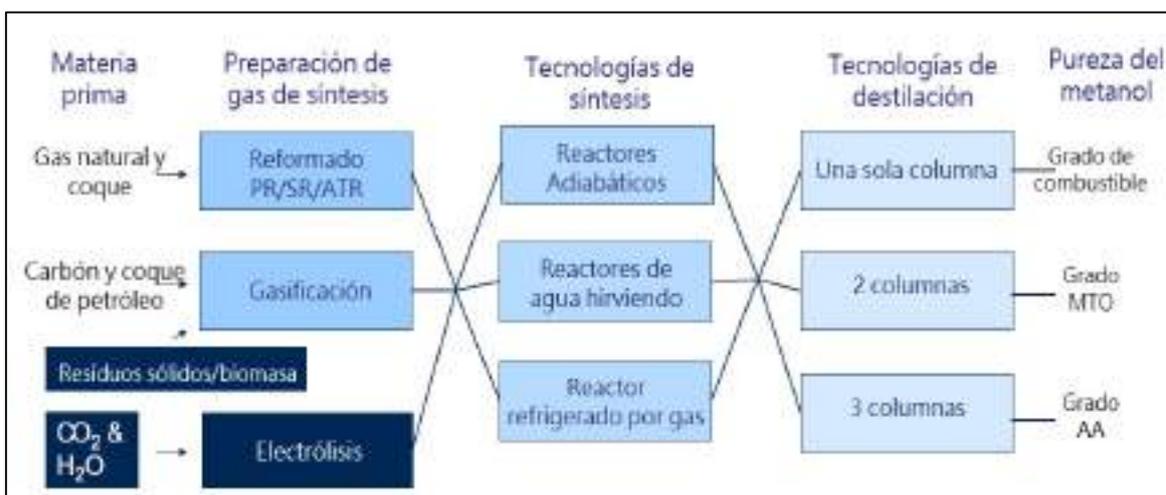


Figura 1.5. Materias primas y diferentes tecnologías para la producción de metanol
 PR=Pre-reformado /SR= reformado con vapor /ATR=reformado autotérmico
 (Sehested, 2019, p. 369)

Al utilizar gas natural para obtener metanol previamente se debe producir gas de síntesis por medio del reformado. El gas de síntesis es una mezcla de gas combustible que posee principalmente monóxido de carbono e hidrógeno que es usado para la producción de energía, procesos químicos y transporte (Pashchenko, 2019, p. 7073).

Con el fin de obtener gas de síntesis, en los últimos años se han realizado varios estudios sobre la eficiencia energética de diferentes tecnologías de reformado como son: el reformado con vapor, reformado auto térmico, reformado por oxidación parcial con oxígeno y reformado de metano con dióxido de carbono

también conocido en la industria como reformado seco (Blumberg, Tsatsaronis y Morosuk, 2019, p. 5).

Una de las operaciones unitarias fundamentales en el proceso es la síntesis de metanol, para esto se requiere de un reactor de síntesis basado en la tecnología Lurgi, en donde la temperatura de entrada de gas, la presión y el caudal volumétrico del agua de refrigeración se han optimizado para aumentar la producción de metanol en un 7 % (Chen, Jiang, Song y Posarac, 2011, pp. 819-821). También se ha trabajado sobre el dimensionamiento de un reactor heterogéneo por medio de simulación para alcanzar un rendimiento elevado con un consumo mínimo de energía (Romero, 2016, p. 11).

En función de lo expuesto anteriormente y puesto que en el país existe una gran demanda de metanol, el cual es importado por varias empresas entre ellas: Agripac S.A., Resiquim S.A., Damaus S.A., Espectrocrom CIA. LTD. y Petroecuador (Banco Central del Ecuador, 2020, p. 1), el diseño de la primera planta para la producción de metanol a partir de gas natural asociado proveniente de un campo petrolero, se presenta como una alternativa para procesar el gas natural no aprovechado. Por otra parte, resulta una solución ambiental al reducir la contaminación generada por la quema de este recurso.

Desde el punto de vista económico, resulta favorable ingresar en el mercado del metanol puesto que para el 2019 Ecuador importó 17 727 t de este insumo para satisfacer la demanda local (Banco Central del Ecuador, 2020, p.1), con la instalación de la planta de metanol se podrían reducir las importaciones de metanol y evitar la salida de divisas del país en este rubro.

Las tecnologías de reformado y síntesis de metanol han sido estudiadas con el fin de optimizar y mejorar el proceso, pero estas tecnologías no se han implementado en el país para transformar este recurso natural e ingresar en la industria petroquímica. Por esta razón se propone la realización del análisis de prefactibilidad técnica y económica del diseño para conocer la viabilidad de la instalación de la planta y así conocer la posibilidad de implementarla en el país.

En un inicio se pretende que la planta esté diseñada para tratar 15 059 MPCSD (miles de pies cúbicos estándar por día) de gas natural producidos en el campo Sacha (Petroamazonas EP, 2020, p.1).

El gas natural obtenido en el campo Sacha posee en su composición cantidades considerables de ácido sulfhídrico, dióxido de carbono e hidrocarburos pesados, según el análisis cromatográfico presentado por Leiva, por esto en el diseño de la planta se propone la adición de un tratamiento previo de la materia prima con el fin de eliminar los contaminantes y mejorar la eficiencia de los procesos siguientes (2018, p. 67). En la planta se llevará a cabo dos procesos de tratamiento que son: el endulzado del gas natural y el pre-reformado seguido de un proceso de reformado para obtener gas de síntesis y la síntesis de metanol.

2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

En el presente capítulo se describió el proceso productivo de una planta para la obtención de metanol a partir de gas asociado procedente del campo Sacha, Bloque 60 que es operado por Petroamazonas EP desde agosto del 2016 (Petroamazonas EP, 2020, p. 1).

2.1. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

2.1.1. MACROLOCALIZACIÓN

La materia prima se obtendrá directamente del campo Sacha que se encuentra en el norte de la amazonía ecuatoriana, en la provincia de Francisco de Orellana, cantón La Joya de los Sachas a 50 km de Lago Agrio (Leiva, 2018, p. 52). En la Figura 2.1 se presenta la macrolocalización de la planta.

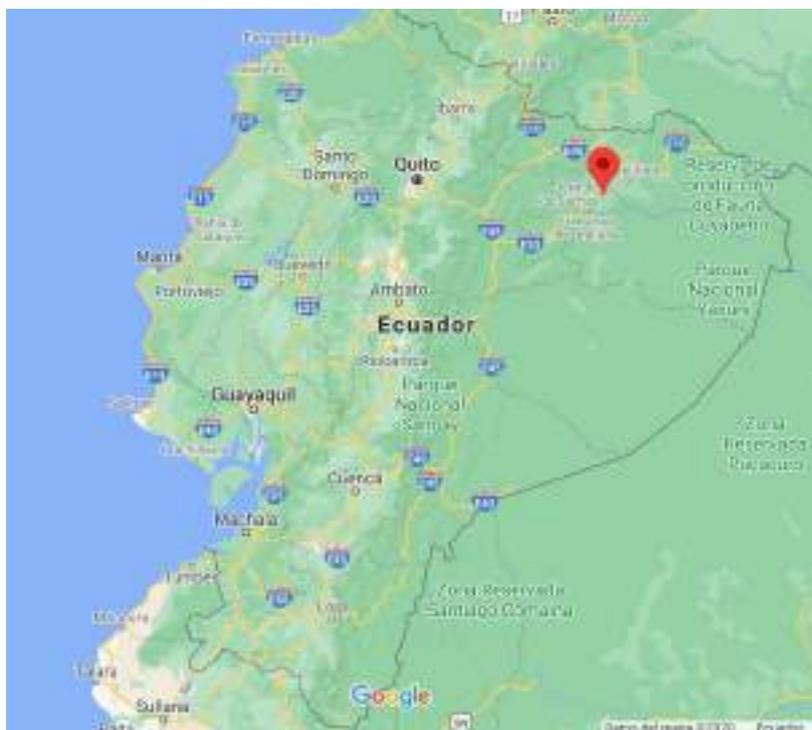


Figura 2.1. Macrolocalización de la planta de metanol
(Google Maps, 2021)

2.1.2. MICROLOCALIZACIÓN

La planta de producción de metanol estará ubicada dentro del campo Sacha Bloque 60, debido a que así se puede obtener el gas natural después de ser extraído junto con el petróleo de los procesos de producción. El flujo de gas se lo recibirá directamente de los separadores existentes en la estación y será dirigido a la planta.

El transporte de gases por lo general es muy costoso y al ubicar la planta en el campo petrolero se economizará la operación y construcción de un gasoducto para el transporte de materia prima desde la extracción de gas asociado hasta la planta. Se presenta la microlocalización en la Figura 2.2, las coordenadas de la ubicación son -0,333844, -76,879871.



Figura 2.2. Microlocalización de la planta de metanol
(Google Maps, 2021)

El campo Sacha delimita al sur con los campos petroleros Culebra-Yulebra; al norte con Palo Rojo, Ron, Eno y Vista; al este con los campos Mauro Dávalos Cordero

(MDC) y Shushufindi-Aguarico; y al oeste con los campos Pucuna, Huachito y Paraiso (Leiva, 2018, p. 52).

El campo Sacha empezó su producción el 6 de julio de 1972 bajo el cargo de la empresa TEXACO con una producción promedio diaria de 29 269 BPPD (barriles de petróleo por día), en una segunda etapa fue operado por el Consorcio CEPE TEXACO en el año 1989 con una producción de 63 936 BPPD. El campo pasó a ser operado por PETROPRODUCCIÓN y presentó un descenso en la producción para el año 2005, posteriormente en el año 2009 el campo pasa a ser operado por Operaciones Río Napo CEM e incrementa la producción diaria a 75 103 BPPD y finalmente en el 2016 Petroamazonas EP se hace cargo del campo (Leiva, 2018, p. 4; Romero y Gómez, 2010, p. 2).

2.2. PROCESO DE PRODUCCIÓN

La planta estará diseñada en función de la cantidad de materia prima disponible en el campo Sacha que es 15 059 MPCSD (miles de pies cúbicos estándar por día) de gas natural, valor que se obtiene del Resumen Ejecutivo de Operaciones generado por Petroamazonas EP (2020, p.1).

El proceso de manufactura de metanol a base de gas natural constará de cuatro etapas: pre tratamiento del gas natural, reformado para la obtención de gas de síntesis, síntesis de metanol y destilación del producto. En el diseño del proceso productivo, las diferentes secciones empleadas pueden considerarse de forma independiente y su tecnología puede seleccionarse y optimizarse por separado para cada etapa (Aasberg-Petersen, Christensen, Nielsen y Dybkjaer, 2003, pp. 253-254).

El proceso comenzará después de que el gas natural sea extraído junto con el petróleo de los procesos de producción. El flujo de gas se lo recibirá directamente de los separadores existentes en la estación y se lo dirigirá a la planta productora de metanol para dar inicio con las diferentes etapas.

2.2.1. ETAPA DE PRETRATAMIENTO DEL GAS NATURAL

El gas natural presenta una composición que puede cambiar en función del tipo de yacimiento, profundidad y condiciones geológicas del lugar. Inicialmente el gas natural es conocido como gas amargo por contener gases como dióxido de carbono y ácido sulfhídrico, por esta razón, el gas natural debe ser sometido a un tratamiento previo de acondicionamiento y remoción de estas sustancias (Gutiérrez, Sosa, Ruiz, Zapata y Erdmann, 2013, p. 3).

El gas natural asociado proveniente del campo Sacha Bloque 60 se produce con una presión de 481,00 kPa, temperatura de 21,11 °C y con una composición molar que se obtuvo del estudio realizado por Leiva (2018, p. 67) además, la cantidad de ácido sulfhídrico presente en el gas natural asociado se estableció de acuerdo a valores sugeridos por Martínez (2014, p. 109), todos estos datos se presentan resumidos en el Anexo I.

Una vez que el gas natural ingrese a la planta productora de metanol, este pasará por un separador con el propósito de separar el vapor de los componentes líquidos que son arrastrados en la corriente de gas natural asociado (Correa y Cabrera, 2016, p. 30). Una parte del gas ingresará al separador para eliminar los condensados a temperatura y presión de extracción (Morales, Tirado, Cabrera y Mercado, 2005, p. 34); mientras que, otra parte sin tratar se utilizará como combustible en el reformado.

El separador bifásico trabajará a una presión de operación igual a la presión con la que ingresa el gas natural y con un tiempo de retención que se determinará en función de los °API (Coulson y Richardson, 2005, p. 463).

Posteriormente empezará el endulzamiento del gas que ocurrirá en un sistema que se compondrá por una columna absorbidora y una torre de destilación para la regeneración de la amina. Este proceso es utilizado para remover dióxido de carbono y ácido sulfhídrico, gases ácidos que pueden generar problemas en el manejo del gas natural (Gutiérrez et al., 2013, p. 1).

Primero la corriente de gas natural sin condensados entrará en la columna de absorción de relleno, esta columna operará a 481,00 kPa y 21,11 °C con una eficiencia del 97 % en la remoción del ácido sulfhídrico (Correa y Cabrera, 2016, p. 60). El empaque que se utilizará para el proceso de absorción de gases ácidos será del tipo silla ceramic Berl por su gran superficie de contacto, mayor eficiencia, resistencia a la corrosión y menor costo (Coulson y Richardson, 2005, pp. 591-592).

Para remover los contaminantes se trabajará con una solución de DEA (dietanolamina) al 30 % en masa por su versatilidad para operar a diferentes presiones y ser menos costosa (Pino, 2010, p. 36). El gas que será tratado se pondrá en contacto en contracorriente con la solución de amina dentro de la columna de absorción, el gas amargo ingresará por la parte inferior y la solución de amina por la parte superior para que los elementos ácidos del gas sean absorbidos en la solución de amina (Gutiérrez et al., 2013, p. 4).

La solución de amina contaminada por los gases ácidos entrará al sistema de regeneración donde se realizará la recuperación de la amina en una torre de destilación que trabajará con una eficiencia del 95 % y una temperatura de operación de 125,30 °C; los gases ácidos y trazas de hidrocarburos presentes en la corriente líquida se separarán y serán venteados (Jiménez, 2003, p. 150; Martínez, 2014, p. 83).

La amina recuperada se enfriará hasta 20,00 °C para ser recirculada al proceso y se mezclará con una corriente de reposición de la solución de amina para mantener su composición másica. La necesidad de reponer la solución de amina surge del hecho de que se perderá por la cabeza del absorbedor y del regenerador (Correa y Cabrera, 2016, p. 136). Además se implementará una bomba en la tubería de transporte con el fin de mantener la presión que existe en el absorbedor (Gutiérrez et al., 2013, p. 6).

Para terminar la etapa de pretratamiento de gas natural, el gas dulce que se obtendrá de la parte superior del absorbedor se enviará a un proceso de pre-reformado. El objetivo de realizar un pre-reformado es convertir los hidrocarburos

superiores (C_{2+}) presentes en la materia prima en una mezcla de metano, vapor de agua, hidrógeno y óxido de carbono; con este proceso también se eliminará cualquier rastro de azufre que quede remanente en la corriente de alimentación y se evitará de esta forma el envenenamiento de catalizadores aguas abajo del proceso. La reacción de pre-reformado se representa en la Ecuación 2.1 (Aasberg-Petersen, Dybkjaer, Oversen, Schjødt, Sehested y Thomsen, 2011, p. 432).



El reactor de pre-reformado se diseñará como un reactor adiabático de lecho fijo que utiliza catalizador de níquel altamente activo. El gas natural endulzado reaccionará a una temperatura entre 350,00 – 500,00 °C, la reacción general es ligeramente endotérmica y dará como resultado un gas libre de hidrocarburos superiores (Aasberg-Petersen et al., 2011, p. 432). El vapor que se utilizará para el pre-reformado y reformado será vapor sobrecalentado a 600,00 °C y 477,80 kPa que se generará en una caldera (Mamani, 2018, p. 65).

2.2.2. ETAPA DE REFORMADO CON VAPOR

La corriente de gas natural que ha sido tratada entrará en el proceso principal de la planta, que es el reformado. La tecnología que se empleará para reformar el gas natural en la planta será el reformado con vapor (SMR), esta opción resulta la más adecuada según la cantidad de gas natural que se procesará. El reformado con vapor es la conversión de hidrocarburos en una unión de metano, dióxido de carbono, monóxido de carbono, hidrógeno y vapor conocido como gas de síntesis (Dybkjaer y Aasberg-Petersen, 2016, p. 607).

El reformado se llevará a cabo por dos reacciones fuertemente endotérmicas, la de reformado propiamente dicha y la de intercambio agua-gas. Al reaccionar el gas natural con vapor de agua se producirá hidrógeno y como subproducto una mezcla gaseosa de monóxido de carbono y dióxido de carbono en un alto porcentaje. En

la primera reacción el gas natural se convertirá netamente en monóxido de carbono e hidrógeno como se muestra en la Ecuación 2.2 (Sosa y Fushimi, 2006, p. 21)



En la reacción secundaria el monóxido de carbono se convertirá en dióxido de carbono con una producción extra de hidrógeno con ayuda de un catalizador, esto es representado por la Ecuación 2.3 (Sosa y Fushimi, 2006, p. 21).



El reformador que se utilizará es de tipo tubular, este reformador será un calentador de combustión con tubos llenos de catalizador a base de níquel en un portador cerámico colocado en la sección radiante del calentador que operará a una temperatura entre 800,00 y 1 000,00 °C, y a una presión en el rango de 20 a 30 bar (Blumberg et al., 2019, p. 2). El calor para las reacciones de reformado se suministrará por quemadores ubicados en la parte superior del horno que usarán parte de gas natural como combustible y aire (Dybkjaer y Aasberg-Petersen, 2016, p. 607).

Finalmente el gas de síntesis obtenido saldrá del reformador y será comprimido a 66,75 bar y se enfriará a 250,00 °C en un intercambiador de calor (Pellegrini, Soave, Gamba y Langé, 2011, p. 4893).

2.2.3. ETAPA DE SÍNTESIS DE METANOL

El gas de síntesis comprimido y enfriado ingresará al reactor para dar lugar a la conversión del gas en metanol. El hidrógeno y óxidos de carbono reaccionarán entre sí para producir metanol acompañado de una pequeña cantidad de agua, gases disueltos y trazas de subproductos como se describe en las reacciones exotérmicas representadas por las Ecuaciones 2.4, 2.5 y 2.6 (Chen et al., 2011, p. 818).



Para favorecer la reacción de formación de metanol, se utilizará un catalizador de CuO/ZnO/Al₂O₃ que produce un 40 % de conversión (Ertl, Knözinger, Schüt y Weitkamp, 2008, p. 2922; Pellegrini et al., 2011, p. 4893).

El reactor utilizado será un reactor adiabático tubular acoplado con una camisa de enfriamiento, semejante a un intercambiador de calor de tubos y coraza. El catalizador que se utilizará se empaquetará en tubos verticales colocados en una carcasa a través de la cual fluirá agua para eliminar el calor producido por las reacciones exotérmicas y generar vapor (Chen et al., 2011, p. 818), el vapor que absorberá el calor producido ingresará al reactor a 250,00 °C y 202,60 kPa para conservar la temperatura de operación máxima del catalizador y no desactivarlo (Luyben, 2001, p. 5775; Chen et al., 2011, p. 819).

Para incrementar la conversión de las reacciones, la unidad funcionará con un reciclo de gas de síntesis no convertido en el reactor, el mismo que operará a 250,00 °C y presión de 6 675,00 kPa (Chen et al., 2011, p. 819; Lemonidou, Valla y Vasalos, 2003, p. 386).

2.2.4. ETAPA DE PURIFICACIÓN DEL PRODUCTO

La corriente de producto que saldrá del reactor de síntesis se enfriará hasta alcanzar los 25,00 °C en un intercambiador de calor con el objetivo de condensar los productos obtenidos. Esta corriente ingresará a un separador gas-líquido que operará a 101,30 kPa (Lemonidou et al., 2003, pp. 386-387), donde el gas de síntesis sin reaccionar se separará del metanol, una parte del gas de síntesis no reaccionado será comprimido nuevamente a 6 675,00 kPa y recirculado al reactor,

mientras que un 12 % de la corriente se purgará con el fin de mantener los gases inertes en fracciones bajas (Li, Hong, Jin y Cai, 2010, p. 2847; Pellegrini et al., 2011, p. 4893).

Por último, se realizará la purificación del metanol crudo en una torre de destilación de platos. La solución de metanol-agua se calentará a temperatura de burbuja de 81,05 °C por medio de un intercambiador de calor con el objetivo de beneficiar la destilación del producto (Martínez y Rus, 2004, p. 358).

La destilación fraccionada utilizará vapor como fluido de arrastre y contará con platos perforados en su interior (Martínez y Rus, 2004, p. 237), la presión de operación de la columna de destilación será de 101,30 kPa (Dortmund Data Bank Software y Separation Technology, 2017).

Después de pasar el producto por este proceso se tendrá 24 330,75 kg/h de metanol al 97 % en masa y el agua que se recuperará por el fondo con una pureza de 98 %; finalmente, el metanol será enviado a tanques para su almacenamiento y distribución (Mamani, 2018, p. 81). Con esta cantidad se logrará cubrir la demanda completa del Ecuador y se dejará un excedente para realizar exportaciones.

3. BASES Y CRITERIOS DE DISEÑO DE LOS EQUIPOS

En el presente capítulo se detallan los diferentes criterios que se aplicaron en el diseño de la planta de obtención de metanol a partir de gas natural proveniente del campo Sacha, Bloque 60. Para establecer estos criterios se utilizaron normas, reglamentos y libros, que permitieron el correcto diseño y dimensionamiento de los equipos implicados en el proceso de producción.

3.1. SEPARADOR BIFÁSICO

Para las condiciones de operación del separador vapor-líquido se consideraron los requerimientos para lograr una separación eficiente en los dos equipos a utilizar (Coulson y Richardson, 2005, p. 463).

El diseño de los separadores bifásicos que se usaron en la zona de pre-tratamiento y en la zona de purificación del producto obtenido en la planta de metanol, se basó en la Norma API 12J “*Specification for Oil and Gas Separators*” (American Petroleum Institute, 2008).

La velocidad superficial máxima admisible del gas en la unidad de separación secundaria, se calculó por medio de la Ecuación 3.1 a las condiciones de operación (American Petroleum Institute, 2008, p. 13).

$$V_a = K \times \sqrt{\frac{d_L - d_g}{d_g}} \quad [3.1]$$

Donde:

V_a : velocidad superficial máxima admisible en la unidad de separación secundaria (ft/s)

d_L : densidad del líquido a las condiciones de operación (lb/ft³)

d_G : densidad del gas a las condiciones de operación (lb/ft³)

K : Constante. Depende de las condiciones de diseño y operación (ft/s)

Para determinar la constante K se utilizaron los datos presentes en la norma API 12J los cuales se detallan en la Tabla 3.1 (American Petroleum Institute, 2008, p.13).

Tabla 3.1. Constante K para determinar la velocidad máxima superficial

Separador	Altura (ft)	Constante K (ft/s)
Vertical	5	0,12 a 0,24
	10	0,18 a 0,35
Horizontal	10	0,40 a 0,50
	Otras alturas	$0,40 \text{ a } 0,50 \times (L/10)^{0,56}$
Esférico	Todas	0,20 a 0,35

(American Petroleum Institute, 2008, p. 13)

Se calculó el área mínima del flujo mediante la Ecuación 3.2 (American Petroleum Institute, 2008, p. 17).

$$A_{min} = \frac{Q_g}{v_a} \quad [3.2]$$

Donde:

A_{min} : área mínima (ft²)

Q_g : caudal del gas (ft³/s)

Con el valor de área mínima calculado, se procedió a calcular el diámetro mínimo del separador por medio de la Ecuación 3.3 (American Petroleum Institute, 2008, p. 17) y se trabajó con un factor de seguridad del 9 % aplicado en el cálculo del diámetro del separador (Couper, Penney, Fair y Walas, 2012, p. 6).

$$D_{min} = 12 \times \left(\sqrt{\frac{A_{min} \times 4}{\pi}} \right) \quad [3.3]$$

Donde:

D_{min} : diámetro mínimo del separador (in)

A_{min} : área mínima del flujo de gas (ft²)

Se verificó la relación altura-diámetro (H/D) típica para separadores bifásicos verticales que es de 2 a 4 y se consideró un nivel normal de líquido en el tanque del 30 % (Gas Processors Suppliers Association, 2004, p. 7.6; American Petroleum Institute, 2008, p. 17).

El volumen de líquido contenido en el separador vertical excluyendo el casquete del fondo se calculó por medio de la Ecuación 3.4 (American Petroleum Institute, 2008, p. 14).

$$V_L = \frac{D_{min2}^2 \times \pi}{4} \times \frac{H \times N_L}{144 \times 5,615} \quad [3.4]$$

Donde:

- V_L: volumen de líquido contenido en el recipiente (bbl)
- D_{min2}: diámetro mínimo aplicado el factor de seguridad (in)
- H: altura del separador (ft)
- N_L: nivel normal del líquido (%)

El nivel del líquido en el separador bifásico se encontró con la Ecuación 3.5 (Coulson y Richardson, 2005, p. 462).

$$h_L = H \times N_L \quad [3.5]$$

Donde:

- h_L: nivel del líquido (ft)

Finalmente se encontró la capacidad del líquido del separador con base en la Ecuación 3.6 (American Petroleum Institute, 2008, p. 14).

$$W = \frac{1\,440 \times V_L}{t_{ret}} \quad [3.6]$$

Donde:

- W: capacidad del líquido (bbl/día)

t_{ret} : tiempo de residencia (min)

El tiempo de residencia en separadores se encontró en función de la densidad (°API) del líquido separado, estos tiempos se encuentran detallados en el Anexo II (American Petroleum Institute, 2008, p. 14).

3.2. TORRE DE ABSORCIÓN

Para el diseño del absorbedor de gases ácidos, se consideró como presión y temperatura de operación a la presión y temperatura de la corriente de gas que entra al equipo.

Un factor importante a considerar en el diseño fue el porcentaje de inundación de la columna que se determinó con la Ecuación 3.7 (Sinnott y Towler, 2013, p. 901).

$$\% \text{ Inundación} = \left[\frac{K_4 \text{ diseño}}{K_4 \text{ inun}} \right]^{\frac{1}{2}} \quad [3.7]$$

Donde:

$K_4 \text{ diseño}$: parámetro de la correlación de caída de presión entre corrientes de gas y líquido

$K_4 \text{ inun}$: parámetro de relación óptima de presión de la columna

Se calculó la velocidad másica del gas por unidad de área con la Ecuación 3.8, fue importante conocer las propiedades de los fluido a separar (Sinnott y Towler, 2013, p. 904).

$$K_4 \text{ diseño} = \frac{13,1 \times V^2 \times F_P \times \left(\frac{\mu_L}{d_L} \right)^{0,1}}{d_v \times (d_L - d_v)} \quad [3.8]$$

Donde:

V: velocidad másica del gas por unidad de área ($\text{kg/m}^2\text{s}$)

- F_P : factor de empaque, depende del tipo y tamaño de empaque (m^{-1})
 μ_L : viscosidad del líquido ($N \cdot s/m^2$)
 d_v : densidad del gas amargo (kg/m^3)
 d_L : densidad de la solución de DEA (kg/m^3)

Una vez que se obtuvo el flujo másico de gas por unidad de área se utilizó la Ecuación 3.9 para encontrar el área de la sección transversal de la columna de absorción (Sinnott y Towler, 2013, p. 907).

$$A_T = \frac{V'}{v} \quad [3.9]$$

Donde:

- A_T : Área transversal de la torre (m^2)
 V' : Flujo másico del gas (kg/s)

El diámetro de la columna se calculó con la Ecuación 3.10 (Sinnott y Towler, 2013, p. 907) y se consideró un factor de seguridad para columnas empacadas de 15 % aplicado al diámetro del absorbedor (Couper et al., 2012, p. 6).

$$A_T = \frac{\pi}{4} \times (D_C)^2 \quad [3.10]$$

Donde:

- D_C : diámetro de la columna (m)

La altura total de la torre de absorción se encontró por el método de cálculo del número de unidades de transferencia que se presenta en la Ecuación 3.11 (Sinnott y Towler, 2013, p. 894).

$$Z = H_{OG} \times N_{OG} \quad [3.11]$$

Donde:

- Z : altura total de la columna (m)

H_{OG} : altura de la unidad de transferencia en fase gaseosa (m)
 N_{OG} : número de unidades de transferencia en fase gaseosa

Si la alimentación del disolvente no contiene soluto y, la recta de operación y la curva de equilibrio del sistema son rectas, es decir, el gas a separar se encuentra diluido en la corriente de entrada, en este caso las unidades de transferencia se puede calcular por la Ecuación 3.12 (Sinnott y Towler, 2013, p. 895).

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \left(\frac{m \times G_m}{L_m}\right)} \times \ln \left[\left(1 - \frac{m \times G_m}{L_m}\right) \times \frac{y_1}{y_2} + \frac{m \times G_m}{L_m} \right] \quad [3.12]$$

Donde:

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

y_1, y_2 : fracción molar del soluto en la entrada y salida de la columna

Para que la solución sea considerada diluida, la concentración del soluto con el que se trabajó debe ser inferior al 10 % en masa (Geankoplis, 1998, p. 696).

Al calcular la altura de la unidad de transferencia (H_{OG}) se utilizó la Ecuación 3.13 que se expresó en función de las alturas de las unidades de transferencia de película individual H_G y H_L (Sinnott y Towler, 2013, p. 895).

$$H_{OG} = H_G + m \times \frac{G_m}{L_m} \times H_L \quad [3.13]$$

Donde:

H_G : altura de la unidad de transferencia de película en fase gaseosa (m)

H_L : altura de la unidad de transferencia de película en fase líquida (m)

La altura de las unidades de transferencia de película individual de gas y líquido se calcularon por medio de correlaciones obtenidas por numerosos estudios realizados por Cornell, las cuales se presentan en las Ecuaciones 3.14 y 3.15 (Sinnott y Towler, 2013, p. 899).

$$H_G = \frac{0,011 \times \psi_h \times (Sc)_v^{0,5} \times \left(\frac{D_c}{0,305}\right)^{1,11} \times \left(\frac{Z}{3,05}\right)^{0,33}}{(L \times f_1 \times f_2 \times f_3)^{0,5}} \quad [3.14]$$

$$H_L = 0,305 \times \Phi_h \times (Sc)_L^{0,5} \times K_3 \times \left(\frac{Z}{3,05}\right)^{0,15} \quad [3.15]$$

Donde:

ψ_h : factor de H_G

Φ_h : factor de H_L

$(Sc)_v$: número adimensional de Schmidt en la fase gaseosa

$(Sc)_L$: número adimensional de Schmidt en la fase líquida

D_c : diámetro de la torre (m)

Z : altura de la torre (m)

K_3 : factor de corrección del inundación

L : flujo másico del líquido por unidad de área transversal ($\text{kg}/\text{m}^2\text{s}$)

f_1 : constante de corrección de la viscosidad del líquido

f_2 : constante de corrección de la densidad del líquido

f_3 : constante de corrección de la tensión superficial

3.3. TORRE DE DESTILACIÓN MULTICOMPONENTE

Para diseñar una torre de destilación que va a separar un fluido multicomponente se empleó el método FUG descrito por Fenske-Underwood-Guilliland, con el cual se logró un diseño aproximado de la torre (Castillos, 2011, p.2).

Antes de comenzar con el diseño, se seleccionó entre todos los componentes de la mezcla, dos componentes cuyas concentraciones en el producto representan un buen indicador de la separación conseguida en el destilado. Estos componentes clave al tener diferentes volatilidades se conocieron como componente clave liviano al más volátil y como componente clave pesado al menos volátil, en función de estos componentes se realizó el diseño de la torre de destilación (McCabe, Smith, Harriott, 2007, p. 777).

Con estos componentes identificados se calculó el número mínimo de platos como se presenta en las Ecuaciones 3.16 y 3.17 (McCabe et al., 2007, p. 779).

$$\bar{\alpha}_{ij} = \sqrt[3]{\alpha_{Dij} \times \alpha_{Fij} \times \alpha_{Bij}} \quad [3.16]$$

$$N_{min} = \frac{\ln[(x_{Di}/x_{Bi})/(x_{Dj}/x_{Bj})]}{\ln \bar{\alpha}_{ij}} - 1 \quad [3.17]$$

Donde:

x_{Di} : fracción del componente clave liviano en el destilado

x_{Bi} : fracción del componente clave liviano en el fondo

x_{Dj} : fracción del componente clave pesado en el destilado

x_{Bj} : fracción del componente clave pesado en el fondo

$\bar{\alpha}_{ij}$: volatilidad relativa media

α_{Dij} : volatilidad del clave ligero en función al clave pesado en la destilación

α_{Fij} : volatilidad del clave ligero en función al clave pesado en la alimentación

α_{Bij} : volatilidad del clave ligero en función al clave pesado en los fondos

Se utilizó la Ecuación 3.18 para calcular la relación de reflujo mínimo (R_m) (McCabe et al., 2007, p. 780).

$$\frac{L_{min}}{F} = \frac{\left(\frac{D \times x_{Di}}{F \times x_{Fi}}\right) - \bar{\alpha}_{AB} \left(\frac{D \times x_{Dj}}{F \times x_{Fj}}\right)}{\bar{\alpha}_{AB} - 1} \quad [3.18]$$

Donde:

D: flujo molar del destilado (kgmol/h)

F: flujo molar de la alimentación (kgmol/h)

x_{Fi} : fracción del componente clave liviano en la corriente de alimentación

x_{Fj} : fracción del componente clave pesado en la corriente de alimentación

El reflujo óptimo con el que trabajó la torre se consideró como un 25 % por encima del reflujo mínimo previamente calculado, con este valor se encontró el número de

etapas ideales según la gráfica de correlación de Gilliland que se presenta en la Figura AIV.2 (McCabe et al., 2007, pp. 788, 792).

El diámetro interno de la torre se determinó a partir de la Ecuación 3.19 y la altura de la torre con la Ecuación 3.20 (Jiménez, 2003, p. 151).

$$D_c = \sqrt{\left(\frac{4}{\pi \times \mu \times 3600}\right) \times D \times (R_D + 1) \times (22,2) \times \left(\frac{T_{CV}}{273}\right) \times \left(\frac{1}{P}\right)} \quad [3.19]$$

$$H_c = 0,61 \times \left(\frac{S}{\eta}\right) + 4,27 \quad [3.20]$$

Donde:

- D_c: diámetro interno de la columna (m)
- D: flujo de producto (kgmol/h)
- R_D: relación de reflujo molar
- T_{CV}: temperatura de condensación del vapor (K)
- P: presión de operación de la columna (atm)
- H_c: altura total de la columna de destilación (m)
- S: etapas ideales según el método de McCabe-Thiele
- η: eficiencia de los platos

3.4. REACTOR ADIABÁTICO DE LECHO FIJO

El reactor para el pre-reformado se diseñó como un reactor adiabático de lecho fijo, su temperatura de operación estuvo entre 350 a 500 °C, condición a la que el gas natural endulzado reacciona con vapor de agua (Aasberg-Petersen et al., 2011, p. 432).

Para un sistema heterogéneo fluido-sólido un parámetro importante del diseño del reactor de lecho fijo fue determinar la masa del catalizador sólido que se utilizó para que se lleve a cabo las reacciones, de dicha masa de catalizador depende la velocidad de formación del producto (Fogler, 2008, p. 18).

La masa de la cama de catalizador requerido para la reacción se calculó por medio de la Ecuación 3.21 a partir de la velocidad espacial del fluido que se obtuvo de bibliografía (Fogler, 2008, p. 68).

$$WHSV = \frac{\dot{m}_G}{M_C} \quad [3.21]$$

Donde:

WHSV: velocidad espacial del fluido (kg/h kg_{cat})

\dot{m}_G : flujo másico del gas a la entrada (kg/h)

M_C : masa de catalizador (kg)

Para determinar el volumen de la cama de catalizador se utilizó la densidad media del catalizador como se muestra en la Ecuación 3.22 (Fogler, 2008, p. 68).

$$V_C = \frac{M_C}{d_C} \quad [3.22]$$

Donde:

V_C : volumen del catalizador (m³)

d_C : densidad del catalizador (kg/m³)

Para el diseño del reactor se asumió que su volumen fue igual al volumen del catalizador y una relación longitud diámetro entre 1 a 4, de esta manera se calculó el diámetro y la altura del reactor adiabático con las Ecuaciones 3.23 y 3.24 (Sinnott y Towler, 2013, p. 682).

$$V_C = \frac{\pi}{4} \times D_T^2 \times H \quad [3.23]$$

$$\frac{H}{D_T} = 2,5 \quad [3.24]$$

Donde:

D_T : diámetro de la torre (m)

H: altura de la torre (m)

La caída de presión a través del lecho se calculó con la Ecuación 3.25 conocida como ecuación de Ergun (Fogler, 2008, p. 177).

$$\frac{\Delta P}{L_{LF}} = - \frac{G}{d_g \times g_c \times D_p} \times \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \times \left[\frac{150 \times (1-\varepsilon) \times \mu}{D_p} + 1,75 \times G \right] \quad [3.25]$$

Donde:

P: presión (Pa)

L_{LF}: longitud del lecho (m)

d_g: densidad del gas a la salida del lecho (kg/m³)

g_c: factor de conversión de unidades igual a 1 para el sistema métrico internacional

D_p: diámetro de partículas en el lecho (m)

ε: porosidad del lecho o fracción de vacío

1-ε: volumen de vacío por volumen global del lecho

μ: viscosidad del gas a la salida del lecho (kg/m s)

G: velocidad másica por unidad de área (kg/s m²)

Para finalizar, la carcasa del reactor fue diseñada como un recipiente a presión, para lo cual fue necesario conocer la presión interna de diseño del recipiente que se consideró igual a un 10 % por encima de la presión manométrica de operación (Sinnott y Towler, 2013, p. 576).

Con estos datos se calculó el espesor mínimo de la pared como se muestra en la Ecuación 3.26 (Sinnott y Towler, 2013, p. 576).

$$t = \frac{P_i \times D_i}{2 \times S \times E - 1,2 \times P_i} \quad [3.26]$$

Donde:

t: espesor mínimo requerido (mm)

- P_i: presión interna de diseño (N/mm²)
 D_i: diámetro interno (mm)
 S: presión máxima permitida (N/mm²)
 E: eficiencia de la unión soldada

Se utilizó una tapa de cabeza hemisférica para el diseño adecuado del reactor adiabático, por lo que su grosor se determinó al utilizar la Ecuación 3.27 (Sinnott y Towler, 2013, p. 580).

$$t_{cabeza} = \frac{0,885 \times P_i \times R_{ci}}{S \times E - 0,1 \times P_i} \quad [3.27]$$

Donde:

- R_{ci}: radio de la corona (mm)

3.5. HORNO TUBULAR

En la planta de manufactura de metanol, el equipo clave fue el horno donde ocurre el reformado del gas natural con vapor de agua. El tipo de horno tubular que se seleccionó fue un horno de cabina de tubos verticales, porque en esta posición los tubos soportarán la cantidad de catalizador necesario para las reacciones de reformado.

En el proceso de reformado de gas natural (SMR), la temperatura de operación del horno estará entre 800 y 1 000 °C, y una presión de operación de 20 bar, condiciones necesarias para que las reacciones de reformado con vapor de agua ocurran (Blumberg et al., 2019, p. 2).

Para el dimensionamiento del horno se estableció un 10 % de exceso de aire, cantidad necesaria para conseguir una combustión completa (Baukal, 2001, p. 6), y como combustible se trabajó con una porción del mismo gas natural proveniente del campo Sacha.

Se calculó el flujo de calor que se requiere en el reformador por medio de la Ecuación 3.28, donde se consideraron las entalpías de entrada y salida del flujo a calentar (Baukal, 2001, p. 11).

$$Q_A = m_f \times (H_S - H_E) \quad [3.28]$$

Donde:

Q_A : flujo de calor absorbido en el proceso (kJ/h)

m_f : flujo másico del gas natural que ingresa al horno (kg/h)

H_S y H_E entalpía específica de salida y de entrada del flujo de gas (kJ/kg)

Se determinó el calor liberado por los quemadores por medio de la Ecuación 3.29 para lo cual se consideró una eficiencia térmica del horno del 80 % según Wuithier cuando se trabaja con combustibles gaseosos (1973, p. 1176).

$$Q_L = \frac{Q_A}{Eff} \quad [3.29]$$

Donde:

Q_L : flujo de calor liberado en el proceso (kJ/h)

Eff : eficiencia térmica del horno considerada un 80 %

Se calculó la temperatura de los gases de combustión en la chimenea con la Ecuación 3.30, esta ecuación considera un 2 % de pérdidas por la pared y es usada para combustibles gaseosos (Couper et al., 2012, p. 207).

$$T_{stack} = \left[\frac{0,98 - Eff}{9,25E-05 \times \left(1 + \frac{exaire}{100}\right)^{0,748}} \right]^{1,128} \quad [3.30]$$

Donde:

T_{stack} : temperatura de entrada a la chimenea (°F)

$exaire$: exceso de aire (%)

Eff : eficiencia térmica del horno considerada un 80 %

Se determinó la longitud media del rayo radiante por medio de la Ecuación 3.31, este valor se calculó en función de las dimensiones del horno (Baukal, 2001, p. 12).

$$l = \frac{2}{3} \times \sqrt[3]{V_H} \quad [3.31]$$

Donde:

l : longitud media del rayo radiante (m)

V_H : volumen del horno (m³)

Para encontrar el factor de emisión de la llama (ε_f), se empleó la Figura AVII. 2, después de un proceso iterativo (Wuithier, 1973, p. 1164).

Se calculó el factor global de intercambio de calor por radiación con el uso de la Ecuación 3.32 y la superficie de los refractarios desnudos en la cámara de radiación del horno de tubos verticales por medio de la Ecuación 3.33 (Baukal, 2001, p. 14).

$$F = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_A} + \frac{A}{A+A_R} \times \left(\frac{1}{\varepsilon_f} - 1 \right)} \quad [3.32]$$

$$A_R = A_{T.R} - A \quad [3.33]$$

Donde:

F : factor global de intercambio de calor

ε_A : coeficiente de la absorción del haz tubular

ε_f : factor de emisión de la llama

A : área equivalente de los tubos (m²)

A_R : área de los muros refractarios (m²)

$A_{T.R}$: área total de la zona de radiación (m²)

La fracción de calor absorbido en la sección radiante del horno debe estar entre 70 y 80 % del calor total absorbido (ANCAP, 2018, p. 8), esta fracción se determinó por medio de la Ecuación 3.34 y debió cumplir el criterio (Wuithier, 1973, p. 1159).

$$R = \frac{H_c - H_{GC}}{H_c} \quad [3.34]$$

Donde:

- R: fracción de calor absorbido por los tubos
 H_c: entalpía de combustión (kJ)
 H_{GC}: entalpía de los gases de combustión a la temperatura T_g (kJ)

La razón de transferencia de calor por radiación en el horno se calculó con la Ecuación 3.35 (Wuithier, 1973, p. 1159).

$$TQ_{rad} = \frac{R \times Q_L}{A_{TR}} \quad [3.35]$$

Donde:

- TQ_{rad}: razón de transferencia de calor por radiación (kJ/h m²)
 R×Q_L: flujo de calor absorbido por radiación (kJ/h)
 A_{TR}: área exterior de los tubos (m²)

Por otra parte, para el dimensionamiento de la zona de convección del horno reformador, se calculó el flujo de calor transferido por convección con la Ecuación 3.36 (Wuithier, 1973, p. 1171).

$$Q_{conv} = Q_A - R \times Q_L \quad [3.36]$$

Donde:

- Q_{conv}: flujo de calor transmitido por convección (kJ/h)
 Q_A: flujo de calor total absorbido en el proceso (kJ/h)

Otro de los factores importantes en calcular fue el coeficiente de convección que se determinó por medio de la Ecuación 3.37 (Wuithier, 1973, p. 1171).

$$h_c = 0,018 \times C_p \times \frac{(G_{max})^{\frac{2}{3}} \times \bar{T}^{0,3}}{D^{\frac{1}{3}}} \quad [3.37]$$

Donde:

C_p : calor específico de los gases de combustión (kJ/kg K)

G_{\max} : velocidad másica de los gases alrededor de los tubos (kg/m²h)

D : diámetro exterior de los tubos (m)

\bar{T} : temperatura media de los gases de combustión (K)

Se calculó el resultado de la radiación de los muros con la Ecuación 3.38 (Wuithier, 1973, p. 1171)

$$E_m = 100 \times \frac{h_{rm} \times A_m}{(h_c + h_r + h_{rm}) \times A_t} \quad [3.38]$$

Donde:

E_m : efecto de la radiación de los muros (%)

A_m : área de los muros de la sección de convección (m²)

A_t : área exterior de los tubos (m²)

h_r : coeficiente de radiación de gases (kJ/h m² °C)

h_{rm} : coeficiente de radiación de los muros (kJ/h m² °C)

Para completar el diseño del horno fue importante calcular la pérdida de presión y la altura de la chimenea necesaria para cumplir con los requisitos de contaminación atmosférica por dilución de los gases de combustión (Couper et al., 2012, p. 209).

Con la Ecuación 3.39 se determinó la diferencia entre la presión atmosférica y la presión de la chimenea, conocida como tiro o *Draft* (Couper et al., 2012, p. 209).

$$Draft = 0,0179 \times P_a \times \left(\frac{29}{T_a} - \frac{M}{T_{ag}} \right) \times \Delta h \quad [3.39]$$

Donde:

Draft: diferencia de presión (inH₂O)

P_a : presión atmosférica (inH₂O)

T_a : temperatura ambiente (°F)

T_{ag} : temperatura de los gases de combustión (°F)

Δh : elevación de la chimenea (ft)

La Ecuación 3.40 se utilizó para calcular las pérdidas de presión a la salida de la chimenea (Couper et al., 2012, p. 209).

$$\Delta P_{ex} = 0,003 \times \frac{G^2}{\rho} \quad [3.40]$$

Donde:

ΔP_{ex} : pérdida de presión a la salida de la chimenea (inH₂O)

G: velocidad másica del gas (lb/s ft²)

Finalmente, se calculó las pérdidas de presión a lo largo de la chimenea con la Ecuación 3.41 (Couper et al., 2012, p. 209).

$$\Delta P_f = 0,09 \times \frac{G^2}{\rho \times D_c} \quad [3.41]$$

Donde:

ΔP_f : pérdida de presión por fricción (inH₂O/100 ft)

D_c: diámetro interno chimenea (in)

3.6. REACTOR MULTITUBULAR DE LECHO FIJO

En el reactor multitubular se consideró un reactor basado en la tecnología Lurgi disponible en el mercado. Las condiciones de operación del reactor según el diseño y optimización realizada por Chen et al. (2011) son 250 °C y presión de 66,75 bar (p. 819), además se consideró una conversión de dióxido de carbono en metanol del 40 % (Pellegrini et al., 2011, p. 4893).

Mediante el método que se aplicó para el diseño del reactor se determinó el diámetro óptimo del tubo, la caída de presión del reactor, la cantidad de catalizador, el número de tubos y la temperatura del líquido refrigerante (Luyben, 2001, p. 5775).

Se conoció el perfil de temperaturas a lo largo del reactor enfriado mediante la integración numérica de la Ecuación 3.42 (Luyben, 2001, p. 5776).

$$\frac{dT}{dW} = - \frac{\lambda_{rx} \times r - 4 \times U \times \frac{(T - T_c)}{(d_{cat} \times D_{tub})}}{\sum(\overline{Cp}_{reactivos} \times F_{reactivos}) + \sum(\overline{Cp}_{productos} \times F_{productos})} \quad [3.42]$$

Donde:

- dW: diferencial del peso del catalizador (kg)
- dT: diferencial de la temperatura (K)
- λ_{rx} : entalpía de reacción a las condiciones de operación (kJ/kgmol)
- r: tasa de obtención del producto (kgmol/s)
- D_{tub}: diámetro del tubo (m)
- U: coeficiente global de transferencia de calor en el reactor (kJ/s m² K)
- T: temperatura de salida del reactor (K)
- T_c: temperatura del refrigerante (K)
- F: flujo molar de los compuestos (kgmol/s)
- d_{cat}: densidad del catalizador (kg/m³)
- \overline{Cp} : capacidad calorífica media de los compuestos (kJ/kgmol K)

Se aplicó la Ecuación 3.43 para calcular el coeficiente global de transferencia de calor para el reactor (Luyben, 2001, p. 5781).

$$U = 0,01545 + \frac{0,6885E-06}{D_p} \times Re \quad [3.43]$$

Donde:

- U: coeficiente global de transferencia de calor (kJ/s m² K)
- D_p: diámetro de partícula (m)
- Re: número adimensional de Reynolds

Con la Ecuación de Ergun se determinó la velocidad superficial del fluido, como se describe en la Ecuación 3.44, la caída de presión debe ser máximo de 0,6 bar que es el criterio adecuado para reactores multitubulares (Luyben, 2001, p. 5777).

$$V = \sqrt{\frac{D_p \times (\Delta P_R) E + 0.5}{f \times L_{tub} \times d_G}} \quad [3.44]$$

Donde:

- V: velocidad superficial (m/s)
 D_p : longitud de la partícula (m)
 ΔP_R : caída de presión por los tubos (bar)
 f : factor de fricción para el reactor multitubular
 L_{tub} : longitud del tubo (m)
 d_G : densidad del gas (kg/m³)

Después, el flujo de gas que circuló por cada tubo se encontró con la Ecuación 3.45 (Luyben, 2001, p. 5777).

$$F_{tub} = V \times \left(\frac{\pi \times D_{tub}^2}{4} \right) \times \frac{d_G}{M_w} \quad [3.45]$$

Donde:

- F_{tub} : flujo molar por tubo (kgmol/s)
 M_w : peso molecular (kg/kgmol)

Para encontrar el número de tubos necesarios se aplicó la Ecuación 3.46 (Luyben, 2001, p. 5777).

$$N_{tub} = \frac{F_{in}}{F_{tub}} \quad [3.46]$$

Donde:

- N_{tub} : cantidad de tubos
 F_{in} : flujo de entrada del gas (kgmol/s)

Se calculó la masa del catalizador en cada tubo y el área total de transferencia de calor por las paredes del tubo con las Ecuaciones 3.47 y 3.48 respectivamente (Luyben, 2001, p. 5777).

$$W_{tub} = \left(\frac{\pi \times D_{tub}^2}{4} \right) \times L_{tub} \times d_{cat} \quad [3.47]$$

$$A_R = \pi \times D_{tub} \times L_{tub} \times N_{tub} \quad [3.48]$$

Donde:

W_{tub} : masa del catalizador en cada tubo (kg)

A_r : área de transferencia de calor (m²)

La cantidad de catalizador que se necesitó para que las reacciones de obtención de metanol ocurran, se encontró con la Ecuación 3.49 (Luyben, 2001, p. 5781).

$$W_{cat} = W_{tub} \times N_{tub} \quad [3.49]$$

Donde:

W_{cat} : masa total del catalizador (kg)

3.7. TORRE DE DESTILACIÓN

Para la purificación del metanol, se utilizó una destilación fraccionada, con vapor como fluido de arrastre y platos perforados como relleno. La torre operó a una presión de operación de 101,30 kPa (Dortmund Data Bank Software y Separation Technology, 2017), y la solución de metanol-agua ingresó a la temperatura de burbuja de 81,05 °C (Martínez y Rus, 2004, p. 358).

Para diseñar la torre se utilizaron los valores de equilibrio vapor-líquido del sistema metanol-agua que presentó Khoshandam (2016) en su trabajo, estos datos se emplearon para graficar la curva de equilibrio.

Con ayuda de la gráfica de la curva de equilibrio y la recta de alimentación del sistema, se encontró el reflujo mínimo con la Ecuación 3.50 (McCabe et al., 2007, p. 722).

$$R_{min} = \frac{x_D - y'}{y' - x'} \quad [3.50]$$

Donde:

R_{min} : reflujo mínimo

x_D : fracción molar de producto destilado

x' , y' : coordenadas de intersección de la línea de alimentación con la curva de equilibrio

La relación óptima de reflujo para la columna de destilación se calculó con la Ecuación 3.51 (Treybal, 2007, p. 458).

$$R_D = 1,5 \times R_{min} \quad [3.51]$$

Donde:

R_D : relación óptima de reflujo

Para encontrar la cantidad de platos necesarios para lograr una diferencia de concentración definida, se utilizó la construcción por paso del método de McCabe-Thiele, en el cual se representó gráficamente la recta de operación de la sección de rectificación (ROE) y la recta de operación de la sección de agotamiento (ROA) de manera contigua con la curva de equilibrio del sistema (McCabe et al., 2007, p. 705).

Para graficar la línea de operación de la sección de rectificación (ROE) se utilizó la Ecuación 3.52 en función de las fracciones molares del líquido a separar (McCabe et al., 2007, p. 706).

$$y_{n+1} = \frac{R_D}{R_D+1} x_n + \frac{x_D}{R_D+1} \quad [3.52]$$

Donde:

y_{n+1} : fracción molar del vapor en la zona de rectificación

x_n : fracción molar del líquido en la zona de rectificación

Para graficar la recta de operación de la sección de agotamiento (ROA) se empleó la Ecuación 3.53 (McCabe et al., 2007, p. 706).

$$y_{m+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{L}-W} x_m - \frac{W \times x_w}{\bar{L}-W} \quad [3.53]$$

Donde:

y_{m+1} : fracción molar del vapor en la zona de agotamiento

x_B : fracción molar del líquido en la zona de agotamiento

W : flujo molar de los fondos (kgmol/h)

\bar{L} : velocidad total del reflujo en la zona de agotamiento (kgmol/h)

Con la gráfica construida se pudo obtener la cantidad de platos de la torre y la ubicación del plato de alimentación (McCabe et al., 2007, p. 706).

La torre de destilación está compuesta de un condensador por la parte superior y de un hervidor en la parte inferior. Con la Ecuación 3.54 se determinó la cantidad de vapor de agua saturado que se requiere en el hervidor (McCabe et al., 2007, p. 715).

$$\dot{m}_V = \frac{\bar{V} \times \lambda_M}{\lambda_V} \quad [3.54]$$

Donde:

\dot{m}_V : consumo de vapor de agua (kg/h)

\bar{V} : flujo molar de vapor del hervidor (kgmol/h)

λ_M : calor latente molar de ebullición de la mezcla (kJ/kgmol)

λ_V : calor latente específico de ebullición del agua (kJ/kg)

Con la Ecuación 3.55 se calculó el requerimiento de agua de enfriamiento que se utilizó en el condensador de la torre. Esta ecuación es empleada cuando el condensado no es subenfriado (McCabe et al., 2007, p. 715).

$$\dot{m}_W = \frac{V \times \lambda_M}{c_{p_w} \times (T_2 - T_1)} \quad [3.55]$$

Donde:

\dot{m}_W : flujo de agua consumida (kg/h)

T_2-T_1 : aumento de la temperatura del agua fría (°C)

V : flujo molar de vapor en la sección de rectificación (kgmol/h)

C_{pw} : capacidad calorífica del agua (kJ/kg°C)

Se realizó el cálculo del diámetro interno y la altura total de la columna por el mismo procedimiento que en la columna de destilación multicomponente, tal como se explica en la Sección 3.3.

3.8. TANQUE DE ALMACENAMIENTO

Para diseñar los tanques se aplicaron los criterios de la Norma API 650 "*Welded Tanks for Oil Storage*" que son: (American Petroleum Institute, 2007, p. B.1).

- Si el volumen de operación (V_{op}) $\geq 10\ 000$ bbl, el volumen nominal del tanque (V_{nom}) se calcula como V_{op} dividido para 0,90.
- Si $2\ 000$ bbl $< V_{op} < 10\ 000$ bbl, el volumen nominal del tanque (V_{nom}) se calcula como V_{op} dividido para 0,85.
- Si $V_{op} < 1\ 000$ bbl, el volumen nominal del tanque (V_{nom}) se calcula como si fuera el V_{op} y se le suma 4 ft de altura al tanque.
- Si el $V_{nom} > 10\ 000$ bbl, se considera una altura menor al diámetro interno.
- Si el $V_{nom} < 10\ 000$ bbl, se considera una altura mayor al diámetro interno.
- Si el $V_{nom} > 10\ 000$ bbl, el volumen se aproxima de 1 000 en 1 000 unidades.
- Si $1\ 000 < V_{nom} < 10\ 000$ bbl el volumen se redondea de 100 en 100 unidades.

Al tomar en cuenta estas consideraciones, el caudal de diseño se determinó mediante la Ecuación 3.56 y el volumen de operación de los tanques de almacenamiento, se determinaron con la Ecuación 3.57 (American Petroleum Institute, 2007, p. B.1). El tiempo que permaneció el fluido en el tanque se consideró según la producción diaria de metanol y se trabajó con un factor de seguridad para

el diseño del tanque de 10 % según lo recomendado por la norma API 650 (American Petroleum Institute, 2007, p. B.1).

$$Q_{diseño} = Q_{op} \times \left(1 + \frac{f}{100}\right) \quad [3.56]$$

Donde:

Q_{op} : caudal de operación (m^3/h)

$Q_{diseño}$: caudal de diseño (m^3/h)

f: factor de seguridad

$$V_{op} = Q_{diseño} \times t_c \quad [3.57]$$

Donde:

V_{op} : volumen de operación (m^3)

t_c : tiempo de contingencia (h)

El grosor del equipo se calculó con la Ecuación 3.58 (Sinnott y Towler, 2013, p. 580).

$$t_t = \frac{\rho_L \times H_L \times g}{2 \times S \times E} \times \frac{D_i}{1000} \quad [3.58]$$

Donde:

t_t : espesor requerido de la pared (mm)

ρ_L : densidad del líquido almacenado (kg/m^3)

H_L : altura ocupada por el fluido contenido (m)

g: aceleración de la gravedad (m/s^2)

D_i : diámetro interno del tanque (m)

S: tensión permisible según el material (N/mm^2)

E: eficiencia de la soldadura

Para el tanque de almacenamiento del producto obtenido se consideró un techo flotante por la presión de vapor del metanol, se consideró una tapa plana y para el

diseño del espesor de esta tapa se empleó la Ecuación 3.59 (Sinnott y Towler, 2013, p. 580).

$$t_p = D_e \times \sqrt{\frac{C \times P_i}{S \times E}} \quad [3.59]$$

Donde:

- t_p : espesor de la tapa plana (mm)
- D_e : diámetro nominal de la tapa (mm)
- P_i : presión de vapor del metanol (N/mm²)
- S : tensión máximo permitido (N/mm²)
- E : eficiencia de la soldadura
- C : constante de cada tipo de tapa

3.9. INTERCAMBIADORES DE CALOR

Para dimensionar los diferentes intercambiadores de calor que se utilizaron en el proceso de producción, se consideraron los siguientes parámetros (Incropera, DeWitt, Bergman y Lavine, 2011, p. 706).

- Flujo volumétrico del fluido que se desea calentar o enfriar.
- Ubicación de los fluidos.
- Temperaturas máximas que se desea alcanzar por el lado de los tubos y coraza.
- Velocidad de los fluidos en los tubos y la coraza.
- Operación a contracorriente.

Por medio de un balance total de energía en el intercambiador, se determinó el flujo de calor transferido con el empleo de la Ecuación 3.60 (Incropera et al., 2011, p. 711).

$$\dot{Q} = \dot{m}_c \times C p_c \times (T_{ce} - T_{cs}) = \dot{m}_f \times C p_f \times (T_{fs} - T_{fe}) \quad [3.60]$$

Donde:

- \dot{Q} : flujo calórico transferido (kJ/h)
 \dot{m}_c y \dot{m}_f : flujo másico del fluido caliente y del fluido frío (kg/h)
 C_{pc} y C_{pf} : capacidad calorífica del fluido caliente y del fluido frío (kJ/kg °C)
 T_{ce} y T_{fe} : temperatura caliente y fría de entrada (°C)
 T_{cs} y T_{fs} : temperatura caliente y fría de salida (°C)

La eficiencia de la transferencia de energía en un intercambiador se determinó con la Ecuación 3.61 en función de la capacidad térmica de los fluidos (Incropera et al., 2011, p. 722).

$$\varepsilon_{int} = \frac{Q_{real}}{Q_{max}} = \frac{C_f \times (T_{fs} - T_{fe})}{C_{min} \times (T_{ce} - T_{fe})} = \frac{C_c \times (T_{ce} - T_{cs})}{C_{min} \times (T_{ce} - T_{fe})} \quad [3.61]$$

Donde:

- ε_{int} : eficiencia del intercambiador
 Q_{real} : flujo calórico real (kJ/h)
 Q_{max} : flujo calórico máximo (kJ/h)
 C_f : capacidad térmica del fluido frío (kJ/h °C)
 C_c : capacidad térmica del fluido caliente (kJ/h °C)
 C_{min} : capacidad térmica mínima (kJ/h °C)

La velocidad del fluido, tanto por el lado de los tubos como por el lado de la coraza deben cumplir rangos permisibles de velocidad, con base en estos criterios se determinó el área de flujo por la coraza al utilizar la Ecuación 3.62 (Kern, 1999, p. 171).

$$A_s = \frac{D_i \times B \times C}{P_t} \times \frac{1}{n} \quad [3.62]$$

Donde:

- A_s : área de flujo por la coraza (in²)
 D_i : diámetro interior de la coraza (in)
 B : espaciamiento entre los deflectores (in)

- C: paso de los tubos (in)
 Pt: espaciamiento entre tubos (in)
 n: número de tubos

El área total de transferencia que permitió cumplir el criterio de velocidad por la sección transversal de los tubos se calculó con la Ecuación 3.63, el área de transferencia se seleccionó en función de los diferentes diámetros nominales de tubería (Kern, 1999, p. 174).

$$A_T = A_{ft} \times \frac{n}{\eta} \quad [3.63]$$

Donde:

- A_T : área de transferencia de calor (in²)
 A_{ft} : área de flujo por tubo (in²)
 η : pasos por los tubos

Un criterio para la selección de la configuración de número de pasos por la coraza y por los tubos de un intercambiador de calor fue encontrar el factor de traspaso por medio de la gráfica presentada en la Figura AXI.1 (Incropera et al., 2011, p. 722).

El coeficiente global de transferencia de calor de operación se encontró por medio de la Ecuación 3.64 en función de la resistencia al ensuciamiento y del coeficiente global de transferencia de calor de diseño que se encontraron en bibliografía (Incropera et al., 2011, p. 717).

$$U_{op} = \frac{1}{\frac{1}{U_D} + Re} \quad [3.64]$$

Donde:

- U_{op} : coeficiente global de transferencia de calor de operación (W/m²K)
 U_D : coeficiente global de diseño de transferencia de calor (W/m²K)
 Re : resistencia al ensuciamiento (W/m²K)⁻¹

3.10. SISTEMA DE TUBERÍAS Y BOMBAS

Previo la selección de la bomba, se estableció los tamaños de la tubería en las zonas de succión y descarga en función del caudal que maneja la bomba para sistemas de distribución de fluidos según la Figura AXII.1 (Mott, 2006, p. 162).

Con los datos de tamaño de tubería se determinó su área transversal y se calculó la velocidad del flujo con la Ecuación 3.65 (Mott, 2006, p. 164).

$$v = \frac{Q}{A_T} \quad [3.65]$$

Donde:

v : velocidad de flujo en la tubería (m/s)

Q : flujo volumétrico (m³/s)

A_T : área transversal de la tubería (m²)

Con la velocidad de flujo se calculó el número adimensional de Reynolds para la sección de succión y descarga mediante la Ecuación 3.66, las propiedades de los fluidos se determinaron a temperatura media (Mott, 2006, p. 230).

$$Re = \frac{v \times \rho \times \phi_{in}}{\mu} \quad [3.66]$$

Donde:

ρ : densidad del fluido (kg/m³)

ϕ_{in} : diámetro interno de la tubería (m)

μ : viscosidad dinámica del fluido (kg/ms)

Con la Ecuación 3.67 se determinó la rugosidad relativa en base material de la tubería y del diámetro (Streeter, Wylie y Bedford, 2000, p. 207).

$$\epsilon' = \frac{\epsilon}{\phi_{in}} \quad [3.67]$$

Donde:

- ϵ' : rugosidad relativa
 ϵ : rugosidad absoluta (m)

Con el cálculo del número de Reynolds y la rugosidad relativa para cada zona de las tuberías, se encontró el factor de fricción de Darcy con ayuda del diagrama de Moody que se presenta en la Figura AXII.2.

La cabeza de pérdidas de energía por fricción en secciones rectilíneas y largas de la tubería tanto para flujo turbulento como laminar, se calculó con la ecuación de Darcy que se representa en la Ecuación 3.68 (Mott, 2006, p. 233).

$$h_f = f_D \times \frac{L}{\phi_{in}} \times \frac{v^2}{2 \times g} \quad [3.68]$$

Donde:

- h_f : cabeza de pérdidas de energía debido a la fricción (m)
 L : longitud de la tubería (m)
 f_D : factor de fricción de Darcy
 g : aceleración de la gravedad (m/s^2)

Por otro lado, las pérdidas menores de energía dependen del paso del fluido por accesorios como codos, expansiones, válvulas, etc. Este valor se calculó con la Ecuación 3.69 (Mott, 2006, p. 281).

$$h_{acc} = K_{acc} \times \frac{v^2}{2 \times g} \quad [3.69]$$

Donde:

- h_{acc} : cabeza de pérdidas de energía debido a los accesorios en la tubería (m)
 K_{acc} : coeficiente de resistencia del accesorio

Se utilizó la ecuación de Bernoulli para calcular la altura generada por la bomba como se indica en la Ecuación 3.70 (Mott, 2006, p. 203).

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2g} + H_B = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2g} + h_f + h_{acc} \quad [3.70]$$

Donde:

- P_1 y P_2 : presión en el punto 1 y 2 del análisis (Pa)
 γ : peso específico del fluido a ser bombeado (N/m³)
 Z_1 y Z_2 : altura en el punto 1 y en el punto 2 con respecto a la referencia (m)
 V_1 y V_2 : velocidad en el punto 1 y en el punto 2 del análisis (m/s)
 H_B : altura de la bomba (m)

Para conocer la potencia total que una bomba agrega al fluido transportado, se utilizó la Ecuación 3.71 (Mott, 2006, p. 207).

$$Pot = H_B \times \gamma \times Q \quad [3.71]$$

Donde:

- Pot: potencia (W)
 Q: flujo volumétrico (m³/s)

3.11. COMPRESOR

La selección de los compresores que se utilizó se basó en el número de etapas requerido para alcanzar la presión de descarga deseada, esto se encontró por medio de la Ecuación 3.72 y los siguientes criterios que se seleccionan según la relación de compresión (Lira, 2007, pp. 27-28).

$$RC = \frac{P_D}{P_S} \quad [3.72]$$

Donde:

- Rc: relación de compresión
 P_D : presión absoluta de descarga (kPa_a)
 P_S : presión absoluta de succión (kPa_a)

Si $R_c > 5$ se usa un compresor de una sola etapa

Si $R_c > 30$ se usa un compresor de dos etapas

Si $R_c > 100$ se usa un compresor de tres etapas

En la industria, la compresión y expansión generalmente son procesos adiabáticos, por lo tanto el trabajo realizado por el equipo se calculó con la Ecuación 3.73 que representa el trabajo adiabático (Sinnott y Towler, 2013, p. 1222).

$$W = \frac{Z \times R \times T_1}{M_w} \times \frac{n}{n-1} \times \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \quad [3.73]$$

Donde:

W: trabajo específico realizado (kJ/kg)

Z: factor de compresibilidad

R: constante universal de los gases (8,314 kJ/kgmol K)

T₁: temperatura de entrada (K)

P₂: presión de salida del compresor (kPa_a)

P₁: presión de entrada del compresor (kPa_a)

M_w: masa molecular del gas (kg/kgmol)

n: coeficiente de expansión adiabática

Para calcular el trabajo real realizado por el compresor, Sinnott y Towler recomiendan una eficiencia del 85 % que se presenta en la Ecuación 3.74 (p. 1227).

$$W_{real} = \frac{W}{0,85} \quad [3.74]$$

Donde:

W_{real}: trabajo real realizado (kJ/kg)

Se empleó la Ecuación 3.75 para determinar la potencia del equipo (Sinnott y Towler, 2013, p. 1227).

$$Pot_{comp} = W \times \dot{m}_{gas} \quad [3.75]$$

Donde:

Pot_{comp} : potencia del compresor (W)

\dot{m}_{gas} : flujo másico del gas (kg/h)

Finalmente, se calculó la temperatura de la corriente que sale del compresor por medio de la Ecuación 3.76 (Sinnott y Towler, 2013, p. 1225).

$$T_2 = T_1 \times \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{(\gamma-1)}{\gamma}} \quad [3.76]$$

Donde:

γ : relación de calores específicos

Los resultados del balance de masa de cada equipo se describen por corrientes en la Tabla 4.1 y sus cálculos respectivos se presentan en el Anexo II.

Tabla 4.1. Resultado del balance de masa de la planta de producción de metanol

Equipo	Especificación	Nombre de las corriente	Flujo másico (kg/h)
-	División de la corriente gas natural	G.N. campo Sacha	20 724,44
		G.N. proceso	16 822,56
		G.N. combustible	3 901,88
Separador bifásico (BS-001)	Entrada	G.N. proceso	16 822,56
	Salida	Condensados	25,20
		Gas amargo	16 797,36
Torre de absorción (D-001)	Entrada	Gas amargo	16 797,36
		DEA	18 760,00
	Salida	DEA amarga	19 467,40
		Gas dulce	16 089,96
Torre de destilación multicomponente (D-002)	Entrada	DEA amarga	19 467,40
	Salida	DEA recuperada	18 547,39
		Gases ácidos	920,01
Intercambiador de calor (IQ-001)	Entrada y salida	DEA recuperada	18 547,39
		Agua 1	37 094,77
-	Adición de corriente de agua	DEA recuperada	18 547,39
		Agua reposición	212,61
		DEA	18 760,00
Caldero (IQ-005)	Entrada y salida	Vapor de agua	42 602,17
Reactor adiabático de lecho fijo (R-001)	Entrada	Gas dulce	16 089,96
		Vapor de agua para reformado	42 602,17
	Salida	Gas pre-reformado	58 692,13
Compresor (KT-001)	Entrada y salida	Gas pre-reformado	58 692,13
Horno tubular (F-001)	Entrada	Aire	57 815,79
		G.N. combustible	3 901,88
		Gas pre-reformado	58 692,13
	Salida	Gas de síntesis	58 692,13
		Gases de combustión	61 717,67

Tabla 4.1. Resultado del balance de masa de la planta de producción de metanol (continuación...)

Compresor (KT-002)	Entrada y salida	Gas de síntesis	58 692,13
-	Adición de la corriente recirculada	Gas de síntesis	58 692,13
		Gas síntesis recirculado	53 544,41
		Gas de síntesis total	112 236,54
Intercambiador de calor (IQ-002)	Entrada y salida	Gas de síntesis total	112 236,54
		Agua 2	105 900,00
Reactor multitubular (R-002)	Entrada	Gas de síntesis total	112 236,54
		Agua chaqueta	165 900,00
	Salida	Producto de síntesis	112 236,54
		Agua chaqueta	165 900,00
Intercambiador de calor (IQ-003)	Entrada y salida	Producto de síntesis	112 236,54
		Agua 3	60 000,00
Separador bifásico (BS-002)	Entrada	Producto de síntesis	112 236,54
	Salida	Gas de síntesis recirculado	53 544,41
		Purga	7 644,09
		Solución metanol-agua	51 048,04
Compresor (KT-003)	Entrada y salida	Gas de síntesis recirculado	53 544,41
Intercambiador de calor (IQ-004)	Entrada y salida	Solución metanol-agua	51 048,04
		Agua 3	60 000,00
Torre de destilación (D-003)	Entrada	Solución metanol-agua	51 048,04
	Salida	Agua de destilación	26 717,29
		Metanol	24 330,75

4.2. BALANCE DE ENERGÍA

Se presentan en la Tabla 4.2 los valores de temperatura obtenidos en el balance de energía para los sistemas que generan una variación de temperatura en las corrientes de la planta, los cálculos correspondientes al balance de energía en cada equipo que genera un cambio de temperatura se encuentran detallados en los Anexos II, VIII, XI y XIII,

Tabla 4.2. Resultado del balance de energía en la planta de producción de metanol

Equipo	Especificación	Corriente	Temperatura (°C)
Torre de absorción (D-001)	Entrada	Gas amargo	21,11
		DEA	20,15
	Salida	DEA amarga	35,38
		Gas dulce	25,67
Torre de destilación multicomponente (D-002)	Entrada	DEA amarga	35,38
	Salida	DEA recuperada	125,30
		Gases ácidos	95,00
Intercambiador de calor (IQ-001)	Entrada	DEA recuperada	125,30
		Agua 1	15,00
	Salida	DEA recuperada	20,00
		Agua 1	66,16
-	Adición de corriente de agua	DEA recuperada	20,00
		Agua reposición	25,00
		DEA	20,15
Caldero (IQ-005)	Entrada	Agua a Evaporador	25,00
	Salida	Vapor de agua	600,00
Reactor adiabático de lecho fijo (R-001)	Entrada	Gas dulce	25,67
		Vapor de agua para reformado	600,00
	Salida	Gas pre-reformado	286,70
Compresor (KT-001)	Entrada	Gas pre-reformado	286,70
	Salida	Gas pre-reformado	848,62
Horno tubular (F-001)	Entrada	Aire	25,00
		G.N combustible	21,11
		Gas pre-reformado	848,62
	Salida	Gas de síntesis	1 000,00
		Gases de combustión	310,00
Compresor (KT-002)	Entrada	Gas de síntesis	1 000,00
	Salida	Gas de síntesis	1 398,57
-	Adición de la corriente recirculada	Gas de síntesis	1 398,57
		Gas síntesis recirculado	700,40
		Gas de síntesis total	1 101,00

Tabla 4.2. Resultado del balance de energía en la planta de producción de metanol (continuación...)

Intercambiador de calor (IQ-002)	Entrada	Gas de síntesis total	1 101,00
		Agua 2	25,00
	Salida	Gas de síntesis total	250,00
		Agua 2	341,50
Reactor multitubular (R-002)	Entrada	Gas de síntesis total	250,00
		Agua chaqueta	250,00
	Salida	Producto de síntesis	252,11
		Agua chaqueta	447,16
Intercambiador de calor (IQ-003)	Entrada	Producto de síntesis	239,40
		Agua 3	25,00
	Salida	Producto de síntesis	25,00
		Agua 3	193,50
Compresor (KT-003)	Entrada	Gas de síntesis recirculado	25,00
	Salida	Gas de síntesis recirculado	700,40
Intercambiador de calor (IQ-004)	Entrada	Solución metanol-agua	25,00
		Agua 3	193,50
	Salida	Solución metanol-agua	81,05
		Agua 3	120,60
Torre de destilación (D-003)	Entrada	Solución metanol-agua	81,05
	Salida	Agua de destilación	99,74
		Metanol	67,93

En la Tabla 4.3 se presenta las potencias que requieren equipos como bombas y compresores, estos cálculos se encuentran en los Anexos XI y XIII.

Tabla 4.3. Potencia requerida por bombas y compresores de la planta de obtención de metanol

Equipo	Potencia requerida (kW)
Bomba (P-001)	4,28
Bomba (P-002)	3,72

Tabla 4.3. Potencia requerida por bombas y compresor de la planta de obtención de metanol (continuación...)

Bomba (P-003)	7,95
Bomba (P-004)	15,44
Bomba (P-005)	6,57
Bomba (P-006)	3,75
Bomba (P-007)	1,10
Bomba (P-008)	1,10
Compresor (KT-001)	25 032,10
Compresor (KT-002)	22 552,12
Compresor (KT-003)	41 170,42

En la Tabla 4.4 se resume los flujos de vapor requeridos en los procesos. Estos cálculos se presentan en el Anexo II Sección AII.4, Anexo VIII y Anexo IX.

Tabla 4.4. Flujo de energía y de vapor utilizado en la planta de obtención de metanol

Operación unitaria	Equipo	Flujo energético específico (kJ/kg)	Flujo de vapor (kg/h)
Destilación multicomponente	Condensador	1,42E+07	37 094,77
	Calderín	6,05E+06	6 256,59
Destilación fraccionada	Condensador	6,72E+07	239 479,89
	Calderín	6,72E+07	29 525,16
Síntesis de metanol	Chaqueta del reactor	7,20E+07	165 900,00

4.3. DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

4.3.1. DISEÑO DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

Según el balance de masa, balance de energía y los criterios para el diseño que se detallaron en el Capítulo 3, se diseñaron los equipos requeridos para la producción de metanol. Los cálculos llevados a cabo para el diseño de los mismos se encuentran detallados desde el Anexo III hasta el Anexo X. En la Tabla 4.5 se

presenta el diámetro y altura de tanques, reactores, separadores y torres de destilación.

Tabla 4.5. Diámetro y altura de los equipos de la planta de producción de metanol

Equipo	Diámetro (m)	Altura (m)
Separador bifásico (BS-001)	1,02	3,05
Torre de absorción (D-001)	2,78	18,63
Torre de destilación multicomponente (D-002)	0,85	8,76
Reactor adiabático de lecho fijo (R-001)	2,21	6,15
Reactor multitubular (R-002)	2,80	6,00
Separador bifásico (BS-002)	3,71	11,28
Torre de destilación (D-003)	2,87	11,73
Tanque de metanol (TK-004/005/006)	6,06	12,12
Tanque de agua (TK-001)	8,32	16,64
Tanque de agua (TK-002)	15,10	9,75
Tanque de agua (TK-003)	16,79	12,19

En la Tabla 4.6 se resumen los resultados del diseño de los intercambiadores de calor, estos cálculos se ejemplifican en el Anexo XI.

Tabla 4.6. Dimensiones de los intercambiadores de calor

Equipo	Diámetro coraza (m)	Diámetro externo tubos (m)	Longitud (m)	Número de tubos
Intercambiador de calor (IQ-001)	0,69	2,54E-02	5,49	296
Intercambiador de calor (IQ-002)	1,00	3,17E-02	5,49	425
Intercambiador de calor (IQ-003)	1,55	10,16E-02	5,49	355
Intercambiador de calor (IQ-004)	1,24	1,90E-02	4,88	177

Las dimensiones de las diferentes cámaras que conforman el horno reformador y las dimensiones del caldero que se encuentran en la Tabla 4.7. El dimensionamiento se detalla en el Anexo VII.

Tabla 4.7. Dimensiones de las cámaras del horno y del caldero

Equipo	Cámara/Tipo	Especificación	Dimensión (m)
Horno tubular (F-001)	Cámara de radiación	Altura	12,55
		Longitud	7,35
		Ancho	5,00
	Cámara de convección	Altura	1,60
		Longitud	7,35
		Ancho	2,60
	Chimenea	Altura	18,29
		Diámetro	2,09
	Caldero (IQ-005)	Piro-tubular	Altura
Longitud			9,45
Ancho			4,25

4.3.2. ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

En las hojas de especificaciones de los equipos propuestos se puede encontrar información como: fabricante del equipo, etiqueta utilizada dentro de la planta, material de fabricación, dimensiones, funcionamiento y parámetros de diseño de equipos principales y secundarios. Los equipos y accesorios se seleccionaron de catálogos según su disponibilidad en el mercado y de acuerdo con la información obtenida de los diseños y requerimientos de producción.

Desde la Tabla 4.8 hasta la Tabla 4.23 se detallan las fichas de especificación de los equipos que conforman la planta de obtención de metanol a partir de gas natural asociado, la información de los equipos se obtuvo de fabricantes como IEFSA Ingeniería y Equipos de Filtración (2019), GEA Engineering (2020), Wenlop (2019), SEEPSA (2020), Haldor Topsoe (2021) y Alfa Laval (2021).

Tabla 4.8. Hoja de especificación del separador bifásico

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 1			
Equipo: Separador bifásico			
Fabricante: IEFSA Ingeniería y Equipos de Filtración		Material: Acero inoxidable AISI-304	
		Etiqueta de planta: BS-001	
		Modo de operación: Continuo	
		Número de equipos: 1	
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Diámetro:	1,02 m	Presión de operación:	481,00 kPa
Altura:	3,05 m	Temperatura de operación:	21,11 °C
		Velocidad de sedimentación:	1,22 m/s
		Área mínima de flujo de gas:	0,69 m ²
		Relación altura diámetro:	3,00
		Volumen del líquido:	0,74 m ³
		Capacidad del líquido:	5,56E-03 m ³ /s
		Tiempo de retención:	2,23 min
		Tipo de tapa:	Toriférica
Principio de funcionamiento: El separador tiene la finalidad de separar el gas de los compuestos líquidos condensados que son arrastrados por la corriente de gas natural asociado, de esta forma se tiene gas natural más puro, sin líquidos que puedan generar daños en equipos.			
Esquema:			

Tabla 4.9. Hoja de especificación de la torre de absorción

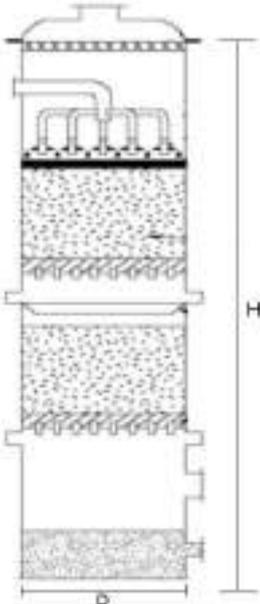
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 2			
Equipo: Torre de absorción			
Fabricante: GEA Engineering		Material: Acero inoxidable AISI-316	
		Etiqueta de planta: D-001	
		Modo de operación: Continuo	
		Número de equipos: 1	
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Diámetro:	2,78 m	Presión de operación:	481,00 kPa
Altura:	18,63 m	Temperatura de operación:	35,38 °C
		Caída de presión:	3,20 kPa
		Porcentaje de inundación:	86,60 %
		Tipo de torre:	Columna de relleno
		Clase de empaque:	Silla ceramic Berl
		Tamaño del empaque:	0,013 m
		Área transversal:	4,59 m ²
		Tipo de tapa:	Toriférica
<p>Principio de funcionamiento: En el absorbedor entra en contacto gas natural con solución de DEA al 30 % en masa contracorriente con el ingreso del gas desde la parte inferior y el líquido desde la parte superior. La amina absorbe los gases ácidos, dióxido de carbono y ácido sulfhídrico y de esta forma se obtiene gas natural dulce.</p>			
<p>Esquema:</p> 			

Tabla 4.10. Hoja de especificación de la torre de destilación multicomponente

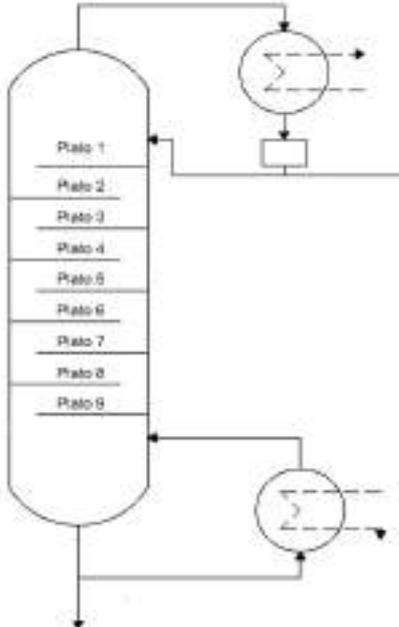
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 3			
Equipo: Torre de destilación multicomponente			
Fabricante: Wenlop		Material: Acero inoxidable AISI-316	
		Etiqueta de planta: D-002	
		Modo de operación: Continuo	
		Número de equipos: 1	
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Diámetro:	0,85 m	Presión de operación:	481,00 kPa
Altura:	8,76 m	Temperatura de operación:	125,30 °C
		Caída de presión:	7,20 kPa
		Reflujo mínimo:	2,46
		Reflujo óptimo:	3,07
		Número total de platos:	9
		Platos sin hervidor y condensador:	7
		Plato de alimentación (desde arriba):	1
		Eficiencia de la columna :	95 %
		Tipo de tapa:	Torisférica
Principio de funcionamiento: La torre de destilación multicomponente se utiliza para regenerar la amina, por medio de una destilación fraccionada separa el dióxido de carbono y ácido sulfhídrico absorbidos en la DEA para que sea recirculada al proceso.			
Esquema:			
			

Tabla 4.11. Hoja de especificación del reactor adiabático de lecho fijo

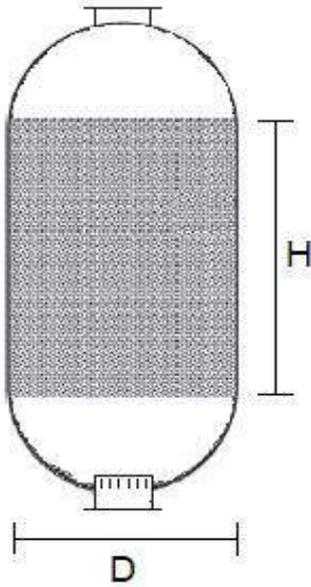
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 4			
Equipo: Reactor adiabático de lecho fijo			
Fabricante: SEEPSA		Material: Acero inoxidable AISI-316	
		Etiqueta de planta: R-001	
		Modo de operación: Continuo	
		Número de equipos: 1	
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Diámetro:	2,21 m	Presión de operación:	478,00 kPa
Altura:	6,15 m	Temperatura de operación:	427,70 °C
		Caída de presión:	374,00 kPa
		Catalizador:	Ni-MgAl ₂ O ₄
		Volumen de catalizador:	21,33 m ³
		Relación altura diámetro:	2,5
		Soporte del lecho:	0,31 m
		Área transversal:	3,85 m ²
		Espesor del cuerpo del reactor:	6,66 mm
		Tipo de tapa:	Toriférica
		Espesor de la tapa:	8,23 mm
<p>Principio de funcionamiento: Al pre-reformador ingresa la corriente de gas natural dulce mezclado con vapor de agua, aquí se convierten los hidrocarburos superiores en una unión de metano, vapor de agua, hidrógeno y óxidos de carbono. El pre-reformador es diseñado como un reactor adiabático de lecho fijo con níquel como catalizador.</p>			
<p>Esquema:</p> 			

Tabla 4.12. Hoja de especificación del horno tubular

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 5			
Equipo: Horno tubular			
Fabricante: HALDOR TOPSOE		Material: Acero inoxidable AISI-316	
		Etiqueta de planta: F-001	
		Modo de operación: Continuo	
		Número de equipos: 1	
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Altura: Longitud: Ancho:	Cámara de radiación	Presión de operación:	2 000,00 kPa
		Temperatura de operación:	1 000,00 °C
		Longitud del tubo:	12,50 m
Altura: Longitud: Ancho:	Cámara de convección	Diámetro externo tubo:	124,80 mm
		Diámetro interno tubo:	110,80 mm
		Separación entre ejes:	193,40 mm
Diámetro: Altura:	Chimenea	N° tubos en la zona de radiación:	76
		N° tubos zona de convección:	104
		Área de refractarios desnudos:	163,61 m ²
		Área de la zona de radiación:	345,50 m ²
		Área de la zona de convección:	183,75 m ²
		Catalizador:	Ni-MgAl ₂ O ₄
Principio de funcionamiento: El horno de combustión tiene tubos llenos de catalizador donde ocurre las reacciones, el calor se suministra por quemadores que utiliza parte del gas natural como combustible con 10 % de exceso de aire. El reformado que se utiliza es un reformado con vapor de agua para convertir el gas natural en gas de síntesis.			
Esquema:			

Tabla 4.13. Hoja de especificación del reactor multitubular

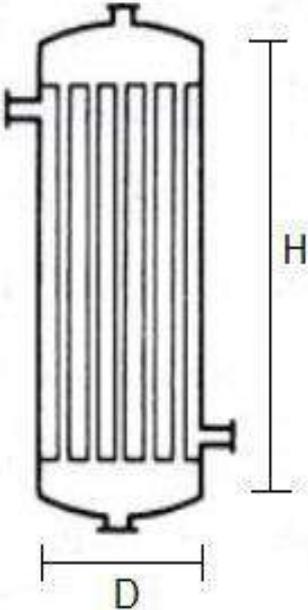
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 6			
Equipo: Reactor multitubular			
Fabricante: SEEPSA		Material: Acero inoxidable AISI-316	
		Etiqueta de planta: R-002	
		Modo de operación: Continuo	
		Número de equipos: 1	
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Diámetro:	2,80 m	Presión de operación:	6 675,00 kPa
Longitud:	6,00 m	Temperatura de operación:	250,00 °C
		Temperatura máxima alcanzada:	252,11 °C
		Caída de presión:	60,00 kPa
		Diámetro del tubo:	0,04 m
		Número de tubos:	2 377
		Separación entre tubos:	0,05 m
		Peso del tubo:	9,80 kg
		Catalizador:	CuO/ZnO/Al ₂ O ₃
		Tipo de tapa:	Hemisférica
Principio de funcionamiento: El reactor multitubular produce metanol a partir del gas de síntesis que ingresa por el lado de los tubos, las reacciones son exotérmicas por lo cual el reactor utiliza una camisa de enfriamiento.			
Esquema:			
			

Tabla 4.14. Hoja de especificación del separador bifásico

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 7			
Equipo: Separador bifásico			
Fabricante: IEFSA Ingeniería y Equipos de Filtración		Material: Acero inoxidable AISI-304	
		Etiqueta de planta: BS-002	
		Modo de operación: Continuo	
		Número de equipos: 1	
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Diámetro:	3,71 m	Presión de operación:	101,30 kPa
Altura:	11,28 m	Temperatura de operación:	25,00 °C
		Velocidad de sedimentación:	5,43 m/s
		Área mínima de flujo de gas:	9,08 m ²
		Relación altura diámetro:	3,00
		Volumen del líquido:	36,49 m ³
		Capacidad del líquido:	0,35 m ³ /s
		Tiempo de retención:	1,73 min
		Tipo de tapa:	Toriférica
Principio de funcionamiento: En el separador se separa el metanol del gas de síntesis sin reaccionar para enviarlos a recirculación hacia el reactor de síntesis, de esta forma se tiene una solución metanol-agua, sin gases.			
Esquema:			

Tabla 4.15. Hoja de especificación de la torre de destilación

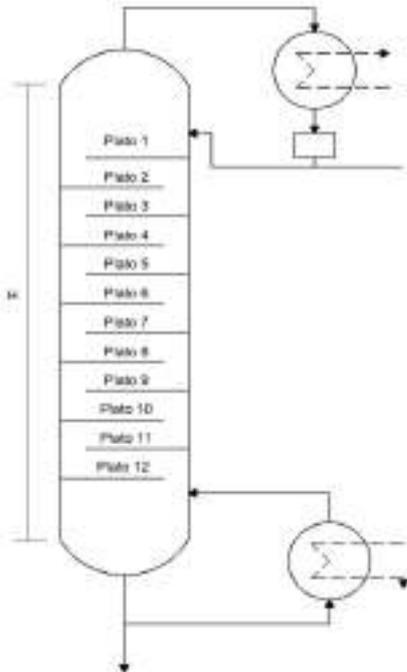
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 8			
Equipo: Torre de destilación			
Fabricante: Wenlop		Material: Acero inoxidable AISI-316	
		Etiqueta de planta: D-003	
		Modo de operación: Continuo	
		Número de equipos: 1	
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Diámetro:	2,87 m	Presión de operación:	101,30 kPa
Altura:	11,73 m	Temperatura de operación:	81,05 °C
		Reflujo mínimo:	0,73
		Reflujo óptimo:	1,09
		Número total de platos:	12
		Platos sin hervidor:	11
		Plato de alimentación:	6
		Eficiencia de la columna :	95 %
		Clase de tapa:	Torisférica
Principio de funcionamiento: La torre de destilación binaria separa la solución de metanol-agua que se obtiene del proceso y purifica el metanol hasta tener un 97 % en masa de pureza.			
Esquema:			
			

Tabla 4.16. Hoja de especificación del intercambiador de calor

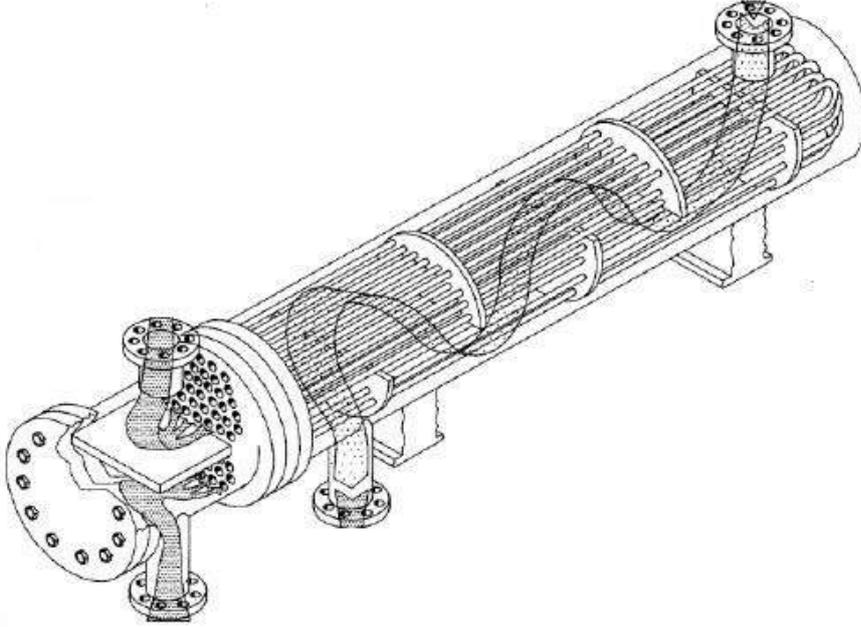
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 9			
Equipo: Intercambiador de calor			
Fabricante: ALFA LAVAL		Material: Acero inoxidable AISI-304	
		Etiqueta de planta: IQ-001	
		Modo de operación: Continuo	
		Número de equipos: 1	
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Diámetro externo:	Tubos 25,40 mm	Temperatura en los tubos:	125,30 – 20,00 °C
Diámetro interno:	17,02 mm	Temperaturas en la coraza:	15,00 – 66,16 °C
	Coraza	BWG tubo:	8
Diámetro:	0,69 m	Número de tubos:	296
Longitud:	5,49 m	Área de transferencia:	129,59 m ²
		Pasos por la coraza:	3
		Pasos por los tubos:	6
Principio de funcionamiento: El intercambiador de calor IQ-001 reduce la temperatura de la DEA recuperada con agua como fluido de enfriamiento. La DEA es recirculada a la torre de absorción. El intercambiador opera en contracorriente.			
Esquema:			
			

Tabla 4.17. Hoja de especificación del intercambiador de calor

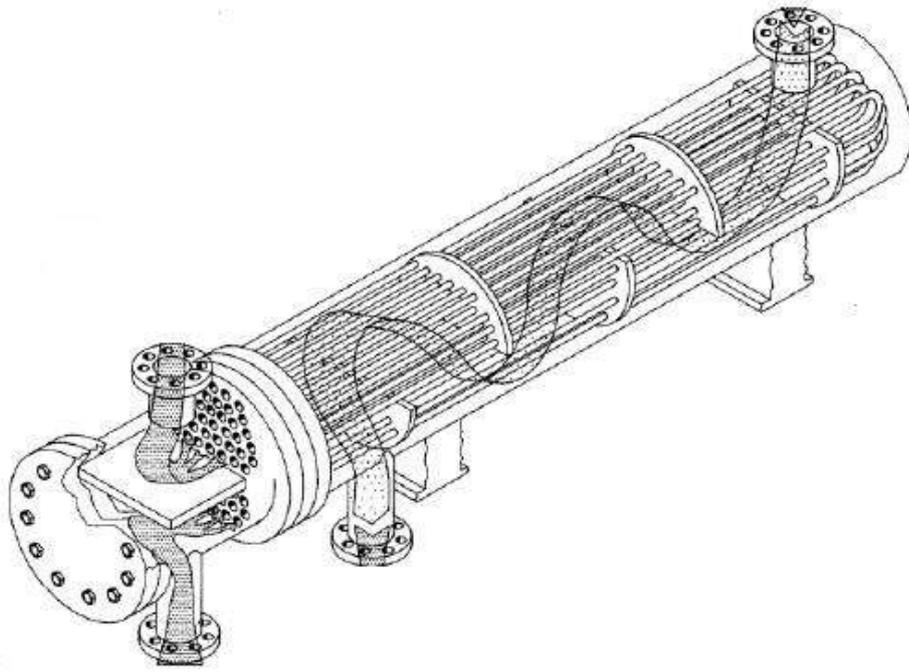
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 10			
Equipo: Intercambiador de calor			
Fabricante: ALFA LAVAL		Material: Acero inoxidable AISI-304	
		Etiqueta de planta: IQ-002	
		Modo de operación: Continuo	
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Díámetro externo:	Tubos 31,75 mm	Temperatura en los tubos:	1 101,00 – 250,00 °C
Díámetro interno:	29,21 mm	Temperaturas en la coraza:	25,00 – 341,50 °C
	Coraza	BWG tubo:	18
Díámetro:	1,00 m	Número de tubos:	425
Longitud:	5,49 m	Área de transferencia:	232,58 m ²
		Pasos por la coraza:	2
		Pasos por los tubos:	4
Principio de funcionamiento: El intercambiador de calor IQ-002 enfría la corriente de gas de síntesis hasta la temperatura requerida en el reactor multitubular. El intercambiador opera en contracorriente.			
Esquema:			
			

Tabla 4.18. Hoja de especificación del intercambiador de calor

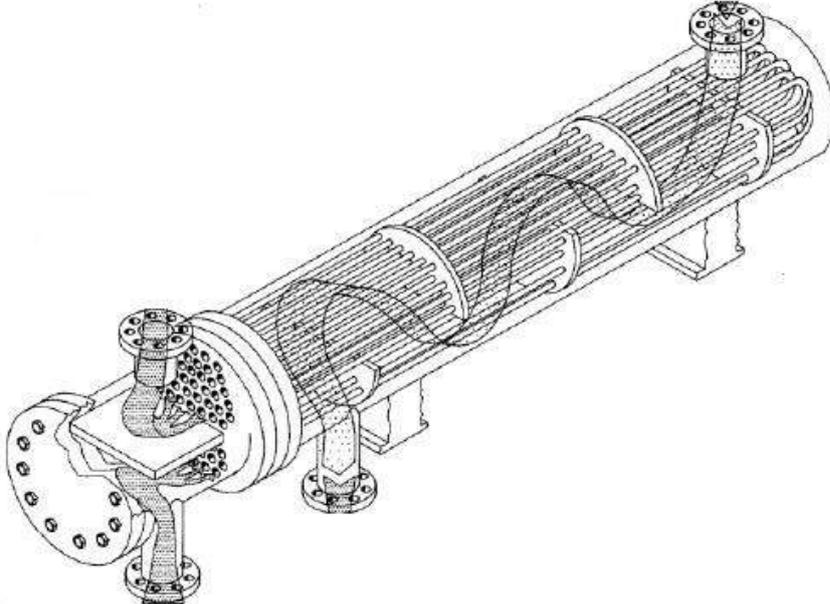
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 11			
Equipo: Intercambiador de calor			
Fabricante: ALFA LAVAL		Material: Acero inoxidable AISI-304	
		Etiqueta de planta: IQ-003	
		Modo de operación: Continuo	
		Número de equipos: 1	
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Diámetro externo:	Tubos 114,30 mm	Temperatura en los tubos:	239,40 – 25,00 °C
Diámetro interno:	102,26 mm	Temperaturas en la coraza:	25,00 – 193,50 °C
	Coraza	Cédula tubo:	40
Diámetro:	1,55 m	Número de tubos:	355
Longitud:	5,49 m	Área de transferencia:	620,30 m ²
		Pasos por la coraza:	1
		Pasos por los tubos:	2
Principio de funcionamiento: El intercambiador de calor IQ-003 enfría la corriente de productos del reactor de síntesis para condensar el metanol y poder separarlo, utiliza agua por el lado de la coraza, el intercambiador opera en contracorriente.			
Esquema:			
			

Tabla 4.19. Hoja de especificación del intercambiador de calor

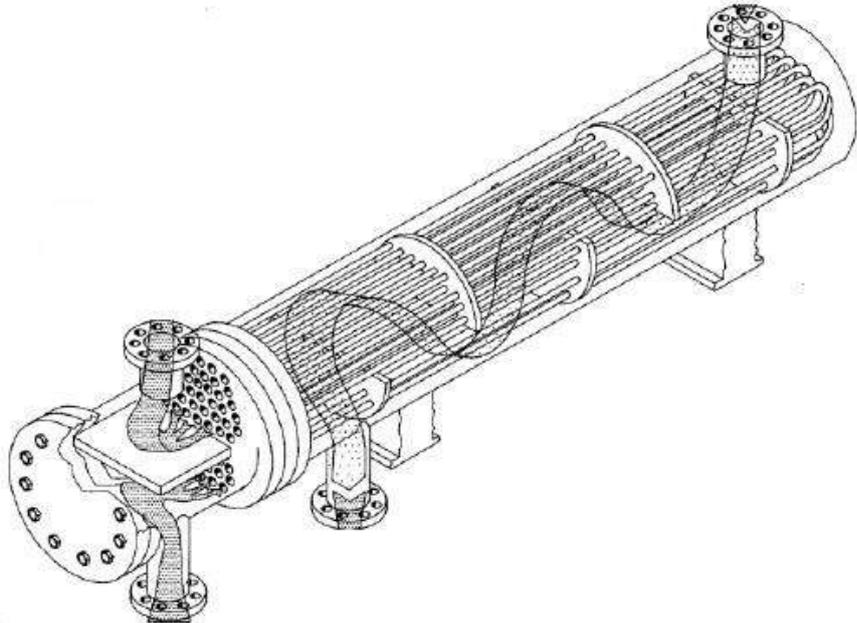
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 12			
Equipo: Intercambiador de calor			
Fabricante: ALFA LAVAL		Material: Acero inoxidable AISI-304	
		Etiqueta de planta: IQ-004	
		Modo de operación: Continuo	
		Número de equipos: 1	
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Diámetro externo:	Tubos 19,05 mm	Temperatura en los tubos:	25,00 – 81,05 °C
Diámetro interno:	12,24 mm	Temperaturas en la coraza:	193,50 – 120,60 °C
Diámetro:	Coraza 1,24 m	BWG:	10
Longitud:	4,88 m	Número de tubos:	177
		Área de transferencia:	51,64 m ²
		Pasos por la coraza:	1
		Pasos por los tubos:	2
Principio de funcionamiento: El intercambiador de calor IQ-004 calienta la solución de metanol-agua hasta la temperatura de burbuja para la destilación, el intercambiador opera en contracorriente.			
Esquema:			
			

Tabla 4.20. Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de metanol

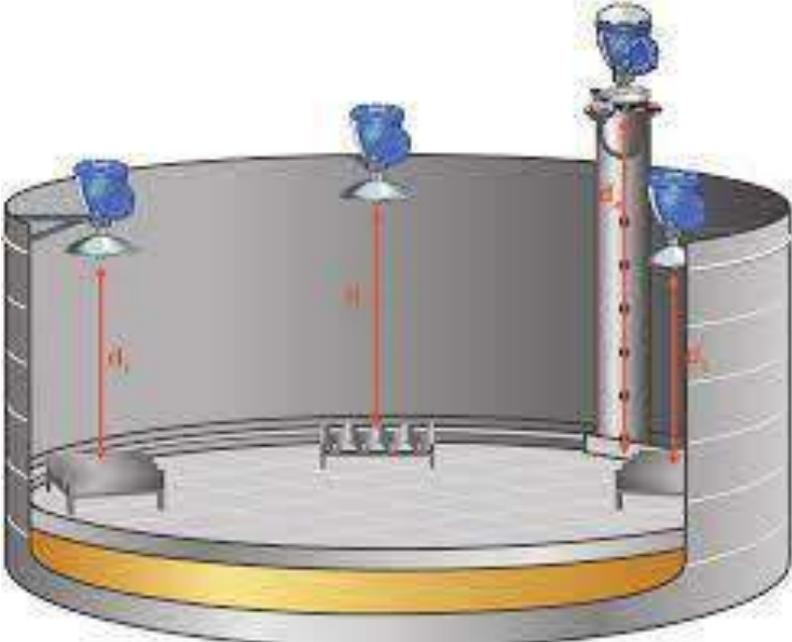
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 13			
Equipo: Tanque para el almacenamiento de metanol			
Fabricante: WENLOP		Material: Acero inoxidable AISI-304	
		Etiqueta de planta: TK-004/TK-005/TK-006	
		Modo de operación: Continuo	
		Número de equipos: 1	
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Diámetro:	6,06 m	Tipo de tanque:	Atmosférico
Altura:	12,12 m	Presión de operación:	101,30 kPa
		Temperatura de operación:	67,93 °C
		Volumen nominal:	349,27 m ³
		Tiempo de contingencia:	8,00 horas
		Espesor del tanque:	1,71 mm
		Tipo de tapa:	Techo flotante
		Espesor de la tapa:	34,69 mm
Principio de funcionamiento: Los tanques de techo flotante almacenan metanol antes de ser puesto en distribución. Uno de los tanques es utilizado como reemplazo cuando los otros tanques entran en mantenimiento. Se considera un tanque de techo flotante.			
Esquema:			
			

Tabla 4.21. Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de agua

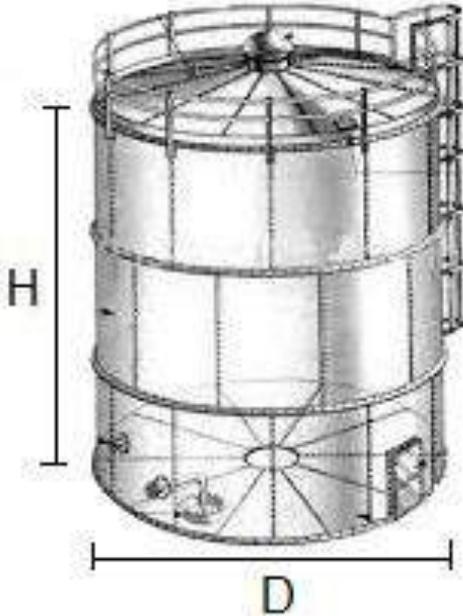
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 14			
Equipo: Tanque para el almacenamiento de agua			
Fabricante: WENLOP		Material: Acero inoxidable AISI-304	
		Etiqueta de planta: TK-001	
		Modo de operación: Continuo	
		Número de equipos: 1	
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Diámetro:	8,32 m	Tipo de tanque:	Atmosférico
Altura:	16,64 m	Presión de operación:	101,30 kPa
		Temperatura de operación:	25,00 °C
		Volumen nominal:	904,93 m ³
		Tiempo de contingencia:	8,00 horas
		Espesor del tanque:	4,13 mm
		Tipo de tapa:	Torisférica
		Espesor de la tapa:	5,87 mm
Principio de funcionamiento: El tanque almacena la cantidad de agua que se utiliza para el intercambiador de calor IQ-001, agua para el caldero y agua de reposición presentes en la zona de tratamiento de gas natural.			
Esquema:			
 <p>The image shows a technical drawing of a cylindrical storage tank. The tank is oriented vertically. A vertical dimension line on the left side is labeled 'H', representing the height of the tank. A horizontal dimension line at the bottom is labeled 'D', representing the diameter of the tank. The drawing shows the tank's structure, including a top lid with a central access point and a ladder on the right side. The tank is supported by a base with four legs.</p>			

Tabla 4.22. Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de agua

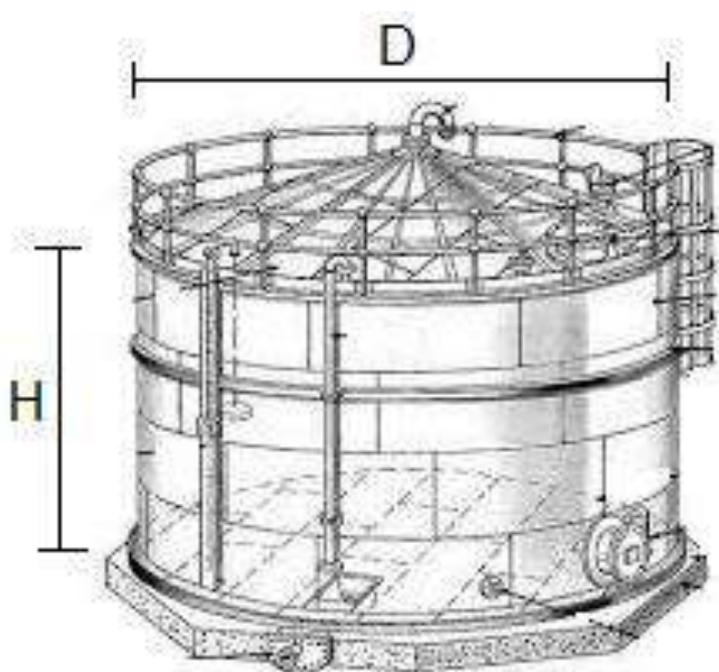
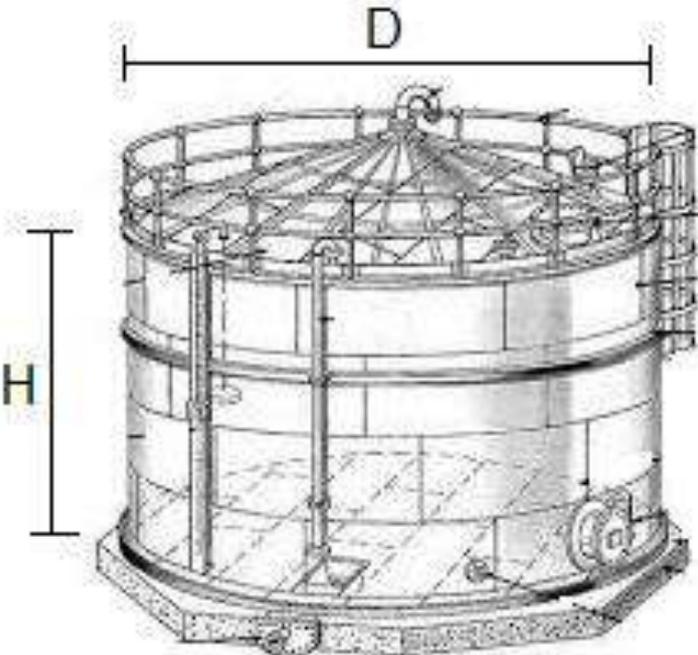
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 15			
Equipo: Tanque para el almacenamiento de agua			
Fabricante: WENLOP		Material: Acero inoxidable AISI-304	
		Etiqueta de planta: TK-002	
		Modo de operación: Continuo	
		Número de equipos: 1	
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Diámetro:	15,10 m	Tipo de tanque:	Atmosférico
Altura:	9,75 m	Presión de operación:	101,30 kPa
		Temperatura de operación:	25,00 °C
		Volumen nominal:	1 746,36 m ³
		Tiempo de contingencia:	8,00 horas
		Espesor del tanque:	4,38 mm
		Tipo de tapa:	Toriférica
		Espesor de la tapa:	10,80 mm
Principio de funcionamiento: El tanque almacena la cantidad de agua que se utiliza en los intercambiadores de calor IQ-002 y IQ-003 presentes en la zona de síntesis de metanol.			
Esquema:			
 <p>The diagram shows a 3D perspective view of a cylindrical storage tank. The diameter is labeled 'D' and the height is labeled 'H'. The tank has a complex internal structure with a central vertical pipe and a network of horizontal and vertical pipes. A ladder is visible on the right side of the tank. The base of the tank is supported by a concrete foundation.</p>			

Tabla 4.23. Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de agua

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 16			
Equipo: Tanque para el almacenamiento de agua			
Fabricante: WENLOP		Material: Acero inoxidable AISI-304	
		Etiqueta de planta: TK-003	
		Modo de operación: Continuo	
		Número de equipos: 1	
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Diámetro:	16,79 m	Tipo de tanque:	Atmosférico
Altura:	12,19 m	Presión de operación:	101,30 kPa
		Temperatura de operación:	25,00 °C
		Volumen nominal:	2 698,92 m ³
		Tiempo de contingencia:	8,00 horas
		Espesor del tanque:	6,39 mm
		Tipo de tapa:	Toriférica
		Espesor de la tapa:	12,00 mm
Principio de funcionamiento: El tanque almacena la cantidad de agua que se utiliza para los equipos de destilación.			
Esquema:			
 <p>The diagram shows a 3D perspective view of a cylindrical storage tank. The diameter is labeled 'D' and the height is labeled 'H'. The tank has a complex internal structure with a central vertical pipe and a network of horizontal and diagonal supports. There are also some external pipes and a ladder-like structure on the side.</p>			

4.4. PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

La planta para la manufactura de metanol a partir de gas natural asociado que proviene del campo Sacha Bloque 60 se diseñó para que su operación sea de forma continua las 24 horas del día, debido a que el gas natural se recibe en el separador bifásico directamente de la extracción del petróleo en campo.

De tal forma, la planta estará en funcionamiento 347 días al año sin parar la producción y se destinarán 9 días para mantenimientos de los equipos, cambio de catalizadores y paro de producción los cuales serán programados cada seis meses (Coulson y Richardson, 2005, p. 269).

De todas las operaciones unitarias que forman parte del proceso de producción y que se consideran para la realización del diagrama de Gantt; los procesos que se calificaron como críticos son: el pre-reformado del gas natural, el reformado con vapor de agua y la síntesis de metanol.

El pre-reformado y el reformado podrían provocar demora en el proceso y no cumplir con el tiempo estimado de producción, ya que de estos pende la generación de gas de síntesis para obtener metanol, si se presenta inconvenientes en estos procesos la planta no podrá cumplir con su producción diaria. Por otro lado, la síntesis de metanol también puede generar contratiempos debido a las temperaturas en las cual debe operar el equipo, si no cumple estas condiciones la conversión de metanol podría verse afectada y demorar la producción.

En la Tabla 4.24 se detalla el tiempo de duración de cada operación unitaria, se considera el tiempo que toma el gas natural en recorrer desde el primer equipo hasta salir como metanol en la destilación.

Tabla 4.24. Tiempo de duración de cada operación unitaria

N°	Actividad	Duración (min)	Precedente
1	Separación 1	2,50	-

Tabla 4.24. Tiempo de duración de cada operación unitaria (continuación...)

2	Absorción	15,00	1
3	Regeneración	15,00	2
4	Enfriamiento 1	2,00	3
5	Evaporación	5,00	2
6	Pre-reformado	20,00	5
7	Compresión 1	3,00	6
8	Reformado	35,00	7
9	Compresión 2	3,00	8
10	Enfriamiento 2	2,00	9
11	Síntesis	25,00	10
12	Enfriamiento 3	2,00	11
13	Separación 2	2,50	12
14	Compresión 3	4,00	13
15	Calentamiento	2,00	13
16	Destilación	15,00	15
	Total	153,00	

En función de los tiempos de duración de cada operación unitaria que conforman el proceso, se organizó la organización de la producción por medio del diagrama de Gantt que se detalla en la Figura 4.2. Las operaciones críticas que podrían generar demora en la producción se muestran de color rojo en el diagrama, mientras que, el resto de procesos se encuentran de color azul.

Cabe recalcar que el diagrama de Gantt que detalla la planificación de la producción de metanol en base a gas natural asociado está especificado en minutos debido a que el proceso es continuo y se realizó el diagrama desde que la materia prima ingresa al proceso después de ser obtenida en el campo Sacha, hasta que sale como producto.

De esta forma, el gas natural se demora 153,00 minutos (2 horas y 33 minutos) desde que ingresa al separador bifásico en la primera operación unitaria de la planta hasta que sale como metanol del destilador y es enviado a los tanques de almacenamiento.

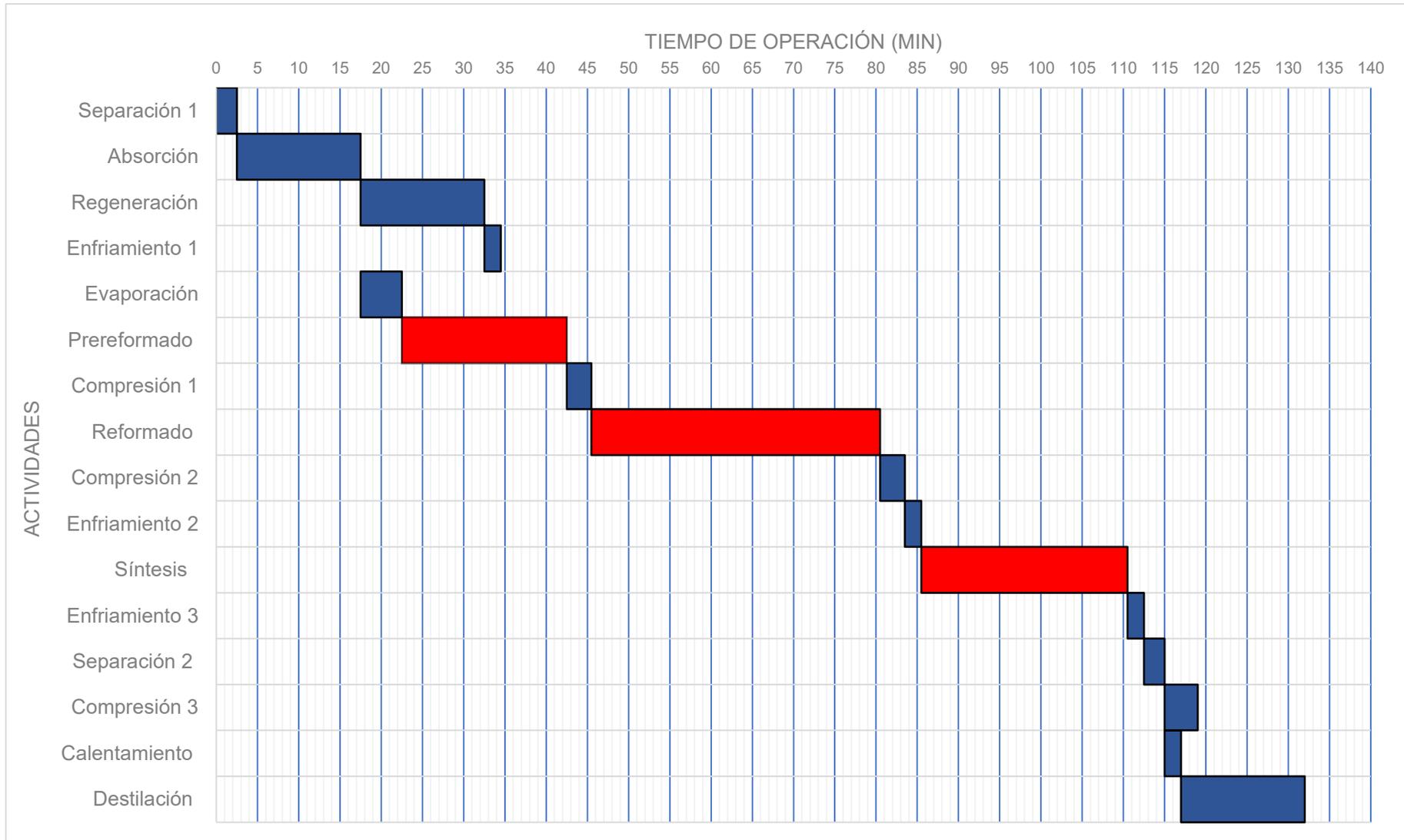


Figura 4.2. Diagrama de Gantt para la planificación de la producción de metanol

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

4.5.1. DIAGRAMA DE BLOQUES (BFD)

El diagrama de bloques (BFD) que muestra las corrientes y los flujos másicos de la planta para la producción de metanol proveniente de un campo petrolero se presenta en la Figura 4.3.

La cantidad de gas natural asociado que se genera en el campo Sacha Bloque 60 y se utiliza como materia prima en la planta es de 20 724,44 kg/h; de los cuales entran al proceso 16 822,56 kg/h que van a producir 24 330,75 kg/h de metanol, mientras que 3 901,88 kg/h de gas natural restantes se utiliza como combustible en el horno reformador.

4.5.2. DIAGRAMA DE FLUJO (PFD)

Los diagramas de flujo (PFD) de la planta para la producción de metanol a partir de gas natural asociado proveniente de un campo petrolero se presentan en las Figuras 4.4 y 4.5.

Estos diagramas de flujo (PFD) fueron construidos en concordancia con los balances de masa y energía que se realizaron para la planta. En cada diagrama se detallan las corrientes con sus composiciones, temperatura y presión, mientras que para los equipos se especifica sus dimensiones, las cuales son obtenidas por medio del diseño y dimensionamiento de los mismos.

En la Figura 4.5 se presenta un resumen de la nomenclatura, símbolo de los equipos y nombres de las líneas de procesos que se utilizaron para graficar los diagramas de flujo (PFD) de la obtención de metanol a partir de gas natural asociado.

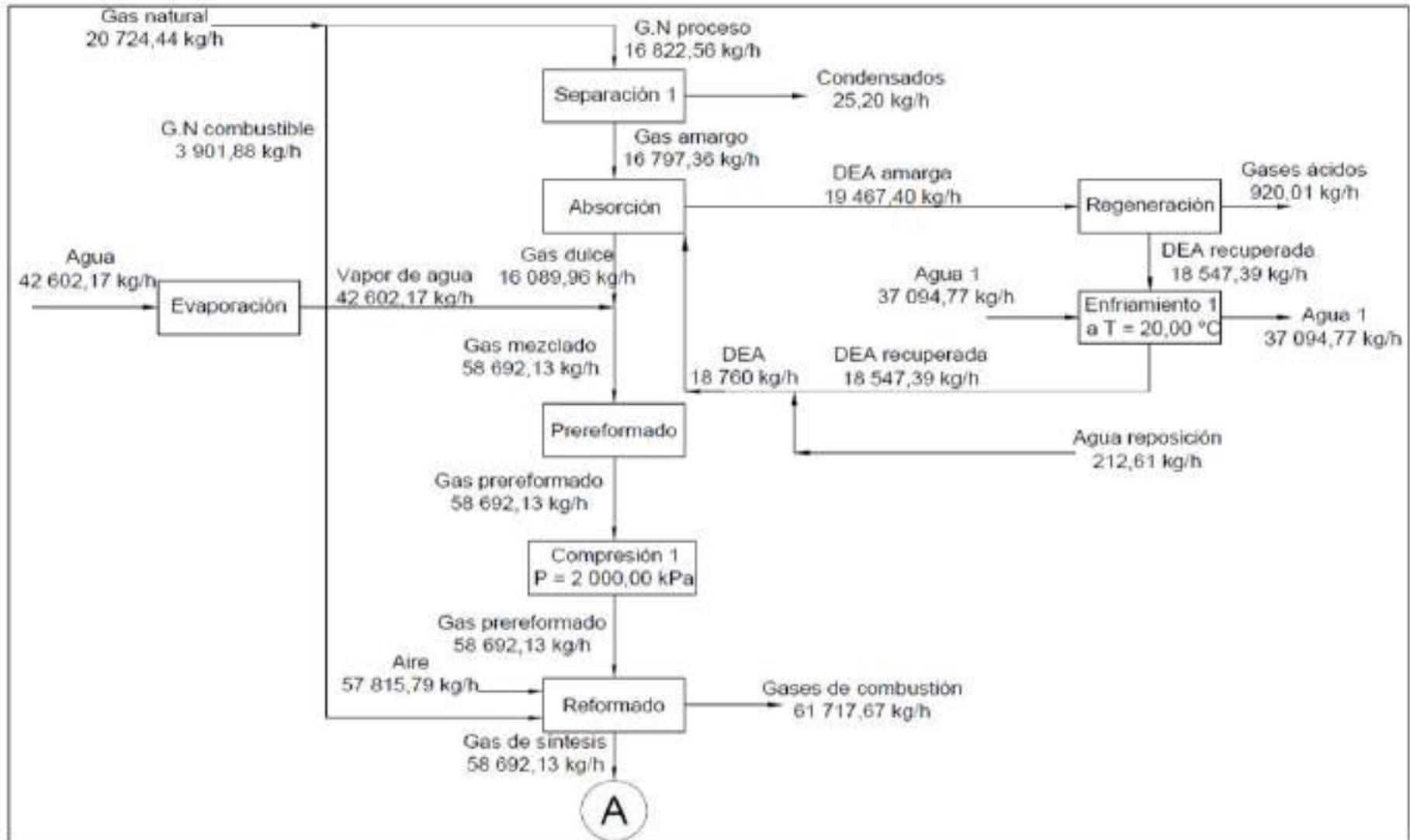


Figura 4.3. Diagrama de bloques de la planta de producción de metanol

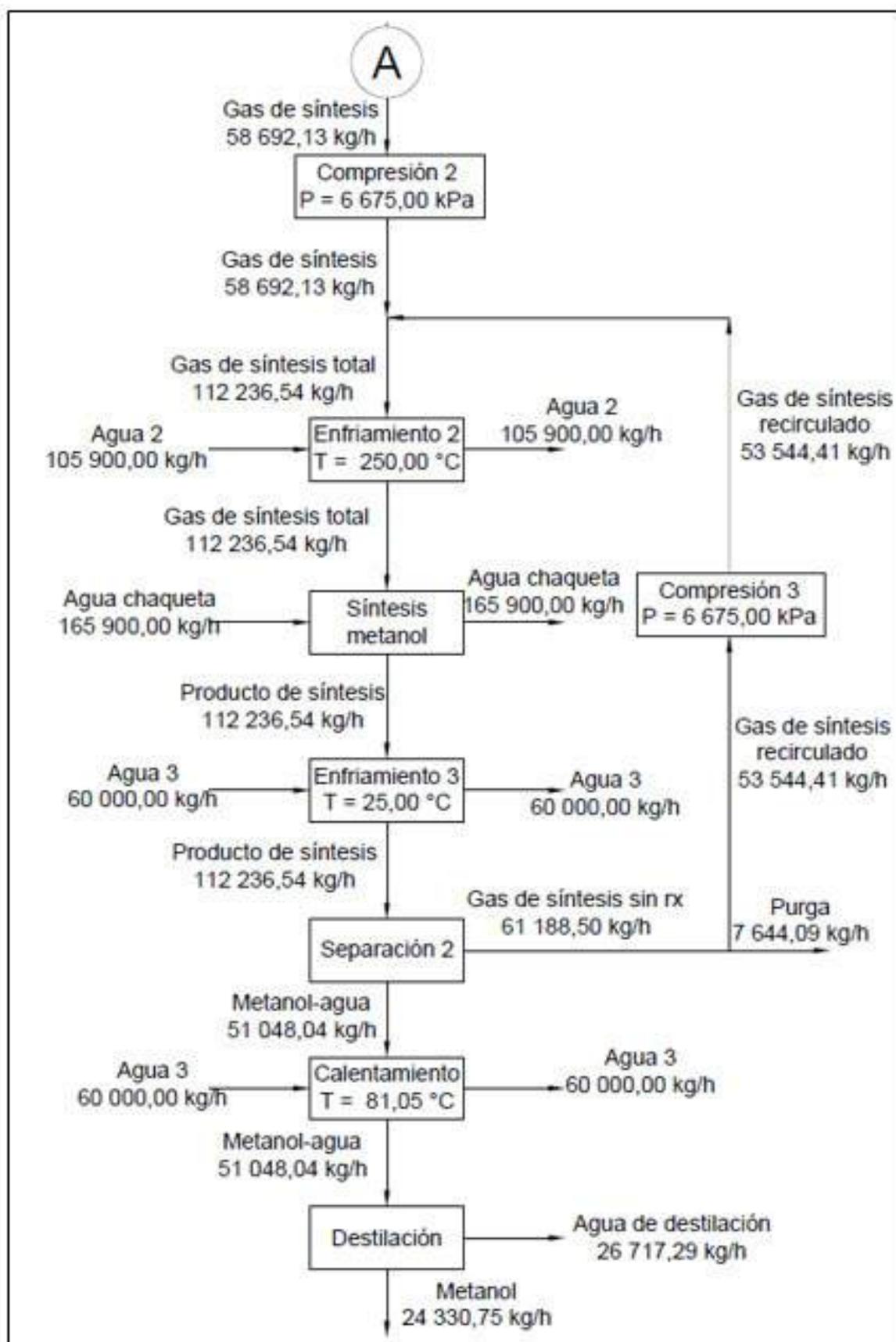


Figura 4.3. Diagrama de bloques de la planta de producción de metanol (continuación...)

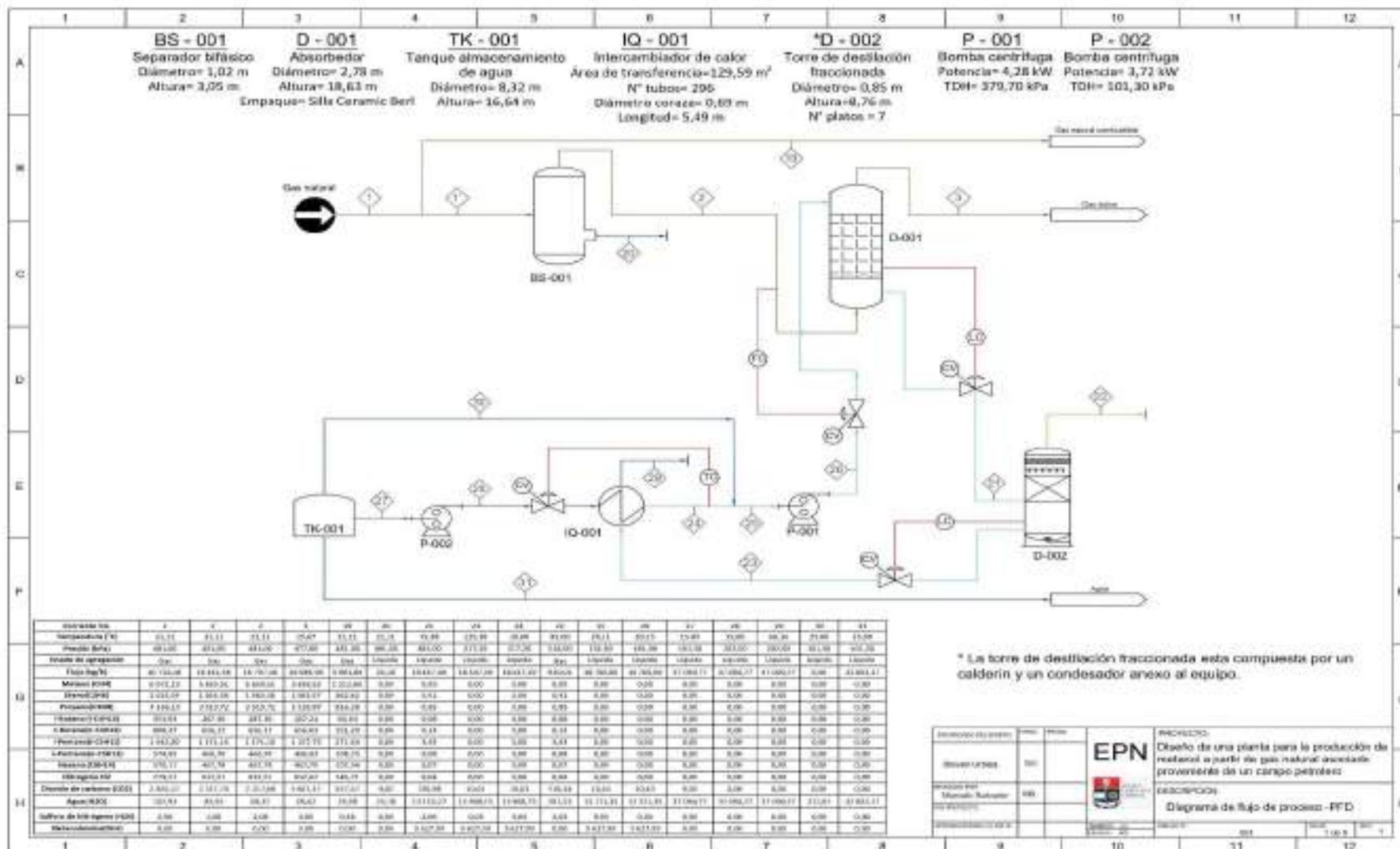


Figura 4.4. Diagrama de flujo (PFD) de la planta de producción de metanol a partir de gas natural asociado

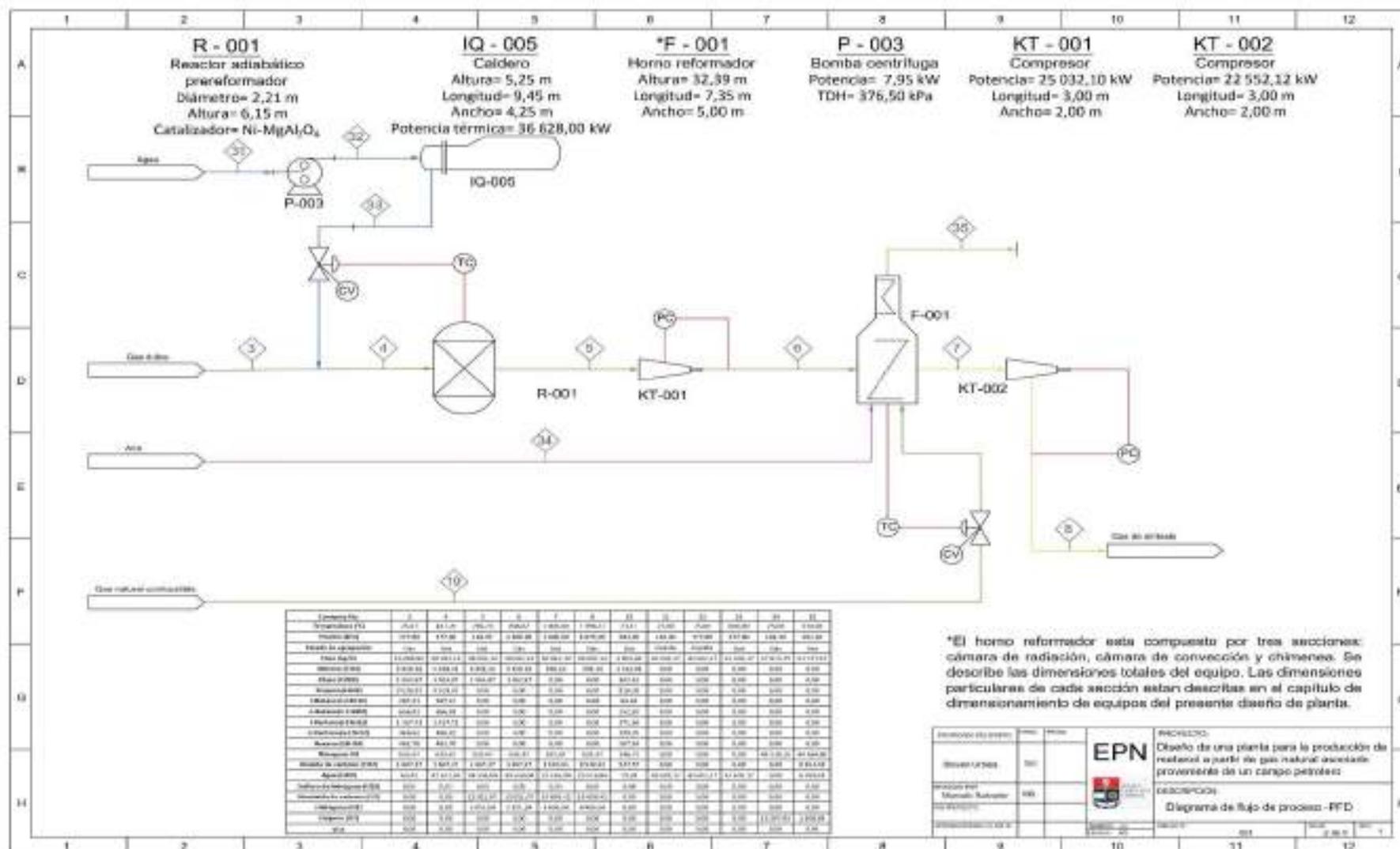


Figura 4.4. Diagrama de flujo (PFD) de la planta de producción de metanol a partir de gas natural asociado (continuación...)

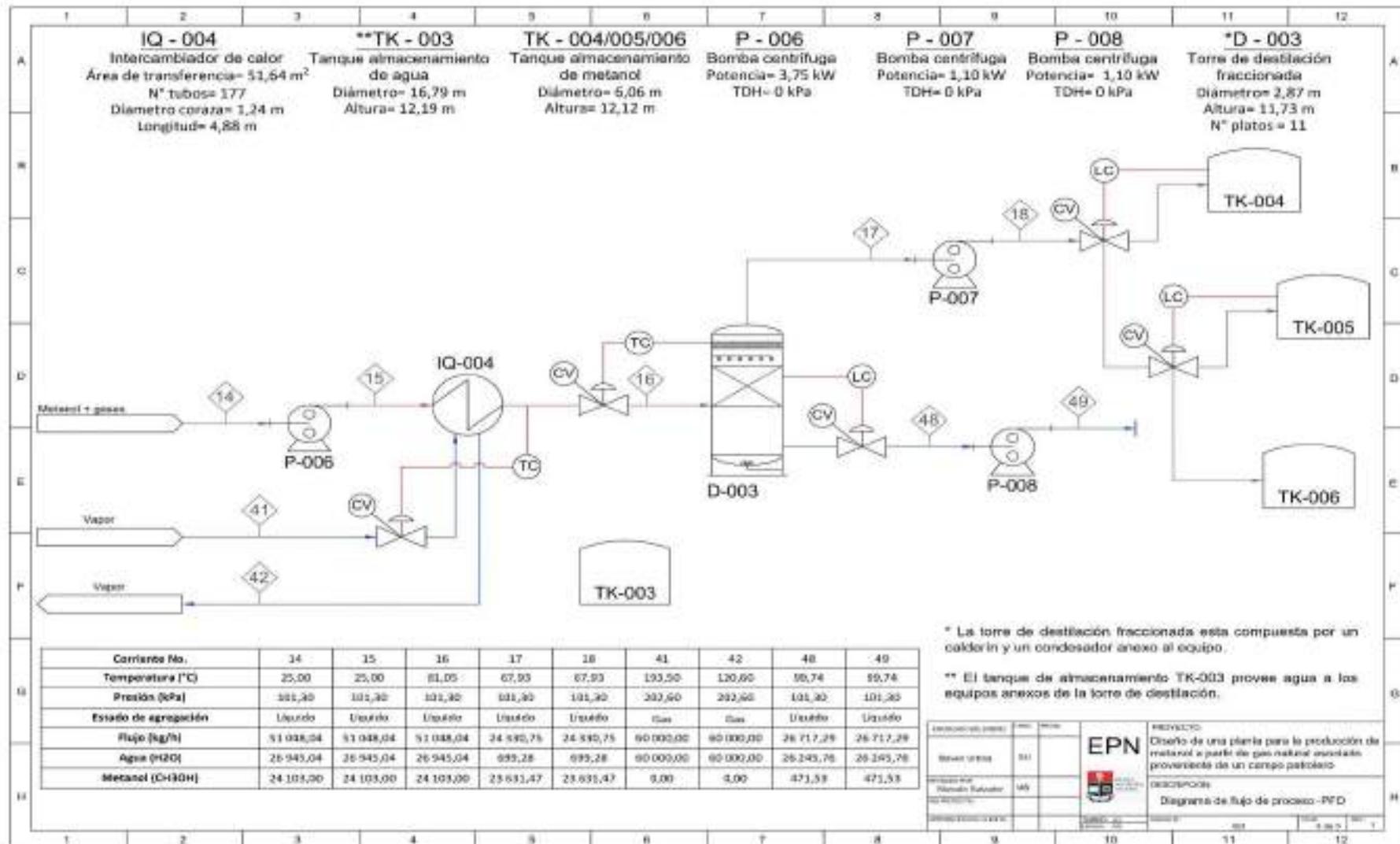


Figura 4.4. Diagrama de flujo (PFD) de la planta de producción de metanol a partir de gas natural asociado (continuación...)

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
A		SÍMBOLO	EQUIPO		SÍMBOLO	EQUIPO		NOMENCLATURA	EQUIPO			
B			Separador bifásico			Compresor		P - 001	Bomba centrífuga			
C			Absorbedor			Caldero		BS - 001	Separador bifásico			
D			Torre de destilación fraccionada			Horno reformador		KT - 001	Compresor			
E			Tanque de almacenamiento			Bomba centrífuga		D - 001	Torre de destilación fraccionada			
F			Intercambiador de calor			Reactor multitubular de lecho fijo		BP - 001	Tanque de almacenamiento			
G			Reactor adiabático prereformador			Válvula de alivio		IQ - 001	Intercambiador de calor			
H			Válvula con sensor de temperatura		LINEAS DE PROCESO				R - 001	Reactor adiabático prereformador		
			Válvula con sensor de nivel		SÍMBOLO (según colocación)	PROCESO			F - 001	Horno reformador		
			Válvula con sensor de flujo			Gas natural			R - 001	Reactor multitubular de lecho fijo		
						Gas de síntesis			RV	Válvula de alivio		
						Metanol						
						Agua/Vapor						
						Amina						
						Gases de desecho						
						Aire						
						Línea de control						

PROYECTO	EPN	PROYECTO	Diseño de una planta para la producción de metanol a partir de gas natural asociado proveniente de un campo petrolero		
DESCRIPCIÓN		DESCRIPCIÓN	Diagrama de flujo de proceso -PFD		
FECHA	01/01/2011	FECHA	01/01/2011	NO.	001
PROYECTO EN LÍNEA		PROYECTO EN LÍNEA		NO.	001

Figura 4.5. Nomenclatura de la simbología utilizada en los diagramas de flujo (PFD) de la planta de producción de metanol

4.6. DISPOSICIÓN EN PLANTA (LAYOUT) Y PLANOS DE ELEVACIÓN

El área total que ocupa la planta de obtención de metanol a partir de gas natural asociado es de 9 735, 60 m² dentro del bloque 60 campo Sacha como se mencionó en el Capítulo 2.

En la Figura 4.6 se muestra una vista superior total de la planta, donde se puede observar las oficinas, comedor, dispensario médico, cuartos de control, laboratorio de control de calidad, zona de despacho y la zona de producción en la que se distribuyen los equipos que conforman la planta de manufactura de metanol, mientras que, en la Figura 4.7 y 4.8 se presentan diferentes vistas de las secciones de la planta

La disposición de los equipos en planta se realizó con base en las recomendaciones de distanciamiento entre equipos para mantener la operación segura en caso de accidentes y dar fácil acceso a personal operativo para realizar los mantenimientos (Coulson y Richardson, 2005, pp. 895-898).

Adicionalmente, se muestran los planos de elevación de la planta. En la Figura 4.9 se detalla la vista isométrica total y en las Figura 4.10, 4.11 y 4.12 se detallan las vistas isométricas parciales.

4.7. DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN (P&ID)

Los diagramas de tubería e instrumentación (P&ID) del diseño de la planta para la producción de metanol a partir de gas natural asociado proveniente de un campo petrolero describe el tamaño de tubería, válvulas utilizadas, lazos de control automático implementados en los equipos y una visión detallada del proceso productivo, estos diagramas se presentan en la Figura 4.13, mientras que, en las Figura 4.14 y 4.15 se presenta la nomenclatura utilizada.

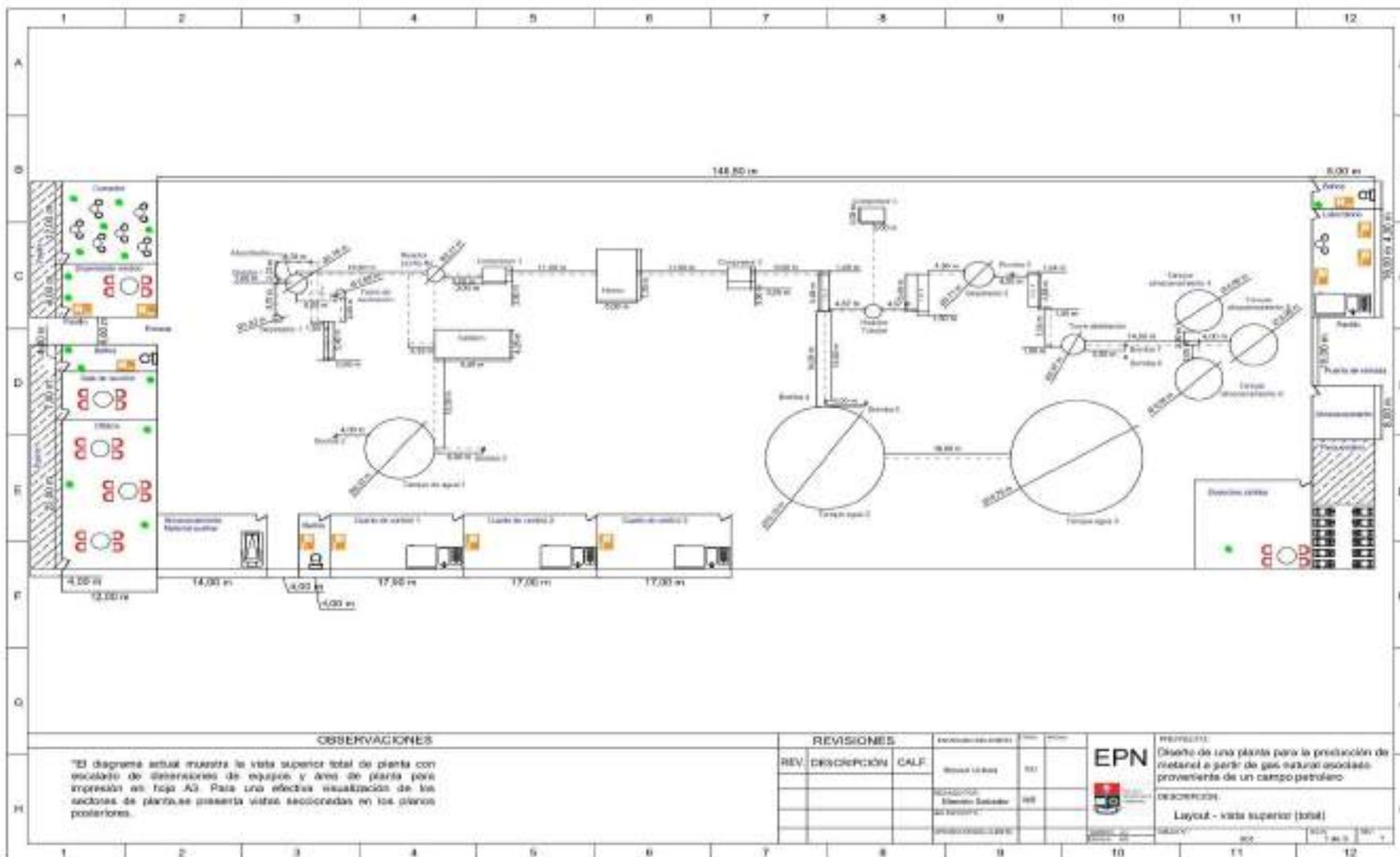


Figura 4.6. Layout total de la planta de producción de metanol

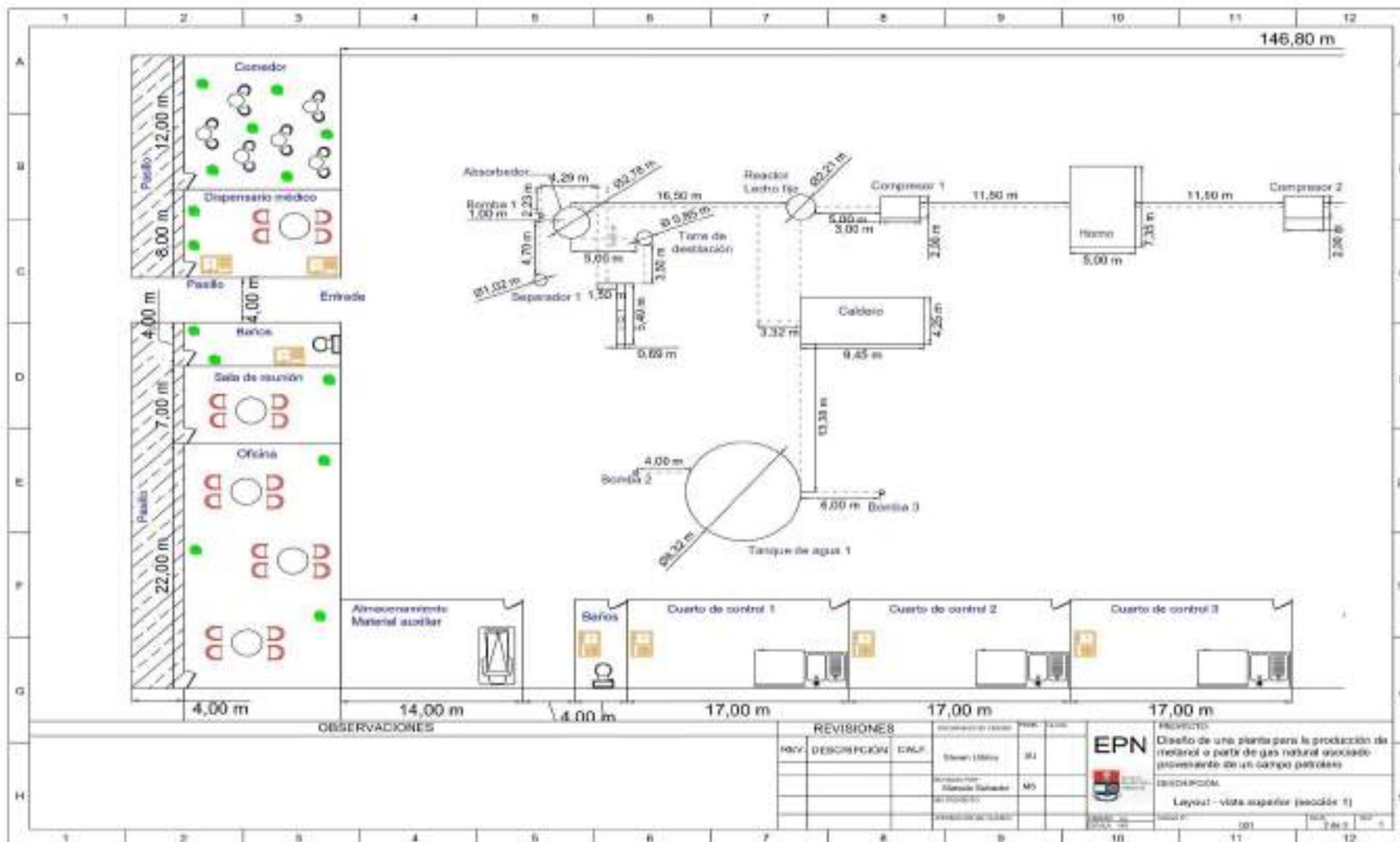


Figura 4.7. Layout sección 1 de la planta de producción de metanol

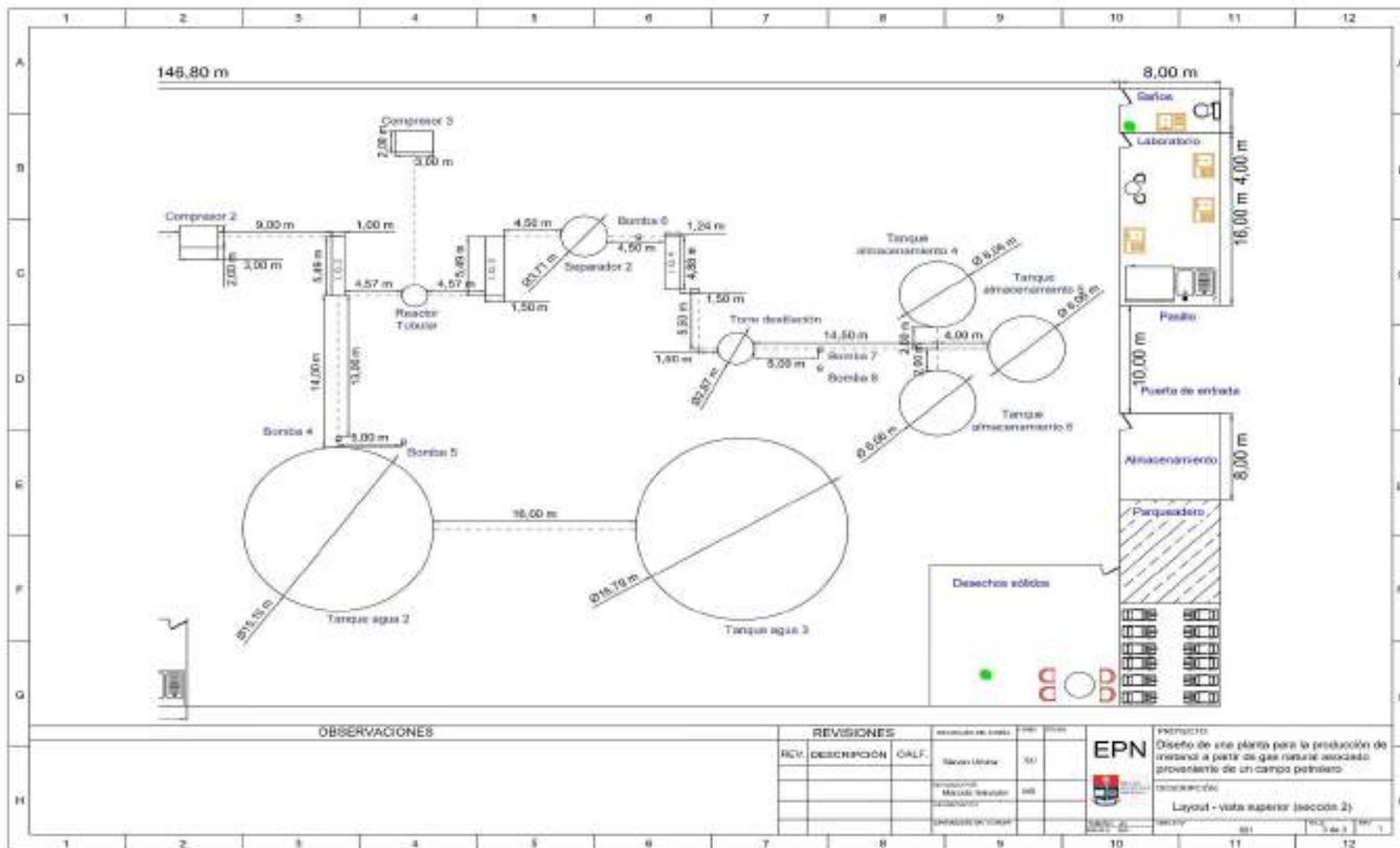


Figura 4.8. Layout sección 2 de la planta de producción de metanol

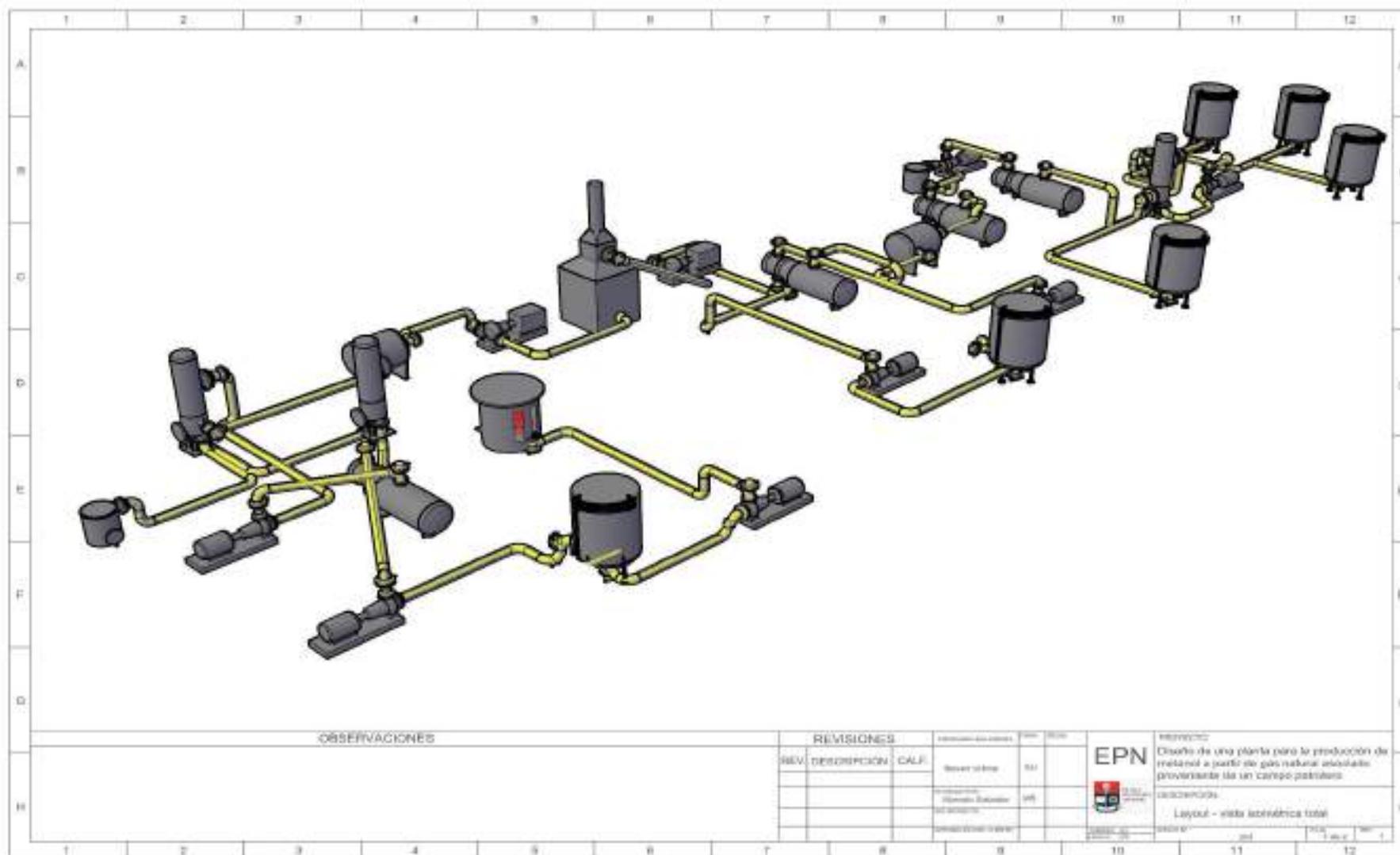


Figura 4.9. Layout vista isométrica total de la planta de producción de metanol

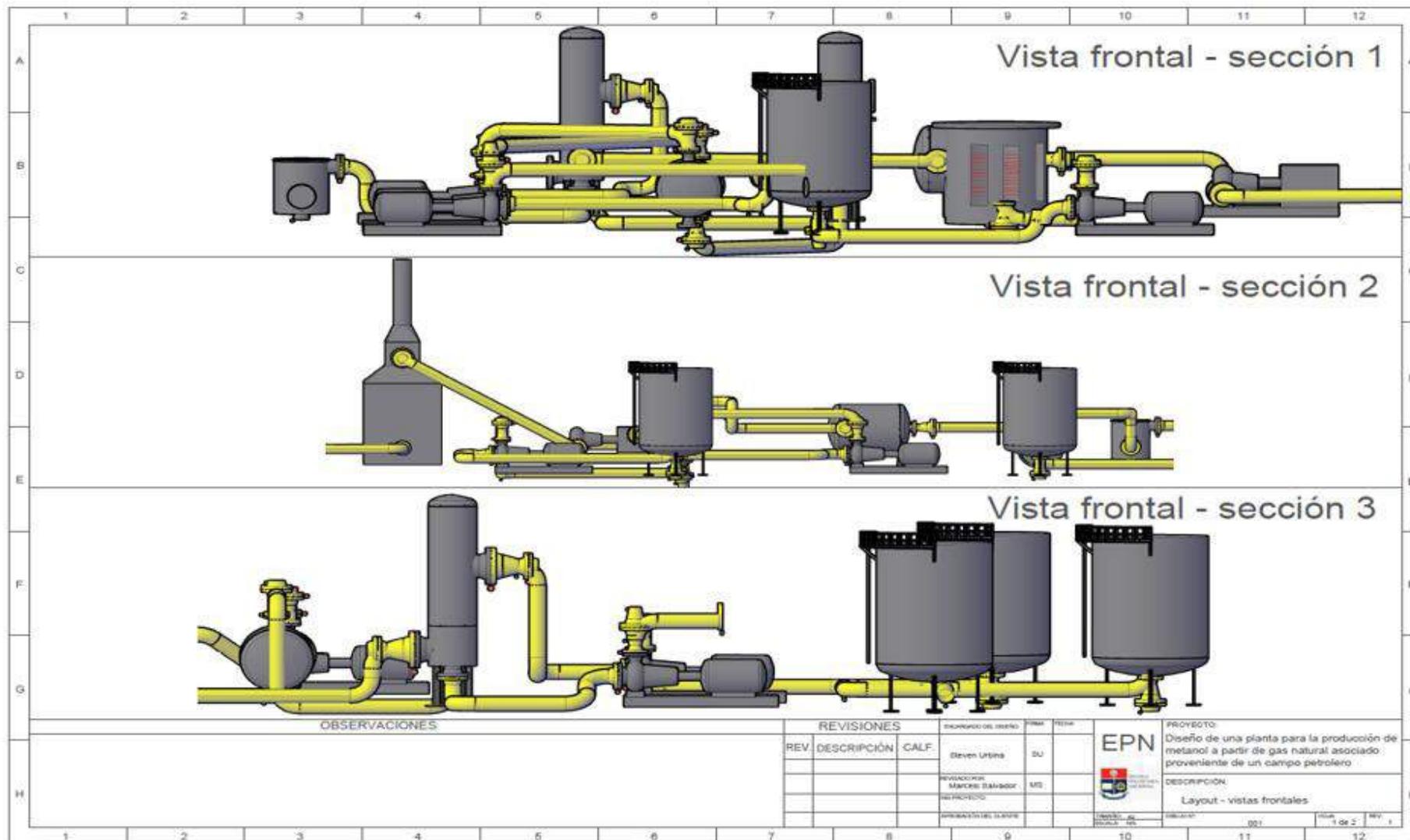


Figura 4.10. Layout vista frontal de la planta de producción de metanol

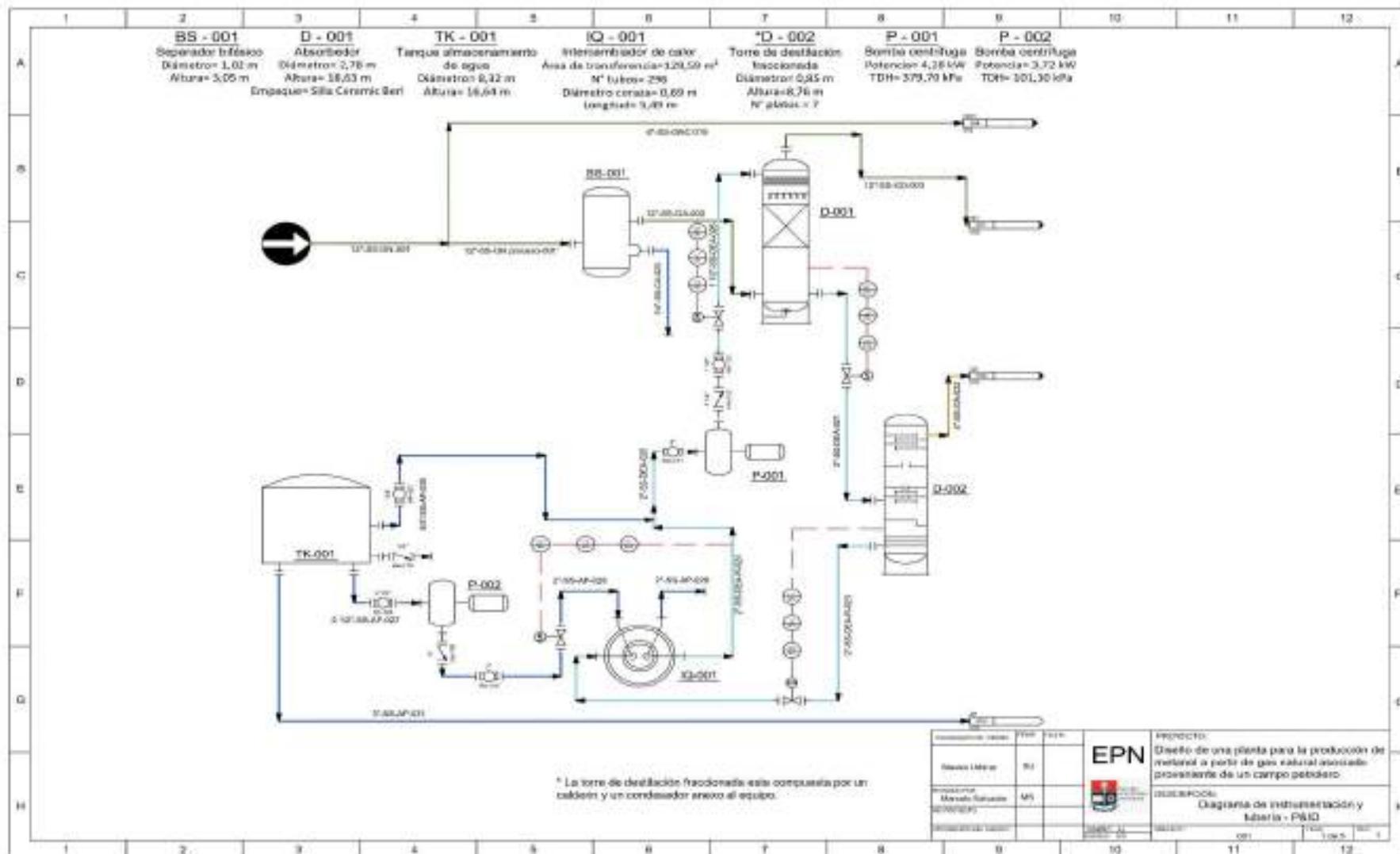


Figura 4.11. Diagrama de tubería e instrumentación (P&ID) de la planta de producción de metanol a partir de gas natural asociado

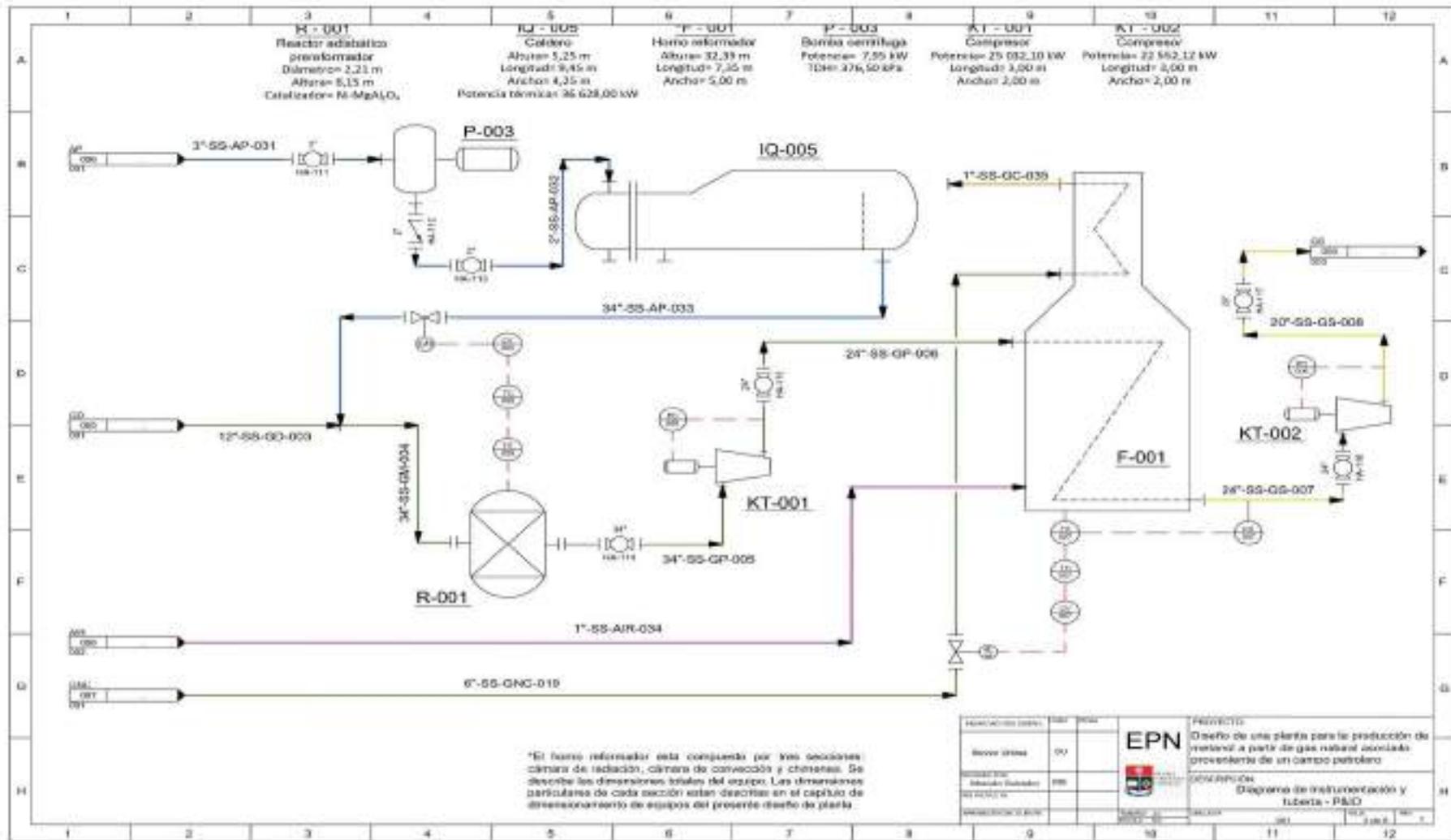


Figura 4.11. Diagrama de tubería e instrumentación (P&ID) de la planta de producción de metanol a partir de gas natural asociado (continuación...)

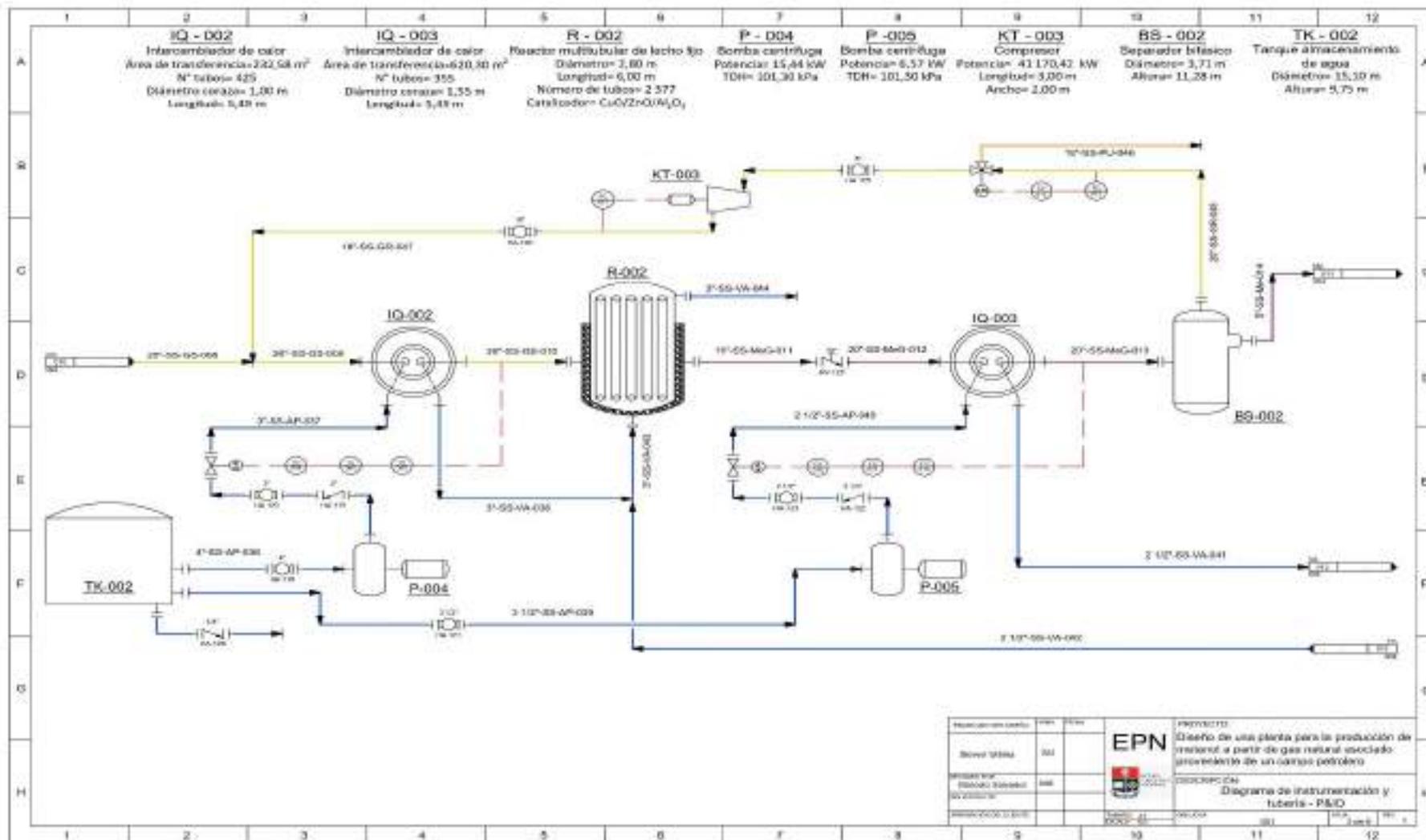


Figura 4.11. Diagrama de tubería e instrumentación (P&ID) de la planta de producción de metanol a partir de gas natural asociado (continuación...)

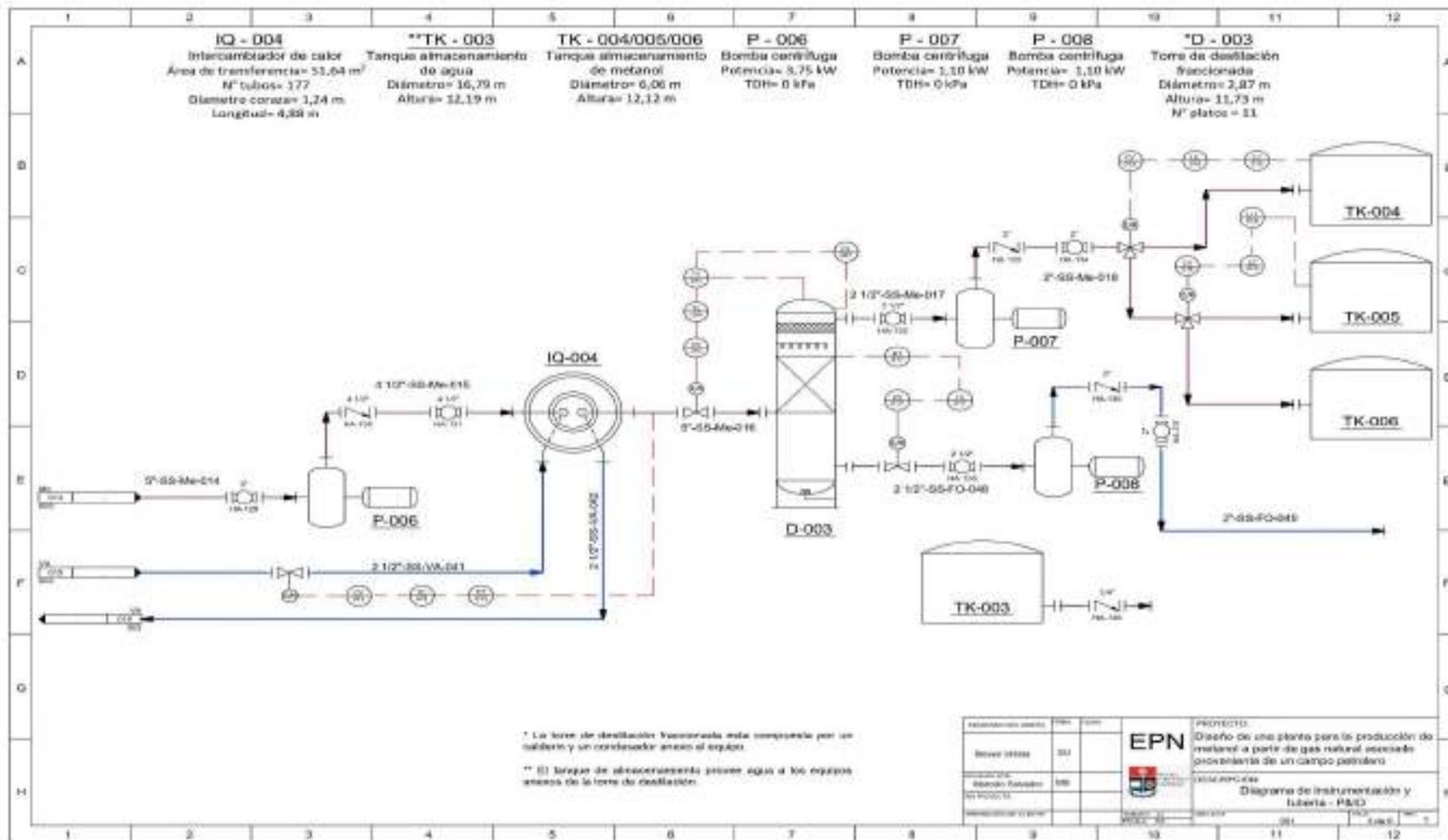


Figura 4.11. Diagrama de tubería e instrumentación (P&ID) de la planta de producción de metanol a partir de gas natural asociado (continuación...)

Servicio		Nomenclatura	
Gas Natural		GN	
Gas amargo		GA	
Gas dulce		GD	
Gas natural combustible		GNC	
Agua de proceso		AP	
Condensados		CA	
DEA		DEA	
DEA recuperada		DEA-R	
Gases ácidos		GA	
Vapor de agua		VA	
Gas mezclado		GM	
Gas prereformado		GP	
Gas de síntesis		GS	
Gases de combustión		GC	
Gas de reciclaje		GR	
Metanol + gases		MeG	
Metanol		Me	
Purga		PU	
Fondos		FO	
Especificación		Nomenclatura	
Stainless steel (Acero inoxidable)		SS	

LINEAS DE PROCESO	
SÍMBOLO (según coloración)	PROCESO
	Gas natural
	Gas de síntesis
	Metanol
	Agua/Vapor
	Amina
	Gases de desecho
	Aire
	Línea de control

* Nomenclatura tuberías:
 XX-XXX-XXX-XXX
 Número de tubería
 Servicio
 Especificación
 Diámetro nominal de tubería

EMBUDO DE ORO BARRIL (LITROS) 100 100 100	EPN 100 100 100	PROYECTO: Diseño de una planta para la producción de metanol a partir de gas natural asociado proveniente de un campo petrolero. ESPECIFICACIÓN: Diagrama de Instrumentación y tubería - P&ID
---	------------------------------	--

Figura 4.12. Nomenclatura utilizada en los diagramas de tubería e instrumentación (P&ID) de la planta de producción de metanol

5. ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA

Para completar el diseño de la planta de producción de metanol a partir de gas natural asociado se realizó el estudio de pre-factibilidad económica. En este estudio se evaluó la inversión fija, ingresos, costos fijos y costos variables necesarios para que la planta se implemente y permanezca operativa (Chain y Chain, 2008, p. 291).

Para conocer la fiabilidad del proyecto y así tomar una decisión sobre la inversión, se calcularon los indicadores financieros TIR, VAN y punto de equilibrio, además mediante un análisis del flujo de caja se conoció el flujo de desembolsos proyectados para 10 años de operación (Salvador, Jurado, Rodríguez, Revelo y Haro, 2017, p. 118).

5.1. CÁLCULO DE LA INVERSIÓN FIJA

La valoración de la inversión fija en la planta de producción de metanol se basó en una estimación del costo de adquisición de los diferentes equipos, de los costos directos y de los costos indirectos en los cuales se incurre para la construcción de la planta (Arguedas y González, 2016, p. 106).

5.1.1. COSTO DE LOS EQUIPOS

Para encontrar los costos de los diferentes módulos que se requieren en la planta de obtención de metanol, se aplicó varios criterios a considerar de acuerdo al tipo de equipo y al material de construcción (Couper et al., 2012, p. 731), para ciertos equipos fue necesario encontrar su costo por medio de estimaciones, este proceso se especifica en el Anexo XIV donde se presenta un ejemplo de cálculo.

El resultado de los costos de cada equipo utilizado en la planta diseñada se detalla en la Tabla 5.1.

Tabla 5.1. Costo unitario y total de los equipos de la planta

Equipo	Etiqueta en planta	Cantidad	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
Separador bifásico	BS-001	1	12 200,00	12 200,00
Separador bifásico	BS-002	1	31 400,00	31 400,00
Torre de absorción	D-001	1	326 000,34	326 000,34
Torre de destilación multicomponente	D-002	1	77 028,67	77 028,67
Torre de destilación	D-003	1	138 031,09	138 031,09
Reactor de lecho fijo	R-001	1	146 000,00	146 000,00
Horno tubular	F-001	1	5 207 100,00	5 207 100,00
Reactor multitubular	R-002	1	1 550 000,00	1 550 000,00
Compresor	KT-001	1	29 500,00	29 500,00
Compresor	KT-002	1	24 800,00	24 800,00
Compresor	KT-003	1	33 400,00	33 400,00
Intercambiador de calor	IQ-001	1	57 413,40	57 413,40
Intercambiador de calor	IQ-002	1	177 859,65	177 859,65
Intercambiador de calor	IQ-003	1	275 948,99	275 948,99
Intercambiador de calor	IQ-004	1	26 369,06	26 369,06
Bomba	P-001	1	10 785,65	10 785,65
Bomba	P-002	1	10 979,30	10 979,30
Bomba	P-003	1	13 001,20	13 001,20
Bomba	P-004	1	19 129,69	19 129,69
Bomba	P-005	1	12 047,30	12 047,30
Bomba	P-006	1	12 047,30	12 047,30
Bomba	P-007	1	10 785,65	10 785,65
Bomba	P-008	1	10 785,65	10 785,65
Tanque de almacenamiento de metanol	TK-004/005/006	3	497 300,00	1 491 900,00
Tanque de almacenamiento de agua	TK-001	1	289 800,00	289 800,00
	TK-002	1	232 100,00	232 100,00
	TK-003	1	166 000,00	166 000,00
Caldero	IQ-005	1	1 262 700,00	1 262 700,00
TOTAL	-	30	-	11 655 112,94

(Matches, 2014; Couper et al., 2012, pp. 733-735; Peters, Timmerhaus y West, 2003, p. 891)

5.1.2. COSTO DIRECTOS E INDIRECTOS

Además de los costos de equipos; los costos directos que se consideraron para la instalación de la planta fueron: montaje de equipos, tubería, instrumentación, infraestructura y desarrollo del sitio; por otro lado, como costo indirecto se estableció el valor de contingencia de la planta (Coulson y Richardson, 2005, p. 252).

Estos costos directos e indirectos se estimaron por medio de factores de costo que se derivan de valores históricos de costos y que se encuentran en función del tamaño y el tipo de proceso que se va a seguir en el desarrollo de la planta (Coulson y Richardson, 2005, p. 252).

El valor de cada uno de los costos directos se calculó al multiplicar dicho factor por el costo total de equipos como se muestra en la Ecuación 5.1. (Coulson y Richardson, 2005, p. 252).

Se representa un ejemplo de cálculo para el costo del montaje de equipos. Según Coulson y Richardson el factor de costo para este rubro es de 0,40 (2005, p. 252).

$$C_{m-eq} = f_c \times C_{eq} \quad [5.1]$$

Donde:

C_{m-eq} : costo del montaje de equipos (USD)

f_c : factor de costo

C_{eq} : costo total de equipos (USD)

$$C_{m-eq} = 0,40 \times 11\,655\,112,94 \text{ USD}$$

$$C_{m-eq} = 4\,662\,045,18 \text{ USD}$$

En la Tabla 5.2 se presentan los factores y el valor de cada costo directo estimado para la instalación en planta.

Tabla 5.2. Costos directos estimados para la instalación de la planta

Costos directos	Factor de costo	Valor (USD)
Costo de equipos	-	11 655 112,94
Montaje de equipos	0,40	4 662 045,18
Tubería	0,70	8 158 579,06
Instrumentación	0,20	2 331 022,59
Infraestructura	0,15	1 748 266,94
Desarrollo del sitio	0,05	582 755,65
Total	-	29 137 782,36

El valor de contingencia de la planta se determinó en función del total de los costos directos multiplicado por el factor de costo como se presenta en la Ecuación 5.2. El factor de costo para este rubro es de 0,10 (Coulson y Richardson, 2005, p. 252).

$$C_{contingencia} = f_c \times C_{T.C.D} \quad [5.2]$$

Donde:

$C_{contingencia}$: costo de contingencia (USD)

f_c : factor de costo

$C_{T.C.D}$: total de costos directos (USD)

$$C_{contingencia} = 0,10 \times 29\,137\,782,36 \text{ USD}$$

$$C_{contingencia} = 2\,913\,778,24 \text{ USD}$$

En la Tabla 5.3 se resume el total de la inversión fija que se realizó para la instalación de la planta.

Tabla 5.3. Costos directos, indirectos e inversión total de la planta

Costos	Valor (USD)
Costos directos	29 137 782,36
Costos indirectos	2 913 778,24
Total inversión fija	32 051 560,59

5.2. CÁLCULO DE LOS COSTOS FIJOS

Los costos fijos son valores que permanecen constantes en el tiempo de vida del proyecto, independientemente de la cantidad de producción de la planta (Salvador et al., 2017, p. 122).

Para calcular los costos fijos de la planta se consideraron valores de mantenimiento, sueldos del personal, gastos generales, laboratorio de control de calidad y seguros de los equipos, los cuales se determinaron para un año de operación.

5.2.1. MANTENIMIENTO

Los costos anuales de mantenimiento son un rubro alto a pagar dentro de la planta, Coulson y Richardson recomiendan considerar el costo de mantenimiento como el 10 % de la inversión fija (2005, p. 262). El valor de este ítem se calculó con la Ecuación 5.3.

$$C_M = \frac{10}{100} \times I.F. \quad [5.3]$$

Donde:

C_M : costo de mantenimiento (USD)

I.F.: inversión fija (USD)

$$C_M = \frac{10}{100} \times 32\,051\,560,59 \text{ USD}$$

$$C_M = 3\,205\,156,06 \text{ USD}$$

Cabe recalcar que se realizan dos mantenimientos de los equipos cada seis meses como se indicó en la planificación de la producción en el Subcapítulo 4.4, por lo tanto.

$$C_M = 2 \times 3\,205\,156,06 \text{ USD}$$

$$C_M = 6\,410\,312,12 \text{ USD}$$

De esta forma se obtuvo un valor total igual a 6 410 312,12 USD a pagar por mantenimientos de equipos.

5.2.2. SEGUROS

La prima de seguro anual pagada a las aseguradoras de equipos de la planta generalmente se estima en un 1 % de la inversión fija (Coulson y Richardson, 2005 p. 266). Los costos de los seguros de la maquinaria utilizada se calcularon con la Ecuación 5.4.

$$C_S = \frac{1}{100} \times I.F. \quad [5.4]$$

Donde:

C_S : costo de seguros de equipos (USD)

I.F.: inversión fija (USD)

$$C_S = \frac{1}{100} \times 32\,051\,560,59 \text{ USD}$$

$$C_S = 320\,515,61 \text{ USD}$$

5.2.3. SUELDOS

Antes de determinar el valor a pagar por salarios, se estableció la estructura organizativa del personal que trabaja en la planta de obtención de metanol en base al gas natural asociado. En la Figura 5.1 se detalla la estructura organizativa de la planta.

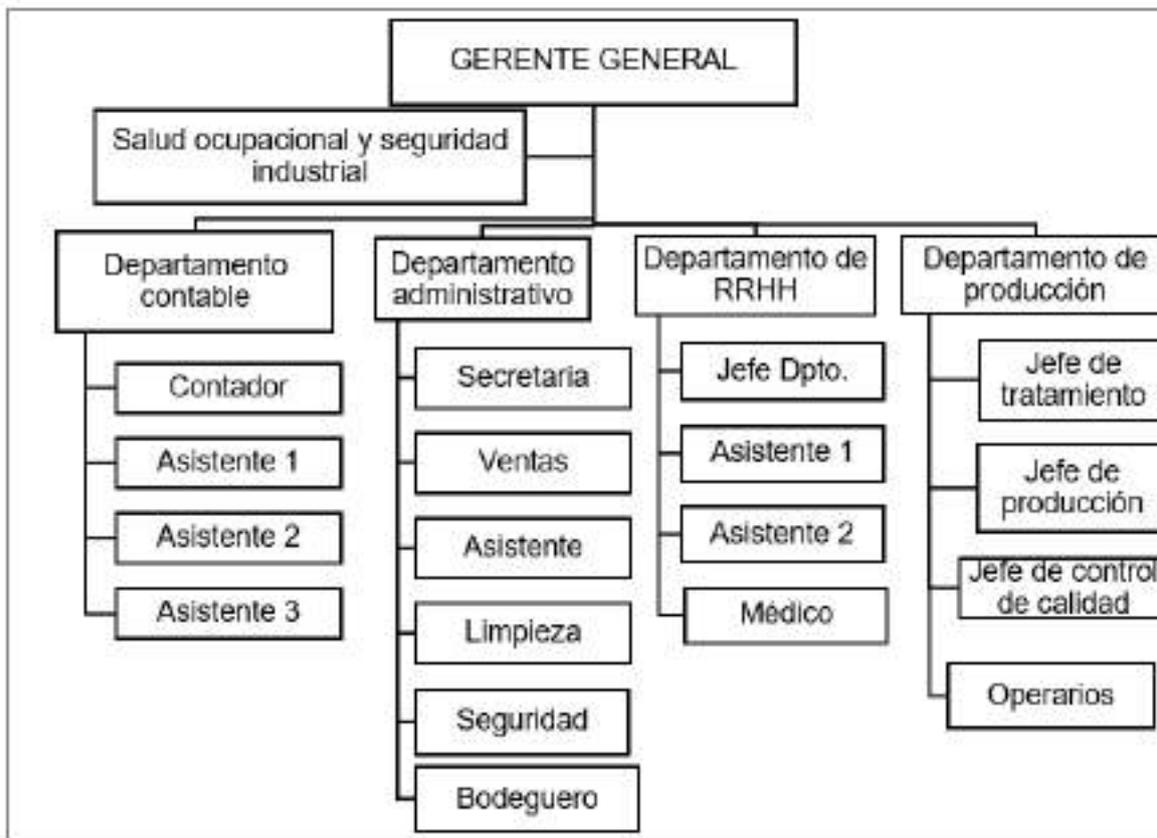


Figura 5.1. Organización de la planta de producción de metanol

Con dicho organigrama se estableció la Tabla 5.4 donde se detalla la nómina del personal de la planta de obtención de metanol y los respectivos rubros a cancelar anualmente por empleado.

Como la planta va a operar de forma continua según el flujo de gas asociado que se obtiene en el Campo Sacha Bloque 60 se estableció que el personal trabajará en dos turnos de 12 horas, por esta razón se cuenta con 15 operarios por turno rotativo.

5.2.4. GASTOS GENERALES DE LA PLANTA

Los gastos generales incluyen los costos asociados a la operación de la planta que no se han incluido tales como: comedor, transporte, capacitaciones y demás gastos.

Tabla 5.4. Planilla de la nómina de trabajadores de la planta

Cargo	Cantidad	Sueldo (USD/mes)	*Aporte patronal 12,15 % IESS (USD/mes)	Fondos de reserva (USD/mes)	Décimo tercer sueldo (USD/año)	Décimo cuarto sueldo (USD/año)	Pagos por persona (USD/año)	Total a pagar (USD/año)
Gerente general	1	3 500,00	425,25	291,55	3 500,00	400,00	54 501,60	54 501,60
Contador	1	1 500,00	182,25	124,95	1 500,00	400,00	23 586,40	23 586,40
Asistente contable	3	700,00	85,05	58,31	700,00	400,00	11 220,32	33 660,96
Supervisor de planta	1	3 000,00	364,50	249,90	3 000,00	400,00	46 772,80	46 772,80
Jefe de área	3	1 900,00	230,85	158,27	1 900,00	400,00	29,769,44	89 308,32
Operarios	30	650,00	78,98	54,15	650,00	400,00	10 447,44	313 423,20
Ingeniero de SIG	1	1 000,00	121,50	83,30	1 000,00	400,00	15 857,60	15 857,60
Laboratoristas	2	650,00	78,98	54,15	650,00	400,00	10 447,44	20 894,88
Eléctricos y mecánicos	2	500,00	60,75	41,65	500,00	400,00	8 128,80	16 257,60
Médico	2	1 000,00	121,50	83,30	1 000,00	400,00	15 857,60	31 715,20
Secretarias	3	500,00	60,75	41,65	500,00	400,00	8 128,80	24 386,40
Bodeguero	4	450,00	54,68	37,49	450,00	400,00	7 355,92	29 423,68
Limpieza	5	400,00	48,60	33,32	400,00	400,00	6 583,04	32 915,20
Seguridad	8	450,00	54,68	37,49	450,00	400,00	7 355,92	58 847,36
Total	66	-	-	-	-	-	256 013,12	791 551,20

* (IESS, 2021, p.1)

Para su cálculo se consideró el 50 % del valor total a pagar por los sueldos en un año de operación de la planta. Los costos de los gastos generales de la planta se calcularon con la Ecuación 5.5 (Coulson y Richardson, 2005 p. 262).

$$C_{G.G} = \frac{50}{100} \times S \quad [5.5]$$

Donde:

$C_{G.G}$: costo de gastos generales (USD)

S : costo total de sueldos (USD)

$$C_{G.G} = \frac{50}{100} \times 791\,551,20 \text{ USD} = 395\,775,60 \text{ USD}$$

5.2.5. LABORATORIO

El costo anual de los análisis de laboratorio necesarios para el control de calidad del metanol y para el seguimiento del proceso, es un elemento importante en la operación de las plantas petroquímicas (Coulson y Richardson, 2005 p. 265).

Como una estimación aproximada, el costo del laboratorio se consideró como 30 % del valor total de la mano de obra operativa es decir del valor total a pagar por los sueldos en un año de operación de la planta como se presenta en la Ecuación 5.6 (Coulson y Richardson, 2005 p. 265).

$$C_L = \frac{30}{100} \times S \quad [5.6]$$

Donde:

C_L : costo por el laboratorio (USD)

$$C_L = \frac{30}{100} \times 791\,551,20 \text{ USD}$$

$$C_L = 237\,465,36 \text{ USD}$$

En la Tabla 5.5 se presenta un resumen del total de los rubros considerados como costos fijos que se incurrieron para la planta de producción de metanol a partir de gas natural asociado.

Tabla 5.5. Valor de los costos fijos

Ítem	Valor (USD/año)
Mantenimiento	6 410 312,12
Seguros	320 515,61
Sueldos	791 551,20
Gastos generales planta	395 775,60
Laboratorio	237 465,36
TOTAL COSTOS FIJOS	8 155 619,88

5.3. CÁLCULO DE LOS COSTOS VARIABLES

Los costos variables son conocidos como costos que cambian en el tiempo de vida del proyecto con relación a su volumen de producción (Salvador et al., 2017, p. 123).

Para determinar dichos costos se consideraron insumos como catalizadores, amina (DEA) y combustible diésel; costo por el consumo energético, costo por el consumo de agua requerida en los equipos y materiales diversos que son requeridos en la planta para un año de operación (Coulson y Richardson, 2005, p. 261).

5.3.1. COSTOS DE INSUMOS

En la Tabla 5.6 se detalla el cálculo de los costos totales de los insumos que se requieren en la planta de obtención de metanol para un año de producción; la cantidad de combustible diésel se presenta en galones y tanto la cantidad de amina (DEA) como la cantidad de catalizadores para reformado y síntesis se presentan en kilogramo.

Tabla 5.6. Cantidad y costo de insumos utilizados en la planta

Insumo	Cantidad (kg/ año) o (gal/año)	Precio (USD/kg) o (USD/gal)	Valor (USD)
Catalizador Ni-MgAl ₂ O ₄ en pre-reformador y reformador*	60 690,48	955,00	57 959 414,61
Catalizador CuO/ZnO/Al ₂ O ₃ síntesis de metanol **	23 294,60	146,80	3 419 647,28
DEA***	5 627,99	70,77	398 292,84
Combustible diésel****	10 508 436,96	1,44	15 132 149,22
Total	-	-	76 909 503,95

* (Sigma Aldrich, 2021)

** (Alfa Aesar, 2021a)

*** (Alfa Aesar, 2021b)

**** (Petroecuador, 2021)

5.3.2. COSTOS DE ENERGÍA ELÉCTRICA

El costo de la energía se determinó en función de la potencia de cada equipo. En la Tabla 5.7 se resumen las potencias y el costo a pagar anualmente por consumo de electricidad.

Se consideró la tarifa general de alto voltaje para industria en el oriente igual a 0,0678 USD/kW-h (Agencia de Regulación y Control de Electricidad, 2020, p. 27) y como se mencionó en el Subcapítulo 4.4 se consideró que la planta de producción de metanol operará 347 días del año es decir, 8 328 h/año.

Tabla 5.7. Costo anual de energía eléctrica

Equipo	Etiqueta en planta	Potencia (kW)	Precio (USD/h)	Valor (USD/año)
Compresor	KT-001	25 032,09	1 697,18	14 134 079,25
Compresor	KT-002	22 552,12	1 529,03	12 733 792,95
Compresor	KT-003	41 170,42	2 791,35	23 246 400,08
Bomba	P-001	4,28	0,29	2 416,65
Bomba	P-002	3,72	0,25	2 100,45

Tabla 5.7. Costo anual de energía eléctrica (continuación...)

Bomba	P-003	7,95	0,54	4 488,88
Bomba	P-004	15,44	1,05	8 718,02
Bomba	P-005	6,57	0,45	3 709,67
Bomba	P-006	3,75	0,25	2 117,39
Bomba	P-007	1,10	0,07	621,10
Bomba	P-008	1,11	0,08	626,75
Total	-	-	-	50 139 071,19

5.3.3. COSTOS DE AGUA

El costo de agua se determinó en función de la cantidad que se ocupa en los equipos de la planta. En la Tabla 5.8 se detallan la cantidad de agua y el costo a pagar anualmente.

Se consideró la tarifa general para el consumo de agua potable de la categoría industria establecida en la provincia de Francisco de Orellana (El Coca) que es igual a 1,10 USD/m³ (Gobierno Autónomo Descentralizado Municipio Francisco de Orellana, 2017, p. 12), y como se mencionó en el Subcapítulo 4.4 se definió que la planta de producción de metanol operará por 347 días del año es decir, 8 328 h/año de forma continua.

Tabla 5.8. Costo anual de agua

Equipo	Cantidad (kg/h)	Cantidad (m³/h)	Precio (USD/h)	Valor (USD/año)
Intercambiador de calor IQ-001	37 094,77	37,09	40,80	339 817,77
Intercambiador de calor IQ-002	105 900,00	105,90	116,49	970 128,72
Intercambiador de calor IQ-003	60 000,00	60,00	66,00	549 648,00
Intercambiador de calor IQ-005	42 602,17	42,60	46,86	390 269,96
Reposición de amina	212,60	0,21	0,23	1 947,59
Hervidor de D-002	6 256,59	6,26	6,88	57 315,37
Hervidor de D-003	29 525,16	29,53	32,48	270 474,09
Condensador de D-003	239 479,89	239,48	263,43	2 193 827,38
Total	-	-		4 773 428,87

5.3.4. MATERIALES DIVERSOS

Bajo el nombre de materiales diversos se incluyeron materiales que no están contados en los insumos, como: casco, gafas de seguridad, ropa de seguridad, juntas de tuberías, materiales de limpieza e implementos de higiene. Para su cálculo se consideró el 10 % del valor total del costo de mantenimiento como se muestra en la Ecuación 5.7 (Coulson y Richardson, 2005 p. 262).

$$C_{M.D.} = \frac{10}{100} \times C_M \quad [5.7]$$

Donde:

$C_{M.D.}$: costo de materiales diversos (USD)

$$C_{M.D.} = \frac{10}{100} \times 6\,410\,312,12 \text{ USD}$$

$$C_{M.D.} = 641\,031,21 \text{ USD}$$

En la Tabla 5.9 se presenta un resumen del total de los costos variables realizado en la planta.

Tabla 5.9. Valor de los costos variables

Ítem	Valor (USD/año)
Insumos	76 909 503,95
Energía eléctrica	50 139 071,19
Agua potable	4 773 428,87
Materiales diversos	641 031,21
TOTAL COSTOS VARIABLES	132 463 035,22

5.4. CAPITAL DE TRABAJO

El capital de trabajo es la inversión que se realizó para la puesta en marcha de la

planta, se lo obtiene de la suma del total de costos variables más el total de los costos fijos como se presenta en la Ecuación 5.8 (Coulson y Richardson, 2005 p. 262).

$$CT = CF + CV \quad [5.8]$$

Donde:

CT: capital de trabajo (USD)

CF: costos fijos totales (USD)

CV: costos variables totales (USD)

$$C_{M.D.} = 8\,155\,619,88 \text{ USD} + 132\,463\,035,22 \text{ USD}$$

$$C_{M.D.} = 140\,618\,655,10 \text{ USD}$$

5.5. DEPRECIACIÓN DE EQUIPOS Y EDIFICIOS

Este valor lo conforma la depreciación de equipos e infraestructura del proyecto. La depreciación es el costo mediante el cual se evidencia contable y financieramente la pérdida de valor de un activo fijo por su uso en un tiempo de vida definido (Granados, Latorre y Ramírez, 2003, p. 207).

Los costos de equipos e infraestructura se presentaron en la Tabla 5.2, mientras que, la depreciación se estableció para un tiempo de 10 años en el caso de los equipos y 20 años en el caso de la infraestructura. (Granados et al., 2003, pp. 207 y 208).

En la Tabla 5.10 se presentan los valores totales para depreciación de equipos e infraestructura en un año de operación de la planta productora de metanol, el cálculo y desarrollo de la tabla de depreciación se explican en el Anexo XIV en las Tablas AXIV.3 y AXIV.4

Tabla 5.10. Depreciación anual

Activo	Valor de adquisición (USD)	Tiempo de depreciación (años)	Depreciación (USD/año)
Equipos	13 986 135,53	10	1 398 613,55
Infraestructura	1 748 266,94	20	87 413,35
Total	-	-	1 486 026,90

5.6. INGRESOS

El objetivo de la planta es producir metanol para de esta forma generar ingresos, por ello se debe dar un precio de venta al producto que permita cubrir tanto los costos fijos como los variables y dejar una utilidad (Chain y Chain, 2008, p. 128).

El precio de venta por litro de metanol se estimó por medio del costo total requerido para la fabricación de cada unidad de producto, este valor es conocido como costo unitario y se calculó con la Ecuación 5.9 (Chain y Chain, 2008, p. 128).

Los datos de costos fijos y variables se presentaron en las Tablas 5.4 y 5.8 respectivamente, mientras que, la cantidad de metanol producido en la planta se presentó en la Tabla 4.1; la densidad del metanol igual a 744,80 kg/m³ se encontró en Perry y Green (2001, p. 2-102).

$$CU = \frac{CV+CF}{Q} \quad [5.9]$$

Donde:

CU: costo unitario total (USD/L)

CV: costo variable total (USD)

CF: costo fijo total (USD)

Q: cantidad de producción (L)

$$Q = 24\,330,75 \frac{kg}{h} \times \frac{m^3}{744,80 \, kg} \times \frac{1\,000 \, L}{1m^3} \times 8\,328 \frac{h}{año} = 272\,054\,908,69 \frac{L}{año}$$

$$CU = \frac{(132\,463\,035,22 + 8\,155\,619,88)\text{USD}}{272\,054\,908,69\text{L}} = 0,52 \frac{\text{USD}}{\text{L}}$$

Se calculó el precio de venta del producto con la Ecuación 5.10, para esto se trabajó con un porcentaje de utilidad del 55 % sobre el costo unitario (Chain y Chain, 2008, p. 76).

$$PV = \frac{CU}{(1 - \frac{j}{100})} \quad [5.10]$$

Donde:

PV: precio de venta (USD/L)

j: margen de utilidad sobre el precio (%)

$$PV = \frac{0,52 \frac{\text{USD}}{\text{L}}}{(1 - 0,55)} = 1,16 \frac{\text{USD}}{\text{L}}$$

Finalmente, los ingresos generados en un año de operación se determinaron con la Ecuación 5.11 (Chain y Chain, 2008, p. 76).

$$I = Q \times PV \quad [5.11]$$

Donde:

I: ingresos (USD/año)

$$I = 272\,054\,908,69 \frac{\text{L}}{\text{año}} \times 1,16 \frac{\text{USD}}{\text{L}} = 315\,583\,694,08 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

En la Tabla 5.11 se detallan el costo unitario, el precio y los ingresos generados por la venta de cada litro de metanol en un año de operación de la planta.

Tabla 5.11. Cantidad de metanol producido, precio de venta e ingresos generados

Producto	Cantidad (L/año)	Costo unitario (USD/L)	Precio de venta (USD/L)	Ingresos (USD/año)
Metanol	272 054 908,69	0,52	1,16	315 583 694,08

Las principales empresas que ofertan metanol en el país lo hacen a precios que oscilan entre 8,00 a 10,00 USD/L según la pureza del alcohol (Pillajo, 2018, p.212; Novachem del Ecuador, 2021, p. 1). Por otra parte, el precio de venta que se calculó por medio de las Ecuaciones 5.1 y 5.2 es de 1,16 USD/L; esta variación en el precio se debe principalmente a que el metanol comercializado en el país es importado, por lo cual se debe incurrir en costos adicionales aplicados para importaciones, los cuales se ven reflejados en el precio de venta.

Por esta razón, el metanol fabricado a partir de gas natural asociado, al ser de fabricación nacional no se lo vende al precio que actualmente se oferta y se puede comercializar a precios menores en comparación a los que se venden en el país.

5.7. INDICADORES FINANCIEROS

Para el cálculo de los indicadores financieros se obtuvo el flujo de caja del proyecto que se detalla en el Figura AXIV.5. El objetivo del cálculo del valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR) es evaluar la rentabilidad del proyecto en un tiempo de vida de 10 años de operación (Salvador et al., 2017, p. 118).

5.7.1. VALOR ACTUAL NETO (VAN)

El valor actual neto (VAN) es el valor presente de los flujos de efectivo neto, es decir el VAN es la diferencia entre todos los ingresos y egresos del proyecto. Si el valor actual neto es igual o superior a cero, el proyecto termina aceptándose.

Para su cálculo se utilizó la Ecuación 5.12 (Mete, 2014, p. 69). Se consideró una tasa de interés activa del 10,21 % que se aplica como tasa máxima para el segmento productivo empresarial (Banco Central del Ecuador, 2021).

$$VAN = I_0 + \sum_{t=1}^n \frac{FN_t}{(1+i)^t} \quad [5.12]$$

Donde:

FN_t: flujo de efectivo neto en el tiempo t

i: tasa de interés

t: número de períodos de vida útil del proyecto

lo: inversión inicial en el tiempo 0 de la evaluación

$$VAN = -172\,670\,215,70 + \frac{114\,247\,384,75}{(1+0,1021)^1} + \frac{114\,247\,384,75}{(1+0,1021)^2} + \frac{114\,247\,384,75}{(1+0,1021)^3} + \frac{114\,247\,384,75}{(1+0,1021)^4} + \frac{114\,247\,384,75}{(1+0,1021)^5} + \frac{114\,247\,384,75}{(1+0,1021)^6} + \frac{114\,247\,384,75}{(1+0,1021)^7} + \frac{114\,247\,384,75}{(1+0,1021)^8} + \frac{114\,247\,384,75}{(1+0,1021)^9} + \frac{255\,740\,173,33}{(1+0,1021)^{10}}$$

$$VAN = 576\,562\,966,27 \text{ USD}$$

5.7.2. TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)

Por otro lado, la tasa interna de retorno (TIR) es la tasa de interés que, utilizada en el cálculo del valor actual neto, hace que sea igual a cero. Este indicador evalúa el proyecto en función de una sola tasa de rendimiento que hace que los ingresos sean igual a los egresos del proyecto. Si la TIR es positivo, el proyecto es rentable (Mete, 2014, p. 71).

Para calcular la tasa interna de retorno (TIR) se resolvió la Ecuación 5.12 pero con el valor del VAN igual a cero. El resultado de esta tasa de interés que da como resultado un valor actual neto de cero fue de 66 %.

$$VAN = -172\,670\,215,70 + \frac{114\,247\,384,75}{(1+TIR)^1} + \frac{114\,247\,384,75}{(1+TIR)^2} + \frac{114\,247\,384,75}{(1+TIR)^3} + \frac{114\,247\,384,75}{(1+TIR)^4} + \frac{114\,247\,384,75}{(1+TIR)^5} + \frac{114\,247\,384,75}{(1+TIR)^6} + \frac{114\,247\,384,75}{(1+TIR)^7} + \frac{114\,247\,384,75}{(1+TIR)^8} + \frac{114\,247\,384,75}{(1+TIR)^9} + \frac{255\,740\,173,33}{(1+TIR)^{10}}$$

$$TIR = 0,66 = 66 \%$$

En la Tabla 5.12 se presentan los indicadores financieros obtenidos en el análisis de rentabilidad del proyecto.

Tabla 5.12. Indicadores financieros VAN y TIR del proyecto

Indicadores financieros	Valor	Unidad
Valor actual neto (VAN)	576 562 966,27	USD
Tasa interna de retorno (TIR)	66	%

Como se observa en la Tabla 5.12, el proyecto presenta un VAN y una TIR positivos por lo tanto, se concluye que la instalación de la planta de producción de metanol a partir de gas natural es un proyecto factible para los inversionistas y que generará ingresos durante los 10 años de operación.

5.8. ANÁLISIS DEL PUNTO DE EQUILIBRIO

El análisis del punto de equilibrio o también conocido como análisis costo-volumen-utilidad, establece relaciones entre ingresos y costos para diferentes cantidades de producción. Para esto se debe asumir valores constantes de ingresos y costos dentro de los rangos de operación (Chain y Chain, 2008, p. 129).

Con el análisis del punto de equilibrio se encontró la cantidad de producción de metanol que hace a la utilidad igual a cero, en función de este punto, se puede establecer la cantidad mínima de producción (Chain y Chain, 2008, p. 130).

Para encontrar el punto de equilibrio fue necesario graficar dos funciones. La primera es la función que indica los ingresos y se encuentra detallada en la Ecuación 5.11 y la segunda es la función de los costos totales que se encuentra expresada mediante la Ecuación 5.13. El punto donde estas dos funciones se cruzan será el punto de equilibrio (Chain y Chain, 2008, p. 130).

$$CT = (CVU \times Q) + CF \quad [5.13]$$

Donde:

CVU: costo variable unitario (USD/año)

CT: costos totales (USD/año)

La Figura 5.2 muestra el resultado del análisis de punto de equilibrio que se obtuvo al graficar la función de ingresos y de costos totales.

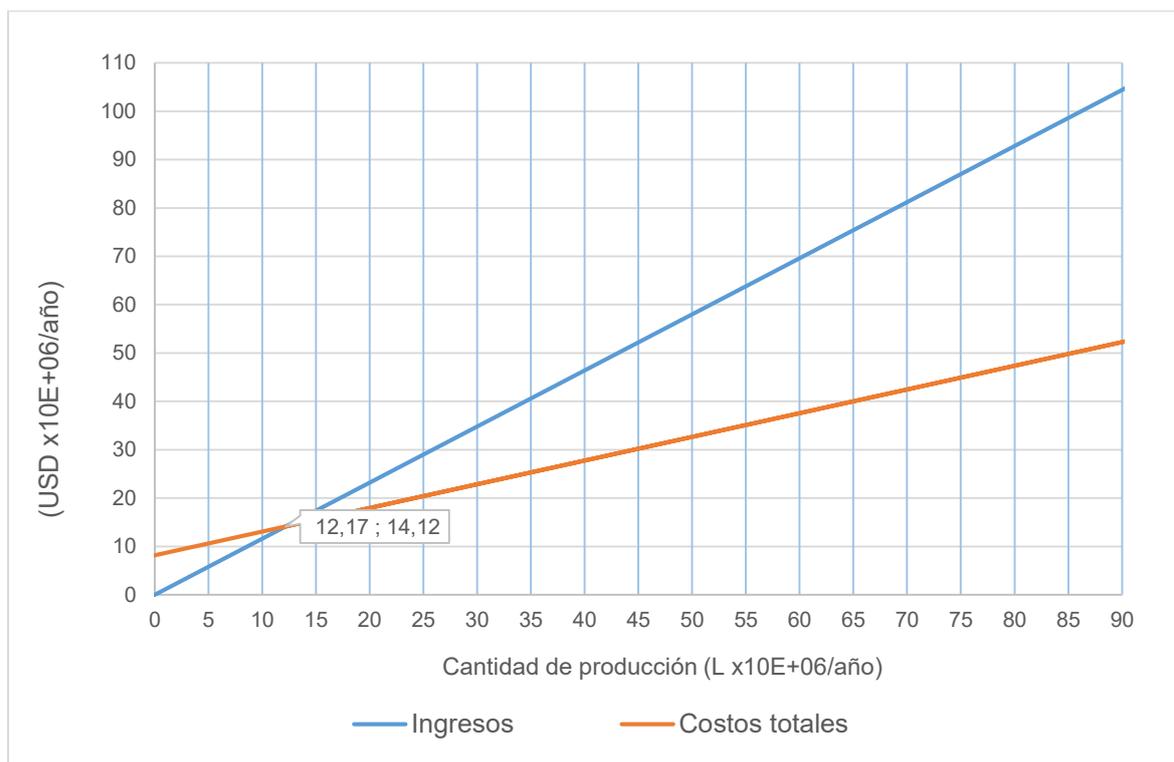


Figura 5.2. Gráfica del punto de equilibrio del proyecto

Se observa que para el proyecto de obtención de metanol alcanza su punto de equilibrio cuando produce 12 172 566,99 L del total de producción, con un monto de ingresos de 14 120 177,71 USD en un año de operación de la planta de la planta de metanol a partir de gas natural. En el ANEXO XIV sección AXIV.4 se detallan los parámetros para la gráfica obtenida.

6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1. CONCLUSIONES

- La planta de obtención de metanol a partir de gas natural asociado operaría de forma continua con una capacidad de producción igual a 24 330,75 kg/h de metanol que se obtienen al procesar 15 059 MPCSD (miles de pies cúbicos estándar por día) de gas natural que provienen de la extracción del campo Sacha Bloque 60.
- En la etapa de pre tratamiento de gas natural se logró remover un 97,70 % de ácido sulfhídrico con el uso de dietanolamina, ya que el ácido sulfhídrico resulta ser el gas ácido más peligroso para los catalizadores utilizados en el proceso de pre-reformado y reformado de gas natural; y posteriormente en la síntesis de metanol.
- El proceso más importante en la producción es el reformado con vapor de agua, puesto que en el ocurre la transformación del gas natural en gas de síntesis del cual se obtendrá el producto deseado. Para alcanzar un mayor rendimiento en las reacciones de reformación con vapor de agua se estableció una temperatura de 1 000 °C y presión de 2 000 kPa para lograr obtener una cantidad de 58 692,13 kg/h de gas de síntesis.
- El producto obtenido en la planta es el metanol, el cual, tendrá un precio de venta de 1,16 USD/L en el mercado nacional; el metanol tiene una vasta aplicabilidad como materia prima en el sector industrial del país por lo cual existe una amplia demanda para este insumo proveniente de los hidrocarburos.
- Los indicadores financieros VAN y TIR son de 576 562 966,27 USD y 66 % respectivamente, con base en esto, se puede decir que la operación y puesta en marcha de la planta de producción de metanol a partir de gas natural asociado es económicamente factible.

- La cantidad de producción en el punto de equilibrio es de 12 172 566,99 L que genera 14 120 177,71 USD de ingresos en un año de operación de la planta.

6.2. RECOMENDACIONES

- Utilizar el gas natural asociado venteado en diferentes campos petroleros para aumentar la capacidad de producción de metanol y de esta manera abarcar el mercado nacional y pensar en exportaciones de este insumo.
- Realizar una ingeniería de detalle a partir de la ingeniería básica y conceptual que se ejecutó en el presente trabajo con el objetivo de realizar un estudio técnico y económico más detallado.
- Proponer un sistema de recuperación de energía con el vapor de agua que sale del reactor multitubular y las torres de destilación con el objetivo de optimizar el proceso y hacer a la planta autosustentable.
- Plantear una absorción química con otro tipo de amina y comparar los resultados con los de la absorción de gases ácidos obtenidos en el proceso de pre-tratamiento del gas natural del presente diseño.
- Investigar la viabilidad de construcción y adquisición en el Ecuador de los equipos e insumos empleados en la planta de producción de metanol por medio de un diseño mecánico de los mismos.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Aasberg-Petersen, K., Christensen, T., Nielsen, C. y Dybkjær, I. (2003). Recent developments in autothermal reforming and pre-reforming for synthesis gas production un GTL applications. *Fuel Processing Technology*, 83(1-3 SPEC.), 253-261. [https://doi.org/10.1016/S0378-3820\(03\)00073-0](https://doi.org/10.1016/S0378-3820(03)00073-0)
2. Aasberg-Petersen, K., Dybkjaer, I., Oversen, C., Schjødt, N., Sehested, J. y Thomsen, S. (2011). Natural gas to synthesis gas- Catalysts and catalytic processes. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 3(2), 423-459. <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2011.03.004>
3. Abu-Arabi, M., Al-Jarrah, A. El-Eideh, M. y Tamimi, A. (2001). Physical solubility and diffusivity of CO₂ in aqueous diethanolamine solutions. *Journal of Chemical and Engineering Data*, 46(3), 516-521. <https://doi.org/10.1021/je000222c>
4. Al-Baghli, N., Pruess, S., Yesavage, V. y Selim, M. (2001). A rate-based model for the design of gas absorbers for the removal of CO₂ and H₂S using aqueous solutions of MEA and DEA. *Fluid Phase Equilibria*, 185(1-2), 31-41. [https://doi.org/10.1016/S0378-3812\(01\)00454-X](https://doi.org/10.1016/S0378-3812(01)00454-X)
5. Alfa Aesar. (2021a). *Copper based methanol synthesis catalyst*. Recuperado de: <https://www.alfa.com/es/catalog/045776/> (Mayo, 2021).
6. Alfa Aesar. (2021b). *Diethanolamine 99 %*. Recuperado de: <https://www.alfa.com/en/catalog/A13389/> (Mayo, 2021).
7. Alfa Laval. (2021). *Intercambiadores de calor de carcasa y tubos*. Recuperado de: <https://www.alfalaval.com.co/productos-y-soluciones/transferencia-de-calor/intercambiadores-de-calor-tubulares/intercambiadores-de-calor-de-carcasa-y-tubos/> (Mayo, 2021).

8. Agencia de Regulación y Control de Electricidad. (2020). *Pliego tarifario para las empresas eléctricas de distribución*. Recuperado de: <https://www.cnelep.gob.ec/pliego-tarifario-2/> (Junio, 2021).
9. Agencia de Regulación y Control Hidrocarburífero. (2020). *Producción de Petróleo Neto de Campo por Compañías año 2020*. Recuperado de: <https://www.controlhidrocarburos.gob.ec/wp-content/uploads/PRODUCCIO%CC%81N-DE-CAMPO-2010-2020.pdf> (Marzo, 2021).
10. American Petroleum Institute. (2007). *Welded Tanks for Oil Storage. API Standard 650*. Recuperado de: <https://law.resource.org/pub/us/cfr/ibr/002/api.650.2007.pdf> (Marzo, 2021).
11. American Petroleum Institute. (2008). *Specification for Oil and Gas Separators. API Spec 12J*. Recuperado de: <http://infostore.saiglobal.com/store/details.aspx?ProductID=1022817> (Marzo, 2021).
12. ANCAP. (2018). *Hornos de Procesos*. Recuperado de: [https://llamados.ancap.com.uy/docs_concursos/ARCHIVOS/1%20LLAMADOS%20EN%20TR%C3%81MITE/2018/REF.%2031-2018%20-%20ANALISTA%20JUNIOR%20\(INGENIER%C3%8DA%20QU%C3%8DMICA\)/BIBLIOGRAF%C3%8DA/HORNOS%20DE%20PROCESOS_REFINERIA%20LA%20TEJA_VERSION%206.PDF](https://llamados.ancap.com.uy/docs_concursos/ARCHIVOS/1%20LLAMADOS%20EN%20TR%C3%81MITE/2018/REF.%2031-2018%20-%20ANALISTA%20JUNIOR%20(INGENIER%C3%8DA%20QU%C3%8DMICA)/BIBLIOGRAF%C3%8DA/HORNOS%20DE%20PROCESOS_REFINERIA%20LA%20TEJA_VERSION%206.PDF) (Abril, 2021).
13. Arguedas, R y González, J. (2016). *Finanzas Empresariales*. (1ra. ed.). Madrid, España: Editorial Centro de Estudios Ramón Areces S.A
14. ASTM. (2015). A53. *Standard Specification for pipe, steel, black and hot-dipped, Zinc-Croated, Welded and Seamless*. Recuperado de: <https://www.astm.org/Standards/A53A53M-SP.htm> (Abril, 2021).
15. ASTM. (2017). D1071-17. *Standard Test Methods for Volumetric Measurement*

- of Gaseous Fuel Samples.* Recuperado de: <https://www.astm.org/Standards/D1071.htm> (Abril, 2021).
16. Attsu. (2016). *Calderas de vapor Model H.* Recuperado de: <https://www.attsu.com/uploads/files/producto/attsu-hh-fabricantes-caldera-de-vapor/generador-de-vapor/catalogo-h-espanol.pdf> (Junio, 2021).
17. Auces, E. y Rodríguez, J. (2003). Cálculo de las necesidades de energía en un horno de relevo de esfuerzos. *Energy needs calculation in an effort relieve kiln.* 24(3), 3-6.
18. Banco Central del Ecuador. (2020). *Estadísticas de Comercio Exterior de Bienes.* Recuperado de: https://contenido.bce.fin.ec/documentos/PublicacionesNotas/bi_fw.html (Agosto, 2020).
19. Banco Central del Ecuador. (2021). *Tasas de Interés.* Recuperado de: <https://contenido.bce.fin.ec/docs.php?path=/documentos/Estadisticas/SectorMonFin/TasasInteres/Indice.htm> (Junio, 2021).
20. Baukal, Ch. (2001). *The John Zink Combustion Handbook.* (2da. ed.). Oklahoma: Estados Unidos: CRC Prss.
21. Blumberg, T., Tsatsaronis, G. y Morosuk, T. (2019). On the economics of methanol production from natural gas. *Fuel*, 256(2019), <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2019.115824>
22. Cámara de Industrias de Guayaquil. (2012). *Desarrollo de industrias básicas en Ecuador.* Recuperado de: http://www.industrias.ec/archivos/documentos/_072012_informe_industrias_basicas.pdf (Marzo, 2021).
23. Castillos, Y. (2011). *Destilación Multicomponente.* Recuperado de: http://wendelprofesor.uta.ve/ingenieria/yoanacastillo/materias/ope_3/destilacionmulticomp.pdf (Abril, 2021).

24. Chain, N. y Chain, R. (2008). *Preparación y evaluación de proyectos*. (5ta. ed.). Bogotá, Colombia: McGraw-Hill.
25. Chandra, V. (2017). *Fundamentals of Natural Gas an International Perspective*. (2da. ed.). Oklahoma, Estados Unidos: PennWell.
26. Chen, L., Jiang, Q., Song, Z. y Posarac, D. (2011). Optimization of Methanol Yield from a Lurgi Reactor. *Chemical Engineering and Technology*, 34(5), 817-822. <https://doi.org/10.1002/ceat.201000282>
27. Chen, Y., Wang, Y., Xu, H. y Xiong, G. (2008). Efficient production of hydrogen from natural gas steam reforming in palladium membrane reactor. *Applied Catalysis B: Environmental*, 81(3-4), 283-294. <https://doi.org/10.1016/j.apcatb.2007.10.024>
28. Correa, C. y Cabrera, M. (2016). *Diseño de las plantas de tratamiento de gas natural para la separación de los hidrocarburos y producción de etileno a partir de etano*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
29. Coulson y Richardson. (2005). *Chemical Engineering Design: Gas-Liquid Separators y Multistage compressors*. (4ta. ed.). Oxford, Estados Unidos: Elsevier.
30. Couper, J., Penney, W., Fair, J. y Walas, S. (2012). *Chemical Process Equipment. Selection and Design*. (3era. ed.). Oxford, Reino Unido: Butterworth-Heinemann
31. Dortmund Data Bank Software y Separation Technology. (2017). *Vapor-Liquid Equilibrium Data*. Recuperado de: <http://www.ddbst.com/en/EED/VLE/VLE%20Methanol%3BWater.php>. (Marzo, 2021).
32. Dybkjær, I. y Aasberg-Petersen, K. (2016). Synthesis gas technology large-

- scale applications. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 94(4), 607–612. <https://doi.org/10.1002/cjce.22453>
33. Ertl, G., Knözinger, H., Schüth, F. y Weitkamp, J. (2008). *Handbook of Heterogeneous Catalysis Second, Completely Revised and Enlarged Edition*. (2da. ed.). Weinheim, Alemania: Wiley-VCH.
34. Felder, R. (2004). *Principios elementales de los procesos químicos*. (3ra. ed.). Mexico: Limusa Wiley.
35. Fogler, H. (2008). *Elementos de ingeniería de las reacciones químicas*. (4ta. ed.). México: Pearson Education.
36. Foster Wheeler. (2005). *Steam-Hydrocarbon Reformer Furnace Design*. Recuperado de: <https://www.yumpu.com/en/document/read/36292586/steam-hydrocarbon-reformer-furnace-design-foster-wheeler> (Abril, 2021).
37. Gálvez, L. (2017). *Diseño de una planta de producción de metanol a partir de los gases de chimenea provenientes de una central termoeléctrica*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
38. Gas Processors Suppliers Association. (2004). *Engineering Data Book*. (12ava. ed.). Tulsa, Estados Unidos: Gas Processors Association.
39. GEA. (2020). *Columnas de absorción*. Recuperado de: <https://www.gea.com/es/products/emission-control/gas-scrubbers/absorption-columns.jsp> (Mayo, 2021).
40. Geankoplis, C. (1998). *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. (3ra. ed.). México: Continental, S.A de C.V.
41. Gittens, G. (1969). Variation of surface tension of water with temperature.

Journal of Colloid And Interface Science, 30(3), 406-412.
[https://doi.org/10.1016/0021-9797\(69\)90409-3](https://doi.org/10.1016/0021-9797(69)90409-3)

42. Gobierno Autónomo Descentralizado Municipio Francisco de Orellana. (2017). *Ordenanza Municipal-007-2017*. Recuperado de: <https://www.orellana.gob.ec/docs/Ordenanzas/ORD%20N%C2%B0%207-2015-REGULA%20Y%20CONTROLA%20EL%20SERVICIO%20DE%20GUA%20POTABLE%20Y%20ALCANTARILLADO%20SANITARIO.PDF> (Junio, 2021).
43. Google. (2021). *Google Maps*. Recuperado de: <https://www.google.com.ec/maps/@-0.3287864,-76.8789987,384m/data=!3m1!1e3> (Marzo, 2021).
44. Granados, I., Latorre, L. y Ramírez, E. (2003). *Contabilidad Gerencial Fundamentos, principios e introducción a la contabilidad*. (1ra. ed.). Colombia: Universidad Nacional de Colombia.
45. Gutiérrez, J., Sosa, T., Ruiz, L., Zapata, A. y Erdmann, E. (2013). *Diseño del Proceso de Endulzamiento de Gas Natural*. Simulación y Comparación. CAIQ2013-VII Congreso Argentino de Ingeniería Química y 2das. Jornadas Argentinas de Seguridad de Procesos.
46. Hadjicharalambous, C., Prymark, O., Loza, K., Buyakov, A., Kulkov, S. y Chatzinikolaidou, M. (2015). Effect of Porosity of Alumina and Zirconia Ceramics Toward Pre-Osteoblast Response, *Frontiers in Bioengineering and Biotechnology*. 3(175), 1-10
47. Hájek, J. y Jegla, Z. (2017). Standards for fired heater design: Analysis of two dominant heat flux variation factors. *Applied Thermal Engineering*, 125, 702-713. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2017.07.062>
48. Haldor Topsoe. (2021). *Tubular radiant Wall steam reformer*. Recuperado de: <https://www.topsoe.com/products/equipment/tubular-radiant-wall-steam>

reformer?hsLang=en (Mayo, 2021).

49. Hernández, J., Trejo, A. y Fadrique, J. (2001). Surface tensión of aqueous solutions of alkanolamines: Single amines, blended amines and systems with nonionic surfactants. *Fluid Phase Equilibria*, 185(1-2), 165-175. [https://doi.org/10.1016/S0378-3812\(01\)00467-8](https://doi.org/10.1016/S0378-3812(01)00467-8)
50. Himmelblau, D. (1997). *Principios Básicos y Cálculos en Ingeniería Química*. (6ta.ed.). México:Prentice Hall.
51. IEFSA Ingeniería y Equipos de Filtración. (2019). *Separadores*. Recuperado de: <http://deviefsa.factorseo.mx/wp/catalogo-de-productos/separadores/> (Mayo, 2021).
52. IESS. (2021). *Aportes*. Recuperado de: <https://www.iesgob.ec/en/web/afiliado/servicios-y-prestaciones#:~:text=Al%20afiliado%20le%20corresponde%20entregar,15%25%20del%20salario%20del%20trabajador> (Mayo,2021).
53. Incropera, F., DeWitt, D., Bergman, T. y Lavine, A. (2011). *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*. (7ma. ed.). Estados Unidos: John Wiley & Sons.
54. Ingeniería Energética General. (2013). *Grados API y gravedd específica de los hidrocarburos-combustibles líquidos*. Recuperado de: http://www.energianow.com/Articulos/api_gravespecifica_correc.xtempdocx.pdf (Mayo, 2021).
55. Jiménez, A. (2003). *Diseños de Procesos en Ingeniería Química: Síntesis en Procesos de Separación*. (1ra. ed.). Barcelona, España: Editorial Reverté S.A.
56. Kern, D. (1999). *Procesos de Transferencia de Calor*. (1ra. ed.). México: CECSA.

57. Khoshandam, B. (2016). *Graphical Multistage Calculations by the Ponchon-Savarit Method*. Recuperado de: <http://bkhoshandam.tripod.com/DistillationPonchonProblems.pdf> (Abril, 2021).
58. Leiva, L. (2018). *Estudio de factibilidad para la utilización del gas asociado que se produce en tres plataformas del campo Sacha para generación eléctrica*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero de Petróleos). Universidad Central del Ecuador, Quito, Ecuador.
59. Lemonidou, A., Valla, J. y Vasalos, I. (2003). Methanol Production from Natural Gas. *Carbon Dioxide Recovery and Utilization*, 379-394. https://doi.org/10.1007/978-94-017-0245-4_15
60. Li, H., Hong, H., Jin, H. y Cai, R. (2010). Analysis of a feasible polygeneration system for power and metanol production taking natural gas and biomass as materials. *Applied Energy*, 87(9), 2846-2853. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2009.07.001>
61. Lira, R. (2007). *Compresores Reciprocantes*. Recuperado de: <https://es.scribd.com/doc/84256115/COMPRESORES-RECIPROCANTES> (Marzo, 2021).
62. Luyben, W. (2001). Effect of design and kinetic parameters on the control of cooled tubular reactor systems. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 40(16), 3623-3633. <https://doi.org/10.1021/ie000757z>
63. Mamani, G. (2018). *Aplicación del simulador Aspen Hysys V8.6. en el proceso de obtención de metanol a partir de gas natural*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Tecnólogo en Química Industrial). Universidad Mayor de San Andrés, La Paz, Bolivia.
64. 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). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.

65. Martínez, P. y Rus, E. (2004). *Operaciones de Separación en Ingeniería Química, Métodos de Cálculo*. (1ra. ed.). Madrid, España: Person Prentice Hall.
66. Matches. (2014). *Marches Process Equipment Cost Estimates*. Recuperado de: <http://www.matche.com/equipcost/Default.html> (Mayo, 2021).
67. McCabe, W., Smith, J. y Harriott, P. (2007). *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*. (7ma. ed.). México: McGraw-Hill.
68. Mete, M. (2014). Valor Actual Neto y Tasa de Retorno: Su utilidad como herramientas para el análisis y evaluación de proyectos de inversión. *Fides et Ratio-Revista de Difusión Cultural y Científica de La Universidad La Salle en Bolivia*, 7(7). 67-85.
69. Methanol Institute. (2020). *Methanol Safe Handling Manual*. Recuperado de: https://www.methanol.org/wp-content/uploads/2020/03/Safe-Handling-Manual_5th-Edition_Final.pdf (Marzo, 2021).
70. Mills, A. (1997). *Transferencia de Calor*. (1ra. ed.). México: McGraw Hill.
71. Ministerio de Energía y Recursos Naturales no Renovables. (2019). *Balance Energético Nacional 2019*. Recuperado de: <https://www.recursoyenergia.gob.ec/wpcontent/uploads/2020/12/Balance-Energetico-Nacional-2019-1.pdf> (Marzo, 2021).
72. Mokhatab, S., Poe, W. y Mak, J. (2019). *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*. (4ta. ed.). Oxford, Reino Unido: Elsevier Inc.
73. Morales, G., Tirado, G., Cabrera, D. y Mercado, L. (2005). Simulación del

Proceso de Endulzamiento de gas Natural. *Scielo Analytics*, 16(6), 33-36.
<https://dx.doi.org/10.4067/S0718-07642005000600006>

74. Mott, R. (2006). *Mecánica de fluidos*. (6ta. ed.). México: Pearson Education.
75. Muhammad, A. y Gadelhak, Y. (2015). Simulation based improvement techniques for acid gases sweetening by chemical absorption: A review. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 37, 481-491.
<https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2015.03.014>
76. Novachem del Ecuador. (2021). *Nota de cotización*. Quito, Ecuador.
77. Osinergmin. (2011). *Conceptos básicos en la industria petroquímica y su alcance*. Recuperado de: http://gasnatural.osinerg.gob.pe/contenidos/uploads/GFGN/Conceptos_Industria_Petroquimica.pdf (Marzo, 2021).
78. Pashchenko, D. (2019). Experimental investigation of synthesis gas production by methane reforming with flue gas over a NiO-Al₂O₃ catalyst: Reforming characteristics and pressure drop. *International Journal of Hydrogen Energy*, 44(14), 7073-7082. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.01.250>
79. Pedernera, M., Piña, J., Borio, D. y Bucalá, V. (2003). Use of heterogeneous two dimensional model to improve the primary steam reformer performance. *Chemical Engineering Journal*, 94(1), 29-40. [https://doi.org/10.1016/S1385-8947\(03\)00004-4](https://doi.org/10.1016/S1385-8947(03)00004-4)
80. Pellegrini, L., Soave, G., Gamba, S. y Langé, S. (2011). Economic analysis of a combined energy-methanol production plant. *Applied Energy*, 88(12), 4891-4897. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2011.06.028>
81. Perry, R. y Green, D. (2001). *Manual del Ingeniero Químico*. Madrid, España: McGraw Hill.

82. Peters, M., Timmerhaus, K. y West, R. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. (5ta. ed.). México: McGraw Hill.
83. Petroamazonas EP. (2011). *Política de Estándares de Nomenclatura de Exploración y Operaciones*. Recuperado de: <https://www.petroamazonas.gob.ec/wp-content/uploads/downloads/2018/08/Pol%C3%ADticas-de-Est%C3%A1ndares-de-Nomenclatura.pdf>
84. Petroamazonas EP. (2020). *Resumen Ejecutivo de Operaciones*. Recuperado de: <https://www.petroamazonas.gob.ec/wp-content/uploads/downloads/2020/08/Resumen-ejecutivo.pdf> (Agosto, 2020).
85. Petroecuador EP. (2021). *Precios de venta en terminal para las comercializadoras calificadas y autorizadas a nivel nacional*. Recuperado de: <https://www.eppetroecuador.ec/wp-content/uploads/downloads/2021/07/ESTRUCTURA-DE-PRECIOS-SEGMENTO-AUTOMOTRIZ-Y-OTROS-DEL-12-DE-JULIO-AL-11-DE-AGOSTO-DE-2021.pdf> (Julio, 2021).
86. Pillajo, S. (2018). *Diseño de una planta de producción de metanol a partir de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (RSU)*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). Escuela Politécnica Nacional, Quito.
87. Pino, F. (2010). *Gasotecnia*. Recuperado de: <https://es.scribd.com/doc/26222799/Iniversidad-de-Oriente-nUcle-Monagas-Escuela-De> (Marzo, 2021).
88. Rakib, M., Grace, J., Lim, C. y Elnashaie, S. (2010). Steam reforming of heptane in a fluidized bed membrane reactor. *Journal of Power Sources*, 195(17), 5749-5760. <https://doi.org/10.1016/j.jpowsour.2010.03.072>
89. Romero, S. (2016). *Estudio de un reactor catalítico para la obtención de gas de síntesis*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero

Químico Industrial). Escuela Politécnica Superior Universidad de Sevilla, Sevilla, España.

90. Romero, J. y Gómez, F. (2010). *Estudio de los efectos de la inyección de agua en los yacimientos "U" y "T" de la formación Napo del Campo Sacha*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero en Petróleos). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
91. Salvador, L., Jurado, R., Rodríguez, P., Revelo, R y Haro, E. (2017). *Diseño y Evaluación de Proyectos de Inversión*. (1ra. ed.). Quito, Ecuador: Colección Empresarial.
92. Sehested, J. (2019). Industrial and scientific directions of methanol catalyst development. *Journal of Catalysis*, 371(2019), 368-375. <https://doi.org/10.1016/j.jcat.2019.02.002>
93. SEEPSA. (2020). *Reactores Químicos*. Recuperado de: <https://www.seepsa.com.mx/reactores.html> (Mayo, 2021).
94. Sigma Aldrich. (2021). *Nickel on Silica-alumina*. Recuperado de: https://www.sigmaaldrich.com/catalog/product/sial/d8885?lang=en®ion=EC&cm_sp=Insite-_-caContent_prodMerch_gruCrossEntropy-_-prodMerch10-1 (Mayo, 2021).
95. Sinnott, R. y Towler, G. (2013). *Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. (2da. ed.). Oxford, Reino Unido: ELSEVIER.
96. Sosa, M. y Fushimi, A. (2006). Análisis termoeconómico de un reformador de gas natural para la producción de hidrógeno. *Rev. Cienc, Exactas*, 19-25.
97. Streeter, V., Wylie, B. y Bedford, K. (2000). *Mecánica de Fluidos*. (9na. ed.). Santa fé de Bogotá, Colombia: McGraw-Hill.

98. Treybal, R. (2007). *Operaciones de transferencia de masa*. (2da. ed). México: McGraw-Hill.
99. Tamimi, A., Raiker, E. y Sandall, O. (1994). Diffusion Coefficients for Hydrogen Sulfide, Carbon Dioxide, and Nitrous Oxide in Water over the Temperature Range 293-368 K. *Journal of Chemical and Engineering Data*, 39(2), 330-332- <https://doi.org/10.1021/je00014a031>
100. Unión Fenosa Gas Comercializadora. (2019). *Usos y aplicaciones del gas natural*. Recuperado de: <https://www.ufgcomercializadora.com/es/newsletter/noticianewsletter/formas-uso-gas-natural-NL-abril-2019?p=ABRIL2019> (Marzo. 2021).
101. Welty, J., Wicks, Ch., Wilson, R. y Rorrer, G. (2008). *Fundamentals of Momentum, Heat, and Mass Transfer*. (5ta.ed.). Estados Unidos: John Wiley & Sons, Inc.
102. Wenlop. (2019). *Torres de destilación*. Recuperado de: <http://www.wenlop.com/es/producto/25-torres-de-destilacion> (Mayo, 2021).
103. Wuithier, P. (1973). *El Petróleo Refino y Tratamiento Químico: Hornos Tubulares*. (1ra. ed.). Madrid, España: CEPSA S.A.
104. Yu,Z., Cao, E., Wang, Y., Zhou, Z. y Dai, Z. (2006). Simulation of natural gas steam reforming furnace. *Fuel Processing Technology*, 87(8), 695-704. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2005.11.008>
105. Zhang, Y., Cruz, J., Zhang, S., Lou, H y Benson, T. (2013). Process simulation and optimizatiion of methanol production coupled to tri-reforming process. *International Journal of Hydrogen Energy*, 38(31), 13617-13630. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2013.08.009>

ANEXOS

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I	
Datos de composición del gas natural asociado	135
ANEXO II	
Cálculo del balance de masa y balance de energía	138
ANEXO III	
Diseño del separador bifásico	179
ANEXO IV	
Diseño de la torre de absorción	184
ANEXO V	
Diseño de la torre de destilación multicomponente	196
ANEXO VI	
Diseño del reactor adiabático de lecho fijo	205
ANEXO VII	
Diseño del horno tubular	212
ANEXO VIII	
Diseño del reactor multitubular	233
ANEXO IX	
Diseño de la torre de destilación fraccionada	242
ANEXO X	
Diseño de los tanques de almacenamiento	249
ANEXO XI	
Diseño de los intercambiadores de calor	258
ANEXO XII	
Selección de bombas	268
ANEXO XIII	
Selección de compresores	274
ANEXO XIV	
Evaluación de la pre-factibilidad económica	276
ANEXO XV	
Cálculos realizados por la simulación en el software Aspen Hysys V10	286

ANEXO XVI
Cátalogo de caldero

ANEXO I

DATOS DE COMPOSICIÓN DEL GAS NATURAL ASOCIADO

Desde la Tabla AI.1 a la AI.3 se presentan los datos de presión, temperatura, poder calorífico inferior (PCI), densidad relativa y composición molar del gas natural asociado proveniente del campo Sacha Bloque 60 que será utilizado en el proceso de producción de metanol.

Para esto, se tomó los resultados de las cromatografías realizadas en las plataformas PAD 420, PAD 470 y PAD 480 de acuerdo al estudio realizado por Leiva (2018, pp.67-71). Cabe recalcar que, según Petroamazonas EP, un PAD o isla de producción, es un área geográfica desde donde se perforan los pozos para extracción petrolera o inyección de agua (2011, p. 9).

Tabla AI.1. Condiciones y composición molar del PAD 420 del campo Sacha

Temperatura (°F)	70	Densidad relativa	0,99
Presión (psia)	69,76	PCI (BTU/scf)	1 403,00
Composición			
Componente		% molar	
Metano		56,43	
Etano		7,56	
Propano		11,24	
Iso-butano		2,44	
n-butano		5,56	
Iso-pentano		1,97	
n-pentano		1,19	
Hexano		0,63	
Nitrógeno		5,10	
Dióxido de carbono		7,90	

(Leiva, 2018, p. 67)

Tabla AI.2. Condiciones y composición molar del PAD 470 del campo Sacha

Temperatura (°F)	70	Densidad relativa	0,93
Presión (psi)	69,76	PCI (BTU/scf)	1 403,06
Composición			
Componente	% molar		
Metano	59,00		
Etano	9,00		
Propano	14,00		
Iso-butano	0,00		
n-butano	0,00		
Iso-pentano	3,00		
n-pentano	1,00		
Hexano	1,00		
Nitrógeno	3,00		
Dióxido de carbono	9,00		

(Leiva, 2018, p. 69)

Tabla AI.3. Condiciones y composición molar del PAD 480 del campo Sacha

Temperatura (°F)	70	Densidad relativa	0,93
Presión (psi)	69,76	PCI (BTU/scf)	1 319,48
Composición			
Componente	% Molar		
Metano	59,00		
Etano	9,00		
Propano	14,00		
Iso-butano	0,00		
n-butano	0,00		
Iso-pentano	3,00		
n-pentano	1,00		
Hexano	1,00		
Nitrógeno	3,00		
Dióxido de carbono	9,00		

(Leiva, 2018, p. 71)

La cantidad de ácido sulfhídrico presente en el gas natural asociado se tomó de acuerdo a valores sugeridos en el trabajo de Martínez (2014, p. 109), donde se establece que la concentración de ácido sulfhídrico en gas natural asociado es de 100 ppm que transformado a fracción molar es igual a 0,0001. Por otra parte se consideró una fracción molar de 0,76 para el agua según la composición promedio de gas natural asociado presentada por Correa y Cabrera (2016, p. 86).

En la Tabla AI.4 se presenta las condiciones y composición promedio de los PAD 420, 470 y 480, considerando al ácido sulfhídrico y agua en su composición.

Tabla AI.4. Condiciones promedio y composición molar de las tres plataformas del campo Sacha

Temperatura (°F)	70	Densidad relativa	0,95
Presión (psi)	69,76	PCI (BTU/scf)	1 375,18
Composición			
Componente		% Molar	
Metano		57,94	
Etano		8,54	
Propano		13,11	
Iso-butano		0,81	
n-butano		1,85	
Iso-pentano		2,67	
n-pentano		1,06	
Hexano		0,88	
Nitrógeno		3,71	
Dióxido de carbono		8,65	
Agua		0,76	
Ácido sulfhídrico		0,01	

Los datos presentados son utilizados para realizar los balances de masa y energía, y el diseño de los diferentes equipos de la planta de producción de metanol.

ANEXO II

CÁLCULO DEL BALANCE DE MASA Y BALANCE DE ENERGÍA

AII.1 BALANCE DE MASA EN EL SEPARADOR BIFÁSICO BS-001

La planta utilizó como materia prima 15 059 MPCSD (miles de pies cúbicos estándar por día) de gas natural producidos en el campo Sacha (Petroamazonas EP, 2020). Para realizar el balance de masa es necesario cambiar este flujo volumétrico a flujo másico teniendo en cuenta que la densidad se la debe calcular a las condiciones estándar.

Para realizar el cálculo de la densidad a condiciones estándar, primero fue necesario encontrar el peso molecular de la mezcla con la Ecuación AII.1 (Felder, 2004, p. 52)

$$PM_{mezcla} = \sum y_i \times PM_i \quad [\text{AII.1}]$$

Donde:

y_i : fracción molar de cada compuesto

PM_i : peso molecular de cada compuesto (kg/kgmol)

$$PM_{mezcla} = y_{CH_4} \times PM_{CH_4} + y_{C_2H_6} \times PM_{C_2H_6} + y_{C_3H_8} \times PM_{C_3H_8} + y_{i-C_4H_{10}} \times PM_{i-C_4H_{10}} + y_{n-C_4H_{10}} \times PM_{n-C_4H_{10}} + y_{i-C_5H_{12}} \times PM_{i-C_5H_{12}} + y_{n-C_5H_{12}} \times PM_{n-C_5H_{12}} + y_{C_6H_{14}} \times PM_{C_6H_{14}} + y_{N_2} \times PM_{N_2} + y_{CO_2} \times PM_{CO_2} + y_{H_2O} \times PM_{H_2O} + y_{H_2S} \times PM_{H_2S}$$

$$PM_{mezcla} = (0,5794 \times 16) + (0,0854 \times 30) + (0,1311 \times 44) + (0,0081 \times 58) + (0,0185 \times 58) + (0,0267 \times 72) + (0,0106 \times 72) + (0,0088 \times 86) + (0,0371 \times 28) + (0,0865 \times 44) + (0,0076 \times 18) + (0,0001 \times 34)$$

$$PM_{mezcla} = 27,58 \text{ kg/kgmol}$$

Con el valor del peso molecular de la mezcla se utilizó la Ecuación AII.2 para determinar la densidad (Streeter et al., 2000, p. 17), se consideró que el gas natural se comporta como un gas ideal (Leiva, 2018, p. 25).

Según la norma ASTM D1071-17 las condiciones estándar que se establecen para muestras de combustibles gaseosos son: temperatura de 288 K y una presión de 101,32 kPa (2017, p.1).

$$\delta_{mezcla} = \frac{P}{\left(\frac{847,6}{PM_{mezcla}}\right) \times g \times T \times Z} \quad [\text{AII.2}]$$

Donde:

P: presión a la que se encuentra la mezcla (Pa)

g: aceleración de la gravedad (m/s²)

T: temperature de la mezcla (K)

Z: factor de compresibilidad igual a 1

δ_{mezcla} : densidad de la mezcla (kg/m³)

$$\delta_{mezcla} = \frac{101\,325\text{ Pa}}{\left(\frac{847,6}{27,58\text{ kg/kgmol}}\right) \times 9,81\frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 288\text{ K}}$$

$$\delta_{mezcla} = 1,169\text{ kg/m}^3$$

Por lo tanto, el flujo másico de gas natural se calculó con la Ecuación AII.3 (Streeter et al., 2000, p. 12).

$$\dot{V}_{GN} = 15\,059\,000 \frac{\text{pie}^3}{\text{día}} \times \frac{1\text{ día}}{24\text{ h}} \times \frac{(0,3048\text{ m})^3}{(1\text{ pie})^3} = 17\,767,64 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$\dot{m}_{GN} = \dot{V}_{GN} \times \delta_{mezcla} \quad [\text{AII.3}]$$

Donde:

\dot{m}_{GN} : flujo másico de gas natural (kg/h)

$$\dot{m}_{GN} = 17\,767,64 \frac{m^3}{h} \times 1,1664 \frac{kg}{m^3}$$

$$\dot{m}_{GN} = 20\,724,44 \text{ kg/h}$$

De la cantidad total de gas natural, ingresan al proceso 16 822,56 kg/h y se destina 3 901,88 kg/h para ser utilizado como combustible en el reformador, este cálculo se obtiene del balance de energía en el reformador que se muestra en la Sección AII.5.

En la Figura AII.1 se presenta el esquema del separador BS-001 con sus respectivas corrientes de entrada y salida.

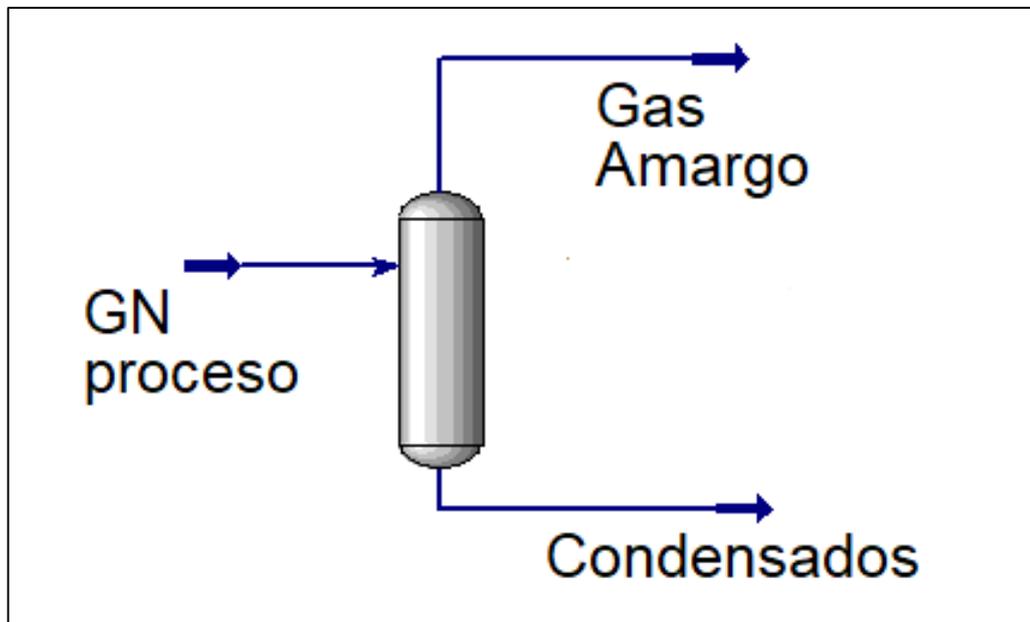


Figura AII.1. Esquema del separador bifásico BS-001 y sus corrientes de entrada y salida

En la Ecuación AII.4 se detalla la ecuación del balance de masa para el separador bifásico BS-001 según el esquema presentado.

$$GN.\text{proceso} = Gas\ Amargo + Condensados \quad [AII.4]$$

Para los balances de masa y energía en la etapa de pre-tratamiento, se utilizó el software Aspen HYSYS V10 en vista que el gas natural es una mezcla de varios

componentes y se dificulta determinar la cantidad de hidrocarburos que se encuentran condensados a la temperatura y presión de operación del equipo.

En la Tabla AII.1 se presentan los flujos y fracciones másicas de las corrientes de entrada y los resultados obtenidos del balance de masa en el separador bifásico para las corrientes de salida.

Tabla AII.1 Flujos y fracciones másicas de las corrientes de entrada y salida del separador bifásico BS-001

Componente	G.N. proceso		Gas amargo		Condensados	
	kg/h	x_{iGN}	kg/h	x_{iGA}	kg/h	y_{iC}
CH ₄	5 659,51	33,64E-02	5 659,51	33,69E-02	1,60E-03	1,00E-04
C ₂ H ₆	1 563,38	9,29E-02	1 563,38	9,31E-02	7,00E-04	0,00
C ₃ H ₈	3 519,72	20,92E-02	3 519,72	20,95E-02	1,10E-03	0,00
i-C ₄ H ₁₀	287,30	1,71E-02	287,30	1,71E-02	1,00E-04	0,00
n-C ₄ H ₁₀	656,17	3,90E-02	656,17	3,91E-02	2,00E-04	0,00
i-C ₅ H ₁₂	1 171,16	6,96E-02	1 171,16	6,97E-02	2,00E-04	0,00
n-C ₅ H ₁₂	466,70	2,77E-02	466,70	2,78E-02	1,00E-04	0,00
C ₆ H ₁₄	462,78	2,75E-02	462,78	2,76E-02	1,00E-04	0,00
N ₂	632,51	3,76E-02	632,51	3,77E-02	1,00E-04	0,00
CO ₂	2 317,70	13,78E-02	2 317,68	13,80E-02	1,60E-02	6,00E-04
H ₂ O	83,55	0,50E-02	58,37	3,50E-03	25,18	99,92E-02
H ₂ S	2,08	1,00E-04	2,08	1,00E-04	0,00	0,00

En la Tabla AII.2 se detallan las condiciones de presión, temperatura y flujos másicos de las corrientes de entrada y salida del separador bifásico BS-001 obtenidos con el software Aspen HYSYS V10.

Tabla AII.2. Presión, temperatura y flujos másicos de las corrientes de entrada y salida del separador bifásico BS-001

	G.N proceso	Gas amargo	Condensados
Flujo másico (kg/h)	16 822,56	16 797,36	25,20
Presión (kPa)	481,00	481,00	481,00
Temperatura (°C)	21,11	21,11	21,11

AII.2 BALANCE DE MASA Y ENERGÍA DE LA TORRE DE ABSORCIÓN

En la Figura AII.2 se muestra la representación de la torre de absorción D-001 con sus respectivas corrientes de entrada y salida para la realización de los balances de masa y energía.

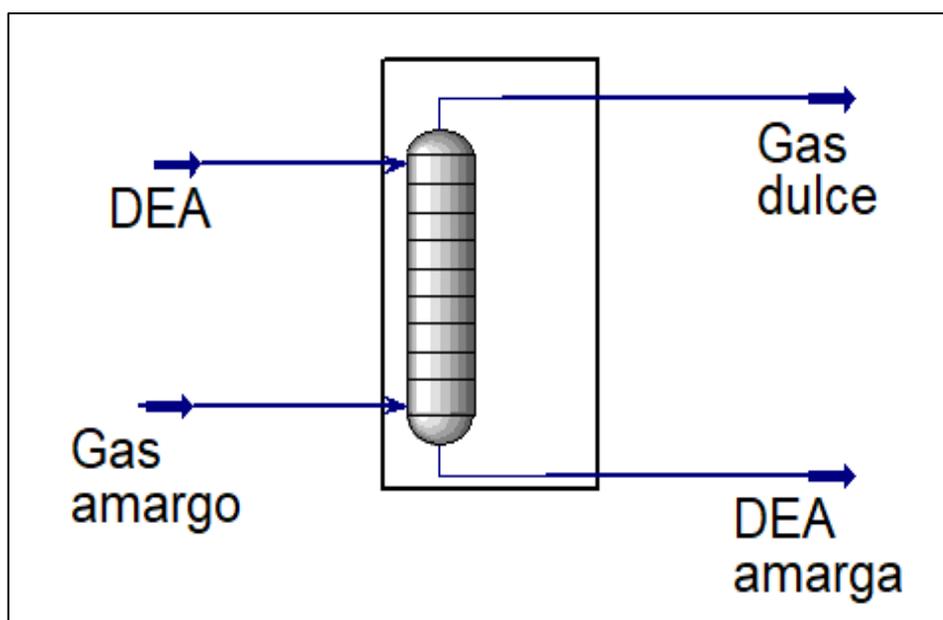


Figura AII.2. Esquema de la torre de absorción D-001 y sus corrientes de entrada y salida

Como se mencionó anteriormente, el balance de masa y energía se realizó con ayuda del Software Aspen HYSYS V10 debido a que se absorben tanto el dióxido de carbono como el ácido sulfhídrico en la dietanolamina, esta absorción se lleva a cabo por reacciones químicas entre los gases ácidos y la amina (Muhammad y GadelHak, 2015, p. 482; Al-Baghli, Pruess, Yesavage y Selim, 2001, p.34).

El Software Aspen HYSYS V10 con ayuda de sus paquetes de propiedades termodinámicos, considera dichas reacciones presentes en la absorción.

En la Tabla AII.3 se presentan las fracciones másicas y flujos másicos de la corriente de entrada, mientras que en la Tabla AII.4, se detallan la temperatura y presión de las corrientes de entrada a la torre de absorción.

Tabla AII.3. Flujos y fracciones másicas de las corrientes de entrada a la torre de absorción D-001

Componente	Gas amargo		DEA líquida	
	kg/h	$x_{iG.A}$	kg/h	y_{iDEA}
CH ₄	5 659,51	33,69E-02	-	-
C ₂ H ₆	1 563,38	9,31E-02	-	-
C ₃ H ₈	3 519,72	20,95E-02	-	-
i-C ₄ H ₁₀	287,30	1,71E-02	-	-
n-C ₄ H ₁₀	656,17	3,91E-02	-	-
i-C ₅ H ₁₂	1 171,16	6,97E-02	-	-
n-C ₅ H ₁₂	466,70	2,78E-02	-	-
C ₆ H ₁₄	462,78	2,76E-02	-	-
N ₂	632,51	3,77E-02	-	-
CO ₂	2 317,68	13,80E-02	10,67	6,00E-04
H ₂ O	58,37	3,50E-03	13 121,31	0,69
H ₂ S	2,08	1,00E-04	3,03E-02	0,00
DEA	-	-	5 627,99	0,30

Tabla AII.4. Flujo másico, temperatura y presión de las corrientes de entrada a la torre de absorción D-001

	Gas amargo	DEA líquida
Flujo másico (kg/h)	16 797,36	18 760,00
Presión (kPa)	481,00	481,00
Temperatura (°C)	21,11	20,15

En la Tabla AII.5 se detallan las fracciones másicas y flujos másicos de la corriente de salida de la torre de absorción.

Tabla AII.5. Flujos y fracciones másicas de las corrientes de salida de la torre de absorción D-001

Componente	Gas dulce		DEA amarga	
	kg/h	$x_{iG.A}$	kg/h	y_{iDEA}
CH ₄	5 658,52	35,17E-02	0,99	1,00E-04
C ₂ H ₆	1 562,97	9,71E-02	0,41	0,00
C ₃ H ₈	3 518,87	21,87E-02	0,85	0,00

Tabla AII.5. Flujos y fracciones másicas de las corrientes de salida de la torre de absorción D-001 (continuación...)

i-C ₄ H ₁₀	287,21	1,79E-02	0,08	0,00
n-C ₄ H ₁₀	656,03	4,08E-02	0,14	0,00
i-C ₅ H ₁₂	1 167,73	7,26E-02	3,43	2,00E-04
n-C ₅ H ₁₂	466,62	2,90E-02	0,08	0,00
C ₆ H ₁₄	462,70	2,88E-02	0,07	0,00
N ₂	632,47	3,93E-02	0,04	0,00
CO ₂	1 607,37	9,99E-02	720,98	3,70E-02
H ₂ O	69,42	4,30E-03	13 110,27	67,34E-02
H ₂ S	0,05	-	2,06	1,00E-04
DEA	-	-	5 627,99	28,91E-02

En la Tabla AII.6 se detallan la temperatura y presión con la que salen las corrientes después del proceso de absorción de los gases ácidos. Cabe mencionar que los resultados que se presentan son después de haber realizado el reciclo de la dietanolamina.

Tabla AII.6. Flujos másicos, temperatura y presión de las corrientes de salida de la torre de absorción D-001

	Gas dulce	DEA amarga
Flujo másico (kg/h)	16 089,96	19 467,40
Presión (kPa)	477,80	481,00
Temperatura (°C)	25,67	35,38

AII.3 BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN LA TORRE DE DESTILACIÓN MULTICOMPONENTE

En la Figura AII.3 se presenta un esquema que representa las corrientes de entrada y salida de la torre de destilación multicomponente D-002 para realizar el balance de masa, también se presenta las corrientes de energía requeridas en el hervidor y el condensador del equipo.

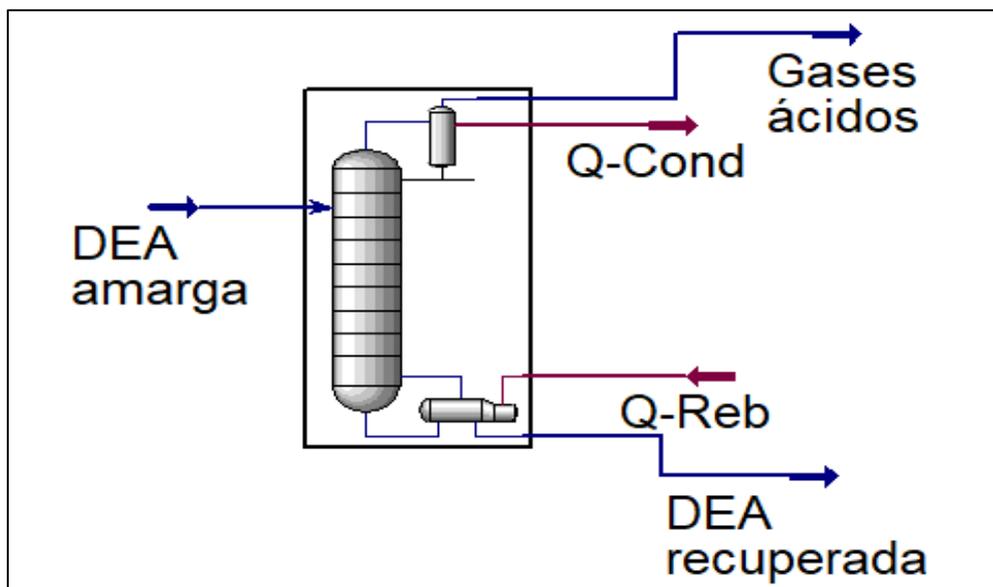


Figura AII.3. Esquema de la torre de destilación multicomponente D-002 con sus corrientes de entrada y salida

El balance de masa y energía se realizó en el software Aspen HYSYS V10 debido a que en este equipo ocurre el proceso inverso a la absorción, es decir, tanto el dióxido de carbono como el ácido sulfhídrico se separan de la dietanolamina; esta desorción de los gases se da por una destilación multicomponente y por reacciones entre los gases ácidos presentes y la amina (Muhammad y GadelHak, 2015, p. 482; Al-Baghli, et al., 2001, p.34).

En la Tabla AII.7 se detallan las fracciones másicas y flujos másicos de las corrientes de entrada y salida de la torre de destilación multicomponente.

Tabla AII.7. Flujos y fracciones másicas de las corrientes de entrada y salida de la torre de destilación multicomponente D-002

Componente	DEA amarga		Gases ácidos		DEA recuperada	
	kg/h	y_{iDEA}	kg/h	x_{iDEA}	kg/h	y_{iDEA}
CH ₄	0,99	1,00E-04	0,99	1,10E-03	0,00	0,00
C ₂ H ₆	0,41	0,00	0,41	4,00E-04	0,00	0,00
C ₃ H ₈	0,85	0,00	0,85	9,00E-04	0,00	0,00
i-C ₄ H ₁₀	0,08	0,00	0,08	1,00E-04	0,00	0,00
n-C ₄ H ₁₀	0,14	0,00	0,14	2,00E-04	0,00	0,00
i-C ₅ H ₁₂	3,43	2,00E-04	3,43	3,7,0E-03	0,00	0,00

Tabla AII.7. Flujos y fracciones másicas de las corrientes de entrada y salida de la torre de destilación multicomponente D-002 (continuación...)

n-C ₅ H ₁₂	0,08	0,00	0,08	1,00E-04	0,00	0,00
C ₆ H ₁₄	0,07	0,00	0,07	1,00E-04	0,00	0,00
N ₂	0,04	0,00	0,04	0,00	0,00	0,00
CO ₂	720,98	3,70E-02	710,34	77,21E-02	10,64	6,00E-04
H ₂ O	13 110,27	67,34E-02	201,53	21,91E-02	12 908,74	69,60E-02
H ₂ S	2,06	1,00E-04	2,03	2,20E-03	0,03	0,00
DEA	5 627,99	28,91E-02	0,00	0,00	5 627,99	30,34E-02

Por otra parte, en la Tabla AII.8 se detallan las temperaturas y presiones de las corrientes de entrada y salida de la torre de destilación multicomponente.

Tabla AII.8. Flujos másicos, presión y temperatura de las corrientes de entrada y salida de la torre de destilación multicomponente D-002

	DEA amarga	Gases ácidos	DEA recuperada
Flujo másico (kg/h)	19 467,40	920,01	18 547,39
Presión (kPa)	481,00	210,00	217,20
Temperatura (°C)	35,38	95,00	125,30

La torre de destilación está compuesta por un condensador en la parte superior y por un hervidor en la parte inferior. Para el balance de energía realizado en la columna de destilación se utilizó el software Aspen HYSYS V10 el cual dio el flujo de energía en el condensador y en el hervidor. En la Tabla AII.9 se presentan los datos necesarios para determinar la cantidad de agua en el equipo.

Tabla AII.9. Parámetros para determinar la cantidad de agua en el condensador y en el hervidor de la columna de destilación multicomponente D-002

Parámetro	Unidad	Valor
Calor latente específico de vaporización del agua*	kJ/kg	2 276
Capacidad calorífica del agua *	kJ/kg °C	4,51
Flujo de energía en el hervidor	kJ/h	1,42E+07
Flujo de energía en el condensador	kJ/h	6,05E+06

* (Perry y Green, 2001, pp. 2-167, 2-181)

Por medio de la Ecuación AII.5 se determinó la cantidad de vapor de agua que se requiere en el hervidor (McCabe, et al., 2007, p. 715).

$$\dot{m}_V = \frac{Q_{-reb}}{\lambda_V} \quad [AII.5]$$

Donde:

Q_{-reb} : flujo de energía en el hervidor (kJ/h)

\dot{m}_V : consumo de vapor de agua (kg/h)

λ_V : calor latente específico del vapor de agua (kJ/kg)

$$\dot{m}_V = \frac{1,42E+07 \frac{kJ}{h}}{2276 \frac{kJ}{kg}}$$

$$\dot{m}_V = 6256,59 \frac{kg}{h}$$

El requerimiento de agua en el condensador de la torre de destilación se determinó con la Ecuación AII.6 (McCabe, et al., 2007, p. 715), las temperaturas T_1 y T_2 del agua de enfriamiento se obtuvo de la simulación realizada en Aspen HYSYS V10.

$$\dot{m}_W = \frac{Q_{-cond}}{Cp_w \times (T_2 - T_1)} \quad [AII.6]$$

Donde:

\dot{m}_W : consumo de agua (kg/h)

$T_2 - T_1$: aumento de la temperatura del agua de enfriamiento (°C)

Q_{-cond} : flujo de energía en el condensador (kJ/h)

Cp_w : capacidad calorífica del agua (kJ/kg°C)

$$\dot{m}_W = \frac{6,05E+06 \frac{kJ}{h}}{4,51 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \times (99,20 - 62,96)^\circ C}$$

$$\dot{m}_W = 37094,77 \frac{kg}{h}$$

AII.4 BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN EL REACTOR ADIABÁTICO DE LECHO FIJO

El reactor adiabático de lecho fijo es usado como pre-reformador. Antes de realizar el balance de masa, se debe determinar la cantidad de vapor de agua requerido para reformar el gas natural que sale de la etapa de pre-tratamiento.

En la Figura AII.4 se presenta un esquema del reactor adiabático R-001 utilizado como pre-reformador donde se puede evidenciar las corrientes de entrada y salida del equipo utilizado.

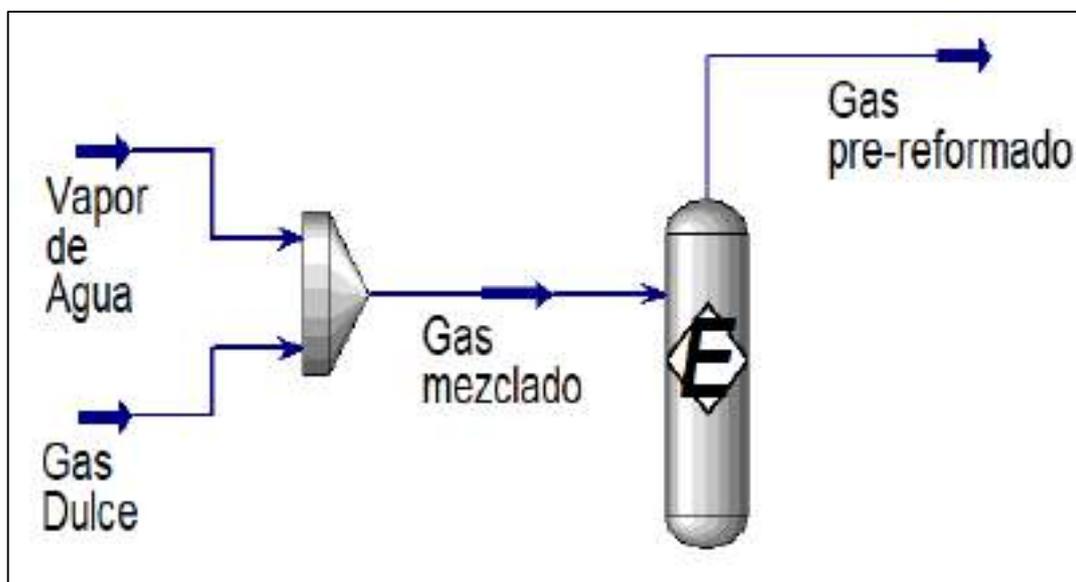


Figura AII.4. Esquema del reactor adiabático de lecho fijo R-001 con sus corrientes de entrada y salida

Las reacciones de pre-reformado y reformado ocurren sobre un catalizador de níquel, el principal problema que esto genera es el depósito de carbón en los sitios activos del catalizador que producen sinterización. Con el fin de solventar este problema se trabajó con exceso de vapor de agua en una relación molar H_2O/C de 3 a 5; así se logra la gasificación de los depósitos de coque (Romero, 2016, p. 39).

Se utilizó la Ecuación AII.7 para determinar la cantidad de vapor de agua requerido en función de la relación molar promedio de H_2O/C igual a 4 (Romero, 2016, p. 39).

$$\frac{Fm_{H_2O}}{Fm_{G,D}} = 4 \quad [AII.7]$$

$$Fm_{H_2O} = 4 \times Fm_{G,D}$$

Donde:

Fm_{H_2O} : flujo molar de vapor de agua (kgmol/h)

$Fm_{G,D}$: flujo molar de gas natural dulce (kgmol/h)

Se transformó el flujo másico de gas natural dulce que se presentó en la Tabla AII.6 en flujo molar, el peso molecular de dicha corriente (27,19 kg/kgmol) se determinó con ayuda del software Aspen HYSYS V10 por ser una mezcla de varios compuestos.

$$Fm_{G,D} = 16\,089,96 \frac{kg}{h} \times \frac{kgmol}{27,19\,kg}$$

$$Fm_{G,D} = 591,70 \frac{kgmol}{h}$$

El valor de flujo molar de gas natural dulce que se obtuvo de la etapa de pre-tratamiento se reemplazó en la Ecuación AII.7.

$$Fm_{H_2O} = 4 \times \left(591,70 \frac{kgmol}{h} \right)$$

$$Fm_{H_2O} = 2\,366,79 \frac{kgmol}{h}$$

Para realizar el balance de masa se transformó el flujo molar de agua utilizada en el reactor en flujo másico.

$$Fm_{H_2O} = 2\,366,79 \frac{kgmol}{h} \times 18 \frac{kg}{kgmol}$$

$$Fm_{H_2O} = 42\,602,17 \frac{kg}{h}$$

Según Mamani, el vapor utilizado para el pre-reformado de gas natural será vapor de agua a 600 °C y a la misma presión que el gas dulce, es decir 477,80 kPa (2018, p. 65).

La corriente de vapor es mezclada con la corriente de gas dulce antes de ingresar al pre-reformador, esto se hace con el objetivo de precalentar la materia prima y así facilitar en que las reacciones puedan llevarse a cabo ya que son reacciones endotérmicas (Romero, 2016, pp. 43-44). En la Tabla AII.10 se presentan los flujos y fracciones másicas de la corriente mezclada que ingresa al reactor adiabático de lecho fijo.

Tabla AII.10. Flujos y fracciones másicas de la corriente de entrada al reactor adiabático de lecho fijo R-001

Componente	Gas dulce + Vapor	
	kg/h	$x_{iG.A}$
CH ₄	5 658,52	9,64E-02
C ₂ H ₆	1 562,97	2,66E-02
C ₃ H ₈	3 518,87	5,99E-02
i-C ₄ H ₁₀	287,21	4,90E-03
n-C ₄ H ₁₀	656,03	1,12E-02
i-C ₅ H ₁₂	1 167,73	1,99E-02
n-C ₅ H ₁₂	466,62	7,90E-03
C ₆ H ₁₄	462,70	7,90E-03
N ₂	632,47	1,08E-02
CO ₂	1 607,37	2,74E-02
H ₂ O	42 671,59	72,70E-02
H ₂ S	0,05	0,00
Total	58 692,13	1,00

Se debe calcular la temperatura de la corriente que resulta de mezclar el flujo de gas dulce más el flujo de vapor de agua. Para esto se realizó un balance de energía entre las corrientes que se expresa en la Ecuación AII.8

$$m_v \times Cp_v \times \Delta T + m_{G.D} \times Cp_{G.D} \times \Delta T = m_M \times Cp_M \times \Delta T \quad [\text{AII.8}]$$

Donde:

$m_v, m_{G.D}$ y m_M : flujo másico de vapor de agua, de gas dulce y de la mezcla (kg/h)

$Cp_v, Cp_{G.D}$ y Cp_M : calor específico del vapor de agua, del gas dulce y de la mezcla (kJ/kg°C)

ΔT : variación de temperatura (°C)

Para tener una primera aproximación de los cálculos realizados y determinar el calor específico de la mezcla (Cp_M) se asumió un valor de temperatura de la mezcla igual a 300,00 °C porque es una temperatura cercana a la que obtendrá la mezcla; y una temperatura de referencia de 25,00 °C. Con estos datos, se encontraron los calores específicos a una temperatura media de operación (Perry y Green, 2001, p. 177).

$$42\,602,17 \frac{kg}{h} \times 2,04 \frac{kJ}{kg^\circ C} \times (600,00 - 25,00)^\circ C + 16\,089,96 \frac{kg}{h} \times 1,82 \frac{kJ}{kg^\circ C} \times (25,67 - 25,00)^\circ C = 58\,692,13 \frac{kg}{h} \times 2,04 \frac{kJ}{kg^\circ C} \times (T_M - 25,00)^\circ C$$

$$T_M = 442,33 \text{ }^\circ C$$

En la Tabla AII.11 se presenta el valor del calor específico (Cp_M) de la corriente que resulta de la mezcla entre vapor de agua y gas natural dulce y la temperatura de la mezcla (T_M) de dicha corriente que se encontró después de cada proceso iterativo realizado.

Tabla AII.11. Calor específico de la mezcla y temperatura de la mezcla para cada iteración

Iteración	Cp_M * (kJ/kg °C)	T_M (°C)
1	2,04	300,00
2	2,13	442,33
3	2,11	425,67
4	2,12	427,70
5	2,12	427,70

*(Perry y Green, 2001, p. 2-181)

Por lo tanto, el valor de temperatura de la mezcla que se encontró después del proceso iterativo fue de 427,70 °C y presión de 477,80 kPa antes de que la corriente ingrese al reactor.

Por otro parte, se realizó el balance de masa en el reactor adiabático que se empleó como pre-reformador.

El gas natural dulce utilizado como materia prima está compuesto por: propano, n-butano, i-butano, n-pentano, i-pentano y hexano que al reaccionar con vapor de agua pasan por el proceso de reformación representado en la Ecuación 2.1; para mostrar el balance de masa que se realizó en el reactor adiabático se llevó a cabo un ejemplo de cálculo para el propano; su reacción química se presenta en la Ecuación All.9.



Para determinar la cantidad de agua consumida se tiene:

$$3\,518,87 \text{ kg } C_3H_8 \times \frac{1 \text{ kgmol } C_3H_8}{44 \text{ kg } C_3H_8} \times \frac{3 \text{ kgmol } H_2O}{1 \text{ kgmol } C_3H_8} = 239,92 \text{ kgmol } H_2O$$

$$239,92 \text{ kgmol } H_2O \times \frac{18 \text{ kg } H_2O}{1 \text{ kgmol } H_2O} = 4\,318,61 \text{ kg } H_2O$$

Para determinar la cantidad de monóxido de carbono formado se tiene:

$$3\,518,87 \text{ kg } C_3H_8 \times \frac{1 \text{ kgmol } C_3H_8}{44 \text{ kg } C_3H_8} \times \frac{3 \text{ kgmol } CO}{1 \text{ kgmol } C_3H_8} = 239,92 \text{ kgmol } CO$$

$$239,92 \text{ kgmol } CO \times \frac{28 \text{ kg } H_2O}{1 \text{ kgmol } CO} = 6\,717,85 \text{ kg } CO$$

Para determinar la cantidad de hidrógeno formado se tiene:

$$3\,518,87 \text{ kg } C_3H_8 \times \frac{1 \text{ kgmol } C_3H_8}{44 \text{ kg } C_3H_8} \times \frac{7 \text{ kgmol } H_2}{1 \text{ kgmol } C_3H_8} = 559,82 \text{ kgmol } H_2$$

$$559,82 \text{ kgmol } H_2 \times \frac{2 \text{ kg } H_2}{1 \text{ kgmol } H_2} = 1\,119,64 \text{ kg } H_2$$

En la Tabla AII.12 se presentan los resultados del balance de masa para las reacciones de pre-reformado con propano, n-butano, i-butano, n-pentano, i-pentano y hexano.

Tabla AII.12. Cantidad de H₂O consumida, CO y H₂ producidos en las reacciones de pre-reformado

Reacción	Reactivos		Productos	
	C _n H _m consumido kg/h	H ₂ O consumido kg/h	CO producido kg/h	H ₂ producido kg/h
$C_3H_8 + 3H_2O \rightleftharpoons 3CO + 7H_2$	3 518,87	4 318,61	6 717,85	1 119,64
$iC_4H_{10} + 4H_2O \rightleftharpoons 4CO + 9H_2$	287,21	356,54	554,62	89,14
$nC_4H_{10} + 4H_2O \rightleftharpoons 4CO + 9H_2$	656,03	814,39	1 266,82	203,59
$iC_5H_{12} + 5H_2O \rightleftharpoons 5CO + 11H_2$	1 167,73	1 459,66	2 270,58	356,80
$nC_5H_{12} + 5H_2O \rightleftharpoons 5CO + 11H_2$	466,62	583,28	907,32	142,58
$C_6H_{14} + 6H_2O \rightleftharpoons 6CO + 13H_2$	462,70	581,06	903,88	139,89
Total		8 113,54	12 621,07	2 051,64

Con los resultados obtenidos se determinó la composición de la corriente de salida del pre-reformador. Para esto, la cantidad total de agua consumida por las reacciones se restó de la cantidad de agua que ingresó al reactor; por otra parte, se adicionó la cantidad total de monóxido de carbono e hidrógeno a la corriente de salida del gas. En la Tabla AII.13 se detallan los flujos y fracciones másicas de dicha corriente.

Para determinar la temperatura de la corriente de gas pre-reformado se realizó un balance de energía, para esto fue necesario conocer la entalpía de los productos, reactivos y de la reacción. Se presenta un ejemplo del cálculo de la entalpía de uno de los reactivos por medio de la Ecuación AII.10 (Felder, 2004, p. 458), las constantes para determinar el Cp se obtuvo de Himmelblau para cada componente (1997, p. 662).

Tabla AII.13. Flujos y fracciones másicas de la corriente de salida del reactor adiabático de lecho fijo R-001

Componente	Gas pre-reformado	
	kg/h	XiG.PR
CH ₄	5 658,52	9,64E-02
C ₂ H ₆	1 562,97	2,66E-02
N ₂	632,47	1,08E-02
CO ₂	1 607,37	2,74E-02
H ₂ O	34 558,04	58,88E-02
H ₂ S	0,05	0,00
CO	12 621,07	21,50E-02
H ₂	2 051,64	3,49E-02
Total	58 692,13	1,00

$$\Delta H_{CH_4} = \int_{T_{ref}}^{T_e} C_p dt \quad [AII.10]$$

Donde:

T_{ref}: temperatura de referencia (°C)

T_e: temperatura de los reactivos (°C)

ΔH: flujo de entalpía del reactivo (kJ/h)

$$\Delta H_{CH_4} = \int_{25,00}^{427,70} 34,31 + (5,469E - 02 \times T) + (0,3661E - 05 \times T^2) + (-11E - 09 \times T^3) dt$$

$$\Delta H_{CH_4} = 1881 \frac{J}{mol} = 18,81 \frac{kJ}{mol}$$

Para encontrar el flujo de entalpía del reactivo, se multiplicó la entalpía molar calculada en la Ecuación AII.10 por el flujo másico del componente, en este caso metano.

$$\Delta H_{CH_4} = 18,81 \frac{kJ}{mol} \times 5 658,52 \frac{kg}{h} \times \frac{kgmol}{16 kg} \times \frac{1 000 mol}{1 kgmol}$$

$$\Delta H_{CH_4} = 6,65E + 06 \frac{kJ}{h}$$

En la Tabla AII.14 se presentan los valores de flujo de entalpía para cada uno de los compuestos del gas dulce que ingresa al reactor.

Tabla AII.14. Entalpía de cada compuesto del gas dulce a la entrada al reactor

Componente	ΔH_{react} (kJ/h)
CH ₄	6,65E+06
C ₂ H ₆	2,62E+06
C ₃ H ₈	4,58E+06
i-C ₄ H ₁₀	2,91E+05
n-C ₄ H ₁₀	6,66E+05
i-C ₅ H ₁₂	1,17E+06
n-C ₅ H ₁₂	4,71E+05
C ₆ H ₁₄	4,67E+05
N ₂	2,71E+05
CO ₂	6,47E+05
H ₂ O	8,06E+07
H ₂ S	21,03
Total	9,84E+07

Para el cálculo de la entalpía de reacción fue necesario transformar el flujo másico de entrada de propano mostrado en la Tabla AII.10, a flujo molar por medio de la Ecuación AII.11. El peso molecular del propano es de 44 kg/kgmol (Perry y Green, 2001, p. 177).

$$F_{C_3H_8} = \frac{m_{C_3H_8}}{P.M.C_3H_8} \quad [\text{AII.11}]$$

Donde:

$F_{C_3H_8}$: flujo molar de propano (kgmol/h)

$m_{C_3H_8}$: flujo másico de propano (kg/h)

$P.M.C_3H_8$: peso molecular de propano (kg/kgmol)

$$F_{C_3H_8} = \frac{3\,518,87 \frac{\text{kg } C_3H_8}{\text{h}}}{44 \frac{\text{kg } C_3H_8}{\text{kgmol}}} = 79,97 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

Por otra parte, para encontrar la entalpía de cada una de las reacciones se utilizó la Ecuación AII.12, se realiza un ejemplo de cálculo de la entalpía de reacción del propano para lo cual se consideró un valor de entalpía estándar de reacción igual a 5,00E+05 kJ/kgmol (Rakib, Grace, Lim y Elnashaie, 2010, p. 5 750).

$$\Delta H_{C_3H_8}^{\circ} = \Delta H_{rx}^{\circ} \times F_{C_3H_8} \quad [\text{AII.12}]$$

Donde:

$\Delta H_{C_3H_8}^{\circ}$: flujo de entalpía de reacción del propano a temperatura de referencia (kJ/h)

ΔH_{rx}° : entalpía estándar molar de la reacción del propano (kJ/kgmol)

$$\Delta H_{C_3H_8}^{\circ} = 5,00E + 05 \frac{\text{kJ}}{\text{kgmol}} \times 79,97 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

$$\Delta H_{C_3H_8}^{\circ} = 3,99E + 07 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

En la Tabla AII.15 se presentan los valores correspondientes para la entalpía de reacciones a temperatura de referencia para cada una de las reacciones.

Tabla AII.15. Entalpía de las diferentes reacciones a temperatura de referencia (25 °C)

Reacción	ΔH_{rx} (kJ/kgmol)	F_{molar} (kgmol/h)	ΔH°_{rx} (kJ/h)
$C_3H_8 + 3H_2O \rightleftharpoons 3CO + 7H_2$	5,00E+05	79,97	3,99E+07
$iC_4H_{10} + 4H_2O \rightleftharpoons 4CO + 9H_2$	6,60E+05	4,92	3,27E+06
$nC_4H_{10} + 4H_2O \rightleftharpoons 4CO + 9H_2$	6,50E+05	11,31	7,35E+06
$iC_5H_{12} + 5H_2O \rightleftharpoons 5CO + 11H_2$	8,10E+05	16,22	1,32E+07
$nC_5H_{12} + 5H_2O \rightleftharpoons 5CO + 11H_2$	8,00E+05	6,48	5,18E+06
$C_6H_{14} + 6H_2O \rightleftharpoons 6CO + 13H_2$	9,50E-05	5,38	5,11E+06
Total			7,40E+07

(Rakib, et al., 2010, p. 5 750; Himmelblau, 1997, p. 664)

Después, se utilizó la ecuación del balance de energía que se representa en la Ecuación AII.13 y AII.14, como se trabajó con un reactor adiabático, se consideró

que el flujo calórico es igual a cero. (Felder, 2004, p. 452). Por lo tanto, la ecuación del balance de energía se iguala a cero.

$$\Delta \dot{H} = Q \quad [\text{All.13}]$$

$$\Delta H_{prod} - \Delta H_{react} + \Delta H_{rx}^{\circ} = 0$$

$$\Delta H_{prod} = \Delta H_{react} - \Delta H_{rx}^{\circ} \quad [\text{All.14}]$$

$$\Delta H_{prod} = 9,84E + 07 \frac{kJ}{h} - 7,40E + 07 \frac{kJ}{h}$$

$$\Delta H_{prod} = 2,44E + 07 \frac{kJ}{h}$$

De esta forma, se debe encontrar la temperatura a la que la entalpía de los productos es igual a la suma de la entalpía de reactivos más entalpía de reacción.

Se utilizó la Ecuación All.10 antes descrita pero, se dejó como incógnita la temperatura. Se realizó un ejemplo de cálculo para uno de los componentes presentes en la corriente de productos de las reacciones.

$$\Delta H_{CH_4} = \int_{25}^T 34,31 + (5,469E - 02 \times T) + (0,3661E - 05 \times T^2) + (-11E - 09 \times T^3) dt$$

Del mismo modo se expresó la integral para cada componente de los productos y se buscó una temperatura que permita igualar al valor de la entalpía obtenido de la Ecuación All.14.

Después de realizar este procedimiento, el valor de temperatura que se encontró fue de 286,70 °C para la corriente de salida del reactor.

Se presenta la Tabla All.16 con el detalle de los resultados del balance de masa y balance de energía realizado en el reactor adiabático de lecho fijo que se utilizó como pre-reformador.

Tabla AII.16. Flujos másicos, presión y temperatura de las corrientes de entrada y salida del reactor adiabático de lecho fijo R-001

	Vapor de agua	Gas dulce	Gas mezclado	Gas pre-reformado
Flujo másico (kg/h)	42 602,17	16 089,96	58 692,13	58 692,13
Presión (kPa)	477,80	477,80	477,80	103,65
Temperatura (°C)	600,00	25,67	427,70	286,70

AII.5 BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN EL HORNO TUBULAR

El horno vertical tubular es el equipo principal de la planta de producción de metanol, en dicho equipo se llevó a cabo el proceso de reformado de gas natural con vapor de agua. En la Figura AVI.1 se presenta un esquema de las corrientes de entrada y salida del horno tubular F-001.

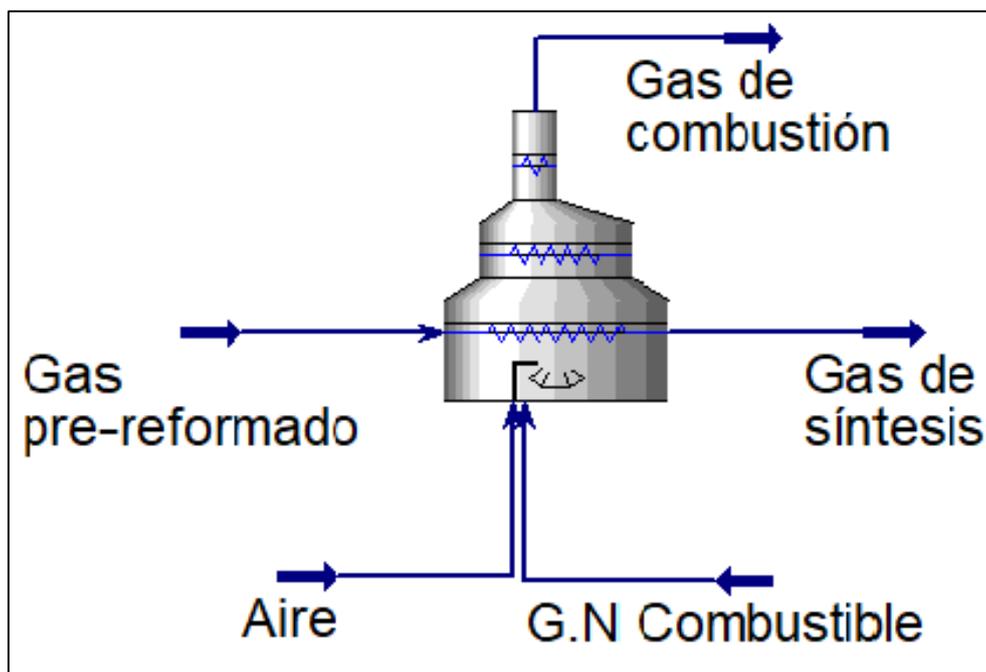


Figura AII.5. Esquema del horno tubular F-001 con sus corrientes de entrada y salida

Por medio del reformado con vapor se convirtió los hidrocarburos en una mezcla de metano, óxidos de carbono, hidrógeno y vapor de agua conocido como gas de síntesis (Dybkjaer y Aasberg-Petersen, 2016, p. 607).

Se realizó el balance de masa para el gas pre-reformado que ingresó en el horno, este gas tiene en su composición metano y etano que pasaron por el proceso de reformación como se representa en la Ecuación 2.2. En la Tabla AII.17 se presentan los flujos másicos y la composición de la corriente de gas pre-reformado que ingresa al horno.

Tabla AII.17. Flujo y fracciones másicas de la corriente de entrada al horno tubular F-001

Componente	Gas pre-reformado	
	kg/h	XiG.A
CH ₄	5 658,52	9,64E-02
C ₂ H ₆	1 562,97	2,66E-02
N ₂	632,47	1,08E-02
CO ₂	1 607,37	2,74E-02
H ₂ O	34 558,04	58,88E-02
H ₂ S	0,05	0,00
CO	12 621,07	21,50E-02
H ₂	2 051,64	3,49E-02
Total	58 692,13	1

Cabe recalcar que la reacción de reformado para el metano tiene una conversión másica del 93 % y la reacción de intercambio agua gas (Ecuación 2.3) tiene una conversión másica del 40 % a las condiciones de operación del horno (Dybkaer y Aasberg-Petersen, 2016, p. 607). Se desarrolla un ejemplo de cálculo del balance de masa para la reacción del metano que se representa en la Ecuación AII.15.



$$m_{CH_4-rx} = 5\,658,52 \text{ kg } CH_4 \times 0,93 = 5\,262,42 \text{ kg } CH_4$$

Por lo tanto, la cantidad de metano que sale es:

$$m_{CH_4-sale} = 5\,658,52 \text{ kg } CH_4 - 5\,262,43 \text{ kg } CH_4$$

$$m_{CH_4-sale} = 396,09 \text{ kg } CH_4$$

Para determinar la cantidad de agua consumida se tiene:

$$5\,262,42 \text{ kg } CH_4 \times \frac{1 \text{ kgmol } CH_4}{16 \text{ kg } CH_4} \times \frac{1 \text{ kgmol } H_2O}{1 \text{ kgmol } CH_4} \times \frac{18 \text{ kg } H_2O}{1 \text{ kgmol } H_2O} = 5\,920,22 \text{ kg } H_2O$$

Para determinar la cantidad de monóxido de carbono formado se tiene:

$$5\,262,42 \text{ kg } CH_4 \times \frac{1 \text{ kgmol } CH_4}{16 \text{ kg } CH_4} \times \frac{1 \text{ kgmol } CO}{1 \text{ kgmol } CH_4} \times \frac{28 \text{ kg } CO}{1 \text{ kgmol } CO} = 9\,209,23 \text{ kg } CO$$

Para determinar la cantidad de hidrógeno formado se tiene:

$$5\,262,42 \text{ kg } CH_4 \times \frac{1 \text{ kgmol } CH_4}{16 \text{ kg } CH_4} \times \frac{3 \text{ kgmol } H_2}{1 \text{ kgmol } CH_4} \times \frac{2 \text{ kg } H_2}{1 \text{ kgmol } H_2} = 1\,973,41 \text{ kg } H_2$$

En la Tabla AII.18 se presenta los resultados del balance de masa para las reacciones de reformado con metano, etano; y para la reacción secundaria del monóxido de carbono.

Tabla AII.18. Cantidad de H₂O consumida, CO, CO₂ y H₂ producidos en las reacciones de reformado

Reacción	Reactivos		Productos		
	C _n H _m consumido (kg/h)	H ₂ O consumido (kg/h)	CO producido (kg/h)	H ₂ producido (kg/h)	CO ₂ producido (kg/h)
$CH_4 + H_2O \rightleftharpoons CO + 3H_2$	5 262,42	5 920,22	9 209,23	1 973,41	-
$C_2H_6 + 2H_2O \rightleftharpoons 2CO + 5H_2$	1 562,97	1 875,57	2 917,55	520,99	-
$CO + H_2O \rightleftharpoons CO_2 + H_2$	5 048,43	3 245,41	-	360,60	7 933,24
Total		11 041,20	12 126,78	2 855,00	7 933,24

Con los resultados obtenidos se determinó la composición de la corriente de gas de síntesis. Para esto se restó la cantidad total de agua consumida en las reacciones de la cantidad de agua que ingresó al reactor; también se sumó la cantidad total de monóxido de carbono, hidrógeno y dióxido de carbono a la

corriente de salida del gas. En la Tabla AII.19 se detallan los flujos y fracciones másicas resultantes.

Se realizó un balance de energía para encontrar la cantidad de gas natural que se utilizó como combustible. Cabe recalcar que las reacciones de reformado son reacciones endotérmicas, por lo tanto, en el horno se buscó entregar la energía necesaria para que la temperatura a la que sale el gas de síntesis sea 1 000 °C (Blumberg et al., 2019, p. 2).

Tabla AII.19. Flujos y fracciones másicas de la corriente de salida del horno tubular F-001

Componente	Gas de síntesis	
	kg/h	$x_{iG.S}$
CH ₄	396,10	6,70E-03
N ₂	632,47	1,08E-02
CO ₂	9 540,61	16,26E-02
H ₂ O	23 516,84	40,07E-02
H ₂ S	0,05	0,00
CO	19 699,42	33,56E-02
H ₂	4 906,64	8,36E-02
Total	58 692,13	1,00

Se realiza un ejemplo de cálculo de la entalpía de uno de los reactivos con la Ecuación AII.10 (Felder, 2004, p. 458) que se presentó en la Sección AII.4 del presente Anexo. El gas ingresa al horno a una temperatura de 848,62 °C después de salir del compresor KT-001 como se observa en el diagrama de flujo presentado en la Figura 4.4; el cálculo de dicha temperatura se lo presenta en el Anexo XIII.

Con esta información la Ecuación AII.10 se expresó de la siguiente forma:

$$\Delta H_{CH_4} = \int_{25,00}^{848,62} 34,31 + (5,469E - 02 \times T) + (0,3661E - 05 \times T^2) + (-11E - 09 \times T^3) dt$$

$$\Delta H_{CH_4} = 47 253,53 \frac{J}{mol} = 47,25 \frac{kJ}{mol}$$

$$\Delta H_{CH_4} = 47,25 \frac{kJ}{mol} \times 5\,658,52 \frac{kg}{h} \times \frac{kgmol}{16\,kg} \times \frac{1\,000\,mol}{1\,kgmol}$$

$$\Delta H_{CH_4} = 1,67E + 07 \frac{kJ}{h}$$

En la Tabla AII.20 se presentan los valores para el flujo de entalpía de cada uno de los compuestos del gas pre-reformado que ingresan al horno.

Tabla AII.20. Entalpía de cada compuesto del gas pre-reformado a la entrada del horno

Componente	$\Delta H_{\text{react}} \text{ (kJ/h)}$
CH ₄	1,67E+07
C ₂ H ₆	4,16E+06
N ₂	5,75E+05
CO ₂	1,46E+06
H ₂ O	5,97E+07
H ₂ S	49,04
CO	1,39E+07
H ₂	2,98E+07
Total	1,26E+08

Para el cálculo de la entalpía de las reacciones se realizó el proceso descrito en la Sección AII.4 por medio de la Ecuación AII.11 y AII.12, de esta forma se obtuvo la Tabla AII.21 que presenta los valores de entalpía de reacción a temperatura de referencia para cada una de las reacciones que ocurren en el horno para reformar el gas pre-reformado.

Tabla AII.21. Entalpía de las reacciones de reformado a temperatura de referencia (25 °C)

Reacción	$\Delta H_{\text{rx}} \text{ (kJ/kgmol)}$	$F_{\text{molar}} \text{ (kgmol/h)}$	$\Delta H^{\circ}_{\text{rx}} \text{ (kJ/h)}$
$CH_4 + H_2O \rightleftharpoons CO + 3H_2$	2,06E+05	328,90	6,78E+07
$C_2H_6 + 2H_2O \rightleftharpoons 2CO + 5H_2$	3,47E+05	52,09	1,81E+07
$CO + H_2O \rightleftharpoons CO_2 + H_2$	-4,14E+04	180,30	-7,46E+06
Total			7,84E+07

(Sosa y Fushimi, 2006, p. 21)

Por otra parte se calculó la entalpía de los productos obtenidos, según Blumberg et al. el horno eleva la temperatura del gas hasta los 1 000,00 °C para que el proceso de reformado ocurra (2019, p. 2). Se presenta un ejemplo de cálculo para el monóxido de carbono por medio de la Ecuación AII.10 y se cambió el límite de integración.

$$\Delta H_{CO} = \int_{25}^{1000,00} 28,95E - 03 + (0,4110E - 05 \times T) + (0,3548E - 08 \times T^2) + (-2,220E - 12 \times T^3) dt$$

$$\Delta H_{CO} = 30,91 \frac{kJ}{mol}$$

$$\Delta H_{CO} = 30,91 \frac{kJ}{mol} \times 19\,699,42 \frac{kg}{h} \times \frac{kgmol}{28\,kg} \times \frac{1\,000\,mol}{1\,kgmol}$$

$$\Delta H_{CO} = 2,17E + 07 \frac{kJ}{h}$$

En la Tabla AII.22 se presenta los flujos de entalpía para los productos de la corriente de salida del horno.

Tabla AII.22. Entalpía de cada compuesto de los productos a la salida del horno

Componente	ΔH_{react} (kJ/h)
CH ₄	1,47E+06
N ₂	6,90E+05
CO ₂	2,55E+07
H ₂ O	4,93E+07
H ₂ S	59,68
CO	2,17E+07
H ₂	8,52E+07
Total	1,84E+08

Finalmente, para calcular el flujo calórico absorbido en el horno se aplicó el balance de energía que se representó en la Ecuación AII.13 de la Sección AII.4 (Felder, 2004, p. 452).

$$Q_A = \Delta H_{prod} - \Delta H_{react} + \Delta H_{rx}^{\circ}$$

$$Q_A = 1,84E + 08 \frac{kJ}{h} - 1,26E + 08 \frac{kJ}{h} + 7,84E + 07 \frac{kJ}{h}$$

$$Q_A = 1,36E + 08 \frac{kJ}{h}$$

Se calculó el flujo de calor liberado con la Ecuación 3.29, en donde se consideró una eficiencia térmica del horno de 80 % (Wuithier, 1973, p. 1176).

$$Q_L = \frac{Q_A}{Eff}$$

$$Q_L = \frac{1,36E+08 \frac{kJ}{h}}{0,80}$$

$$Q_L = 1,71E + 08 \frac{kJ}{h}$$

El poder calórico inferior del combustible se tiene de la Tabla A1.4 donde se indicaron las propiedades del gas natural utilizado, cabe recalcar que se realizó un cambio de unidades del PCI.

$$PCI_1 = 1\,375,18 \frac{BTU}{scf} \times \frac{252\,cal}{1\,BTU} \times \frac{4,18\,J}{1\,cal} \times \frac{1\,kJ}{1\,000\,J} \times \frac{(1\,scf)^3}{(0,3048\,m)^3} = 51\,155,33 \frac{kJ}{m^3}$$

Como el valor de PCI está dado en scf (pies cúbicos estándar), se utilizó la densidad a condiciones estándar que se calculó con la Ecuación AII.2 para la transformación de unidades del PCI como se muestra en la Ecuación AII.16 (Streeter et al., 2000, p. 12).

$$PCI = \frac{PCI_1}{\delta_{mezcla}} \quad [AII.16]$$

$$PCI = \frac{51\,155,33 \frac{kJ}{m^3}}{1,17 \frac{kg}{m^3}} = 43\,722,50 \frac{kJ}{kg}$$

Con este valor se calculó la cantidad de gas natural combustible necesario para producir el calor que se requiere en el proceso de reformado con vapor de agua. La masa de gas natural combustible se determinó con la Ecuación AII.17 (Auces y Rodríguez, 2003, p. 5).

$$m_C = \frac{Q_L}{PCI} \quad \text{[AII.17]}$$

Donde:

m_C : flujo másico de combustible (kg/h)

PCI: poder calórico inferior del combustible (kJ/kg)

$$m_C = \frac{1,71E+08 \frac{kJ}{h}}{43\,722,50 \frac{kJ}{kg}}$$

$$m_C = 3\,901,88 \frac{kg}{h}$$

Para determinar la composición del gas natural combustible, se consideró las mismas fracciones másicas del gas que ingresó a la planta de metanol proveniente del campo Sacha Bloque 60. En la Tabla AII.23 se presenta la composición del gas natural combustible.

Tabla AII.23. Flujos y fracciones másicas de la corriente G.N. combustible

Componente	G.N combustible	
	kg/h	XiG.A
CH ₄	1 312,68	33,64E-02
C ₂ H ₆	362,62	9,29E-02
C ₃ H ₈	816,38	20,92E-02
i-C ₄ H ₁₀	66,64	1,71E-02
n-C ₄ H ₁₀	152,20	3,90E-02
i-C ₅ H ₁₂	271,64	6,96E-02
n-C ₅ H ₁₂	108,25	2,77E-02
C ₆ H ₁₄	107,34	2,75E-02

Tabla AII.23. Flujos y fracciones másicas de la corriente G.N. combustible
(continuación...)

N ₂	146,71	3,76E-02
CO ₂	537,57	13,78E-02
H ₂ O	19,38	5,00E-03
H ₂ S	0,48	1,00E-04
Total	3 901,88	1,00

Después se realizó el balance de masa por el lado del combustible para conocer la composición y flujo másico de los gases de combustión que salen por la chimenea del horno reformador.

Se presenta en la Ecuación AII.18 el ejemplo de cálculo para la reacción de combustión del metano.



Para determinar la cantidad de oxígeno requerido se tiene:

$$1\,312,68 \text{ kg } CH_4 \times \frac{1 \text{ kgmol } CH_4}{16 \text{ kg } CH_4} \times \frac{2 \text{ kgmol } O_2}{1 \text{ kgmol } CH_4} \times \frac{32 \text{ kg } O_2}{1 \text{ kgmol } O_2} = 5\,250,74 \text{ kg } O_2$$

Para determinar la cantidad de dióxido de carbono formado se tiene:

$$1\,312,68 \text{ kg } CH_4 \times \frac{1 \text{ kgmol } CH_4}{16 \text{ kg } CH_4} \times \frac{1 \text{ kgmol } CO_2}{1 \text{ kgmol } CH_4} \times \frac{44 \text{ kg } CO_2}{1 \text{ kgmol } CO_2} = 3\,609,88 \text{ kg } CO_2$$

Para determinar la cantidad de vapor de agua formado se tiene:

$$1\,312,68 \text{ kg } CH_4 \times \frac{1 \text{ kgmol } CH_4}{16 \text{ kg } CH_4} \times \frac{2 \text{ kgmol } H_2O}{1 \text{ kgmol } CH_4} \times \frac{18 \text{ kg } H_2O}{1 \text{ kgmol } H_2O} = 2\,953,54 \text{ kg } H_2O$$

En la Tabla AII.24 se resumen los resultados del balance de masa para las reacciones de combustión que ocurren con cada uno de los compuestos del gas natural que se utilizó como combustible.

Tabla AII.24. Cantidad de O₂ consumido, CO₂, H₂O y SO₂ producidos en las reacciones de combustión del gas natural

Reacción	Reactivos		Productos		
	C _n H _m consumido (kg/h)	O ₂ consumido (kg/h)	CO ₂ producido (kg/h)	H ₂ O producido (kg/h)	SO ₂ producido (kg/h)
$CH_4 + 2O_2 \Rightarrow CO_2 + 2H_2O$	1 312,68	5 250,74	3 609,88	2 953,54	-
$2C_2H_6 + 7O_2 \Rightarrow 4CO_2 + 6H_2O$	362,62	1 353,77	1 063,67	652,71	-
$C_3H_8 + 5O_2 \Rightarrow 3CO_2 + 4H_2O$	816,38	2 968,64	2 449,13	1 335,89	-
$2iC_4H_{10} + 13O_2 \Rightarrow 8CO_2 + 10H_2O$	66,64	238,97	202,21	103,40	-
$2nC_4H_{10} + 13O_2 \Rightarrow 8CO_2 + 10H_2O$	152,20	545,80	461,83	236,17	-
$iC_5H_{12} + 8O_2 \Rightarrow 5CO_2 + 6H_2O$	271,64	965,84	830,02	407,46	-
$nC_5H_{12} + 8O_2 \Rightarrow 5CO_2 + 6H_2O$	108,25	384,89	330,76	162,37	-
$2C_6H_{14} + 19O_2 \Rightarrow 12CO_2 + 14H_2O$	107,34	379,43	329,50	157,26	-
$2H_2S + 3O_2 \Rightarrow 2SO_2 + 2H_2O$	0,48	0,68	-	0,26	0,91
Total		12 088,76	9 277,01	6 009,06	0,91

Después de calcular la cantidad de oxígeno que reaccionó; se determinó la cantidad de oxígeno que entró al horno reformador con la Ecuación AII.19, se consideró un 10 % en masa de exceso de aire recomendado para que los combustibles gaseosos produzcan combustión completa (Couper et al., 2012, p. 206).

$$m_{eO_2} = (Ex_A) \times m_{RxO_2} \quad [AII.19]$$

Donde:

m_{eO_2} : masa de oxígeno que entra al reactor (kg/h)

Ex_A : exceso de aire (%)

m_{RxO_2} : masa de oxígeno que reacciona (kg/h)

$$m_{eO_2} = (1 + 0,10) \times 12\,088,76 \frac{kg}{h} = 13\,297,63 \frac{kg}{h}$$

Con el valor de oxígeno que entró al horno se calculó la masa de aire necesaria para una combustión completa, se utilizó una relación másica del O₂ en el aire.

$$m_{aire} = 13\,297,63 \frac{kg}{h} \times \frac{100\,kg_{aire}}{23\,kg\,O_2} = 57\,815,79 \frac{kg_{aire}}{h}$$

Con la cantidad de aire que ingresó al reactor se calculó la cantidad de nitrógeno.

$$m_{aire} = 57\,815,79 \frac{kg_{aire}}{h} \times \frac{77\,kg\,N_2}{100\,kg_{aire}} = 44\,518,16 \frac{kg\,N_2}{h}$$

En la Tabla AII.25 se presenta los flujos y las fracciones másicas de los gases de combustión después de realizar el balance de masa para cada reacción de combustión.

Tabla AII.25. Flujos y fracciones másicas de la corriente de gases de combustión

Componente	Gases de combustión	
	kg/h	x _{iG.C}
CO ₂	9 814,58	10,18E-02
H ₂ O	6 028,44	15,29E-02
O ₂	1 208,88	1,72E-03
N ₂	44 664,86	72,81E-02
SO ₂	0,91	0,00
Total	61 717,67	1,00

Se utilizó la Ecuación 3.30 para calcular la temperatura de los gases de combustión a la entrada de la chimenea (Couper et al., 2012, p. 207), como se mencionó anteriormente se utilizó una eficiencia térmica del 80 % (Wuithier, 1973, p. 1176).

$$T_{stack} = \left[\frac{0,98 - Eff}{9,25E-05 \times \left(1 + \frac{ex_{aire}}{100}\right)^{0,748}} \right]^{\frac{1}{1,128}}$$

$$T_{stack} = \left[\frac{0,98 - 0,80}{9,25E-05 \times \left(1 + \frac{10}{100}\right)^{0,748}} \right]^{\frac{1}{1,128}}$$

$$T_{stack} = 773,48\,^{\circ}F = 411,93\,^{\circ}C$$

Se utilizó la Figura AII.6 para determinar la temperatura de los gases de combustión a la salida de la chimenea. Se estimó que los gases de combustión salen con 15 % de flujo calórico residual (Wuithier, 1973, p. 1178).

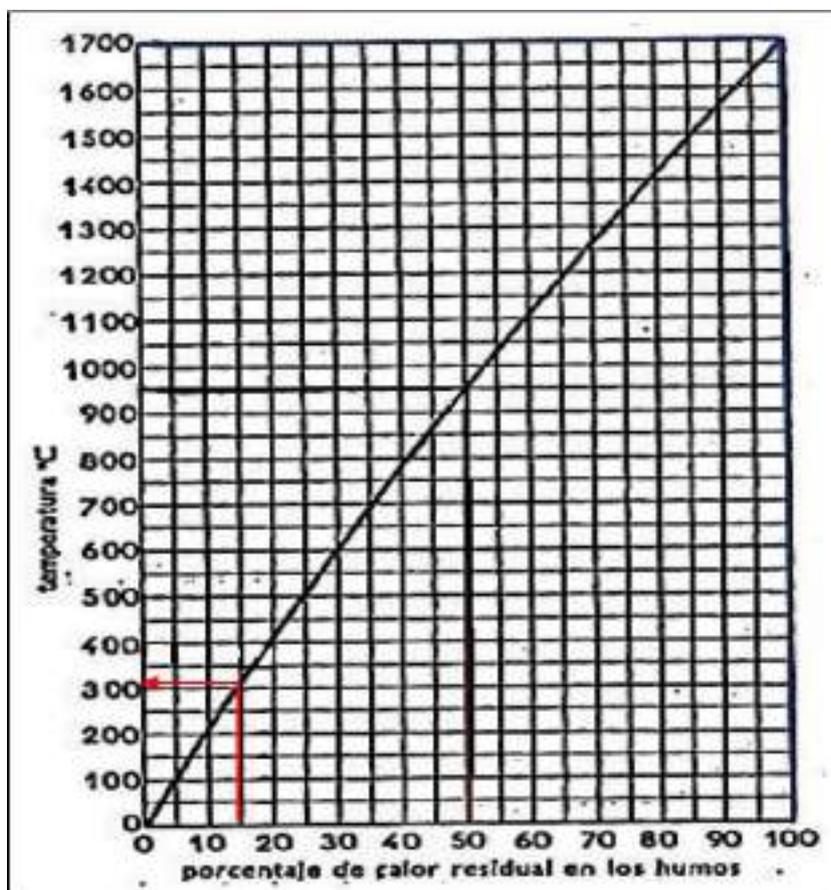


Figura AII.6. Temperatura en función del calor residual en los gases de combustión (Wuithier, 1973, p. 1178)

De la Figura AII.6 se obtuvo una temperatura de los gases de combustión a la salida de 310 °C.

En la Tabla AII.26 se resumen los resultados del balance de masa y energía realizado en el horno tubular. Antes de ingresar al horno, el gas pre-reformado pasó por un compresor, este balance de energía se encuentra explicado en el Anexo XIII, en el cual se obtuvo los valores de presión y temperatura de esta corriente. Se consideró, que el aire y los gases de combustión salen a presión atmosférica y que el gas natural combustible ingresó al horno a las mismas condiciones que la corriente obtenida de la extracción en campo detallada en el Anexo I.

Tabla AII.26. Flujos másicos, presión y temperatura de las corrientes de entrada y salida del horno tubular F-001

	Gas pre-reformado	G.N combustible	Aire	Gas de combustión	Gas de síntesis
Flujo másico (kg/h)	58 692,13	3 901,88	57 815,79	61 717,67	58 692,13
Presión (kPa)	2 000,00	481,00	101,30	101,30	2 000,00
Temperatura (°C)	848,62	21,11	25,00	310,00	1 000,00

AII.6 BALANCE DE MASA EN EL REACTOR MULTITUBULAR

En la Figura AII.7 se presenta un esquema de las corrientes de entrada y salida del reactor multitubular R-002 utilizado para la producción de metanol.

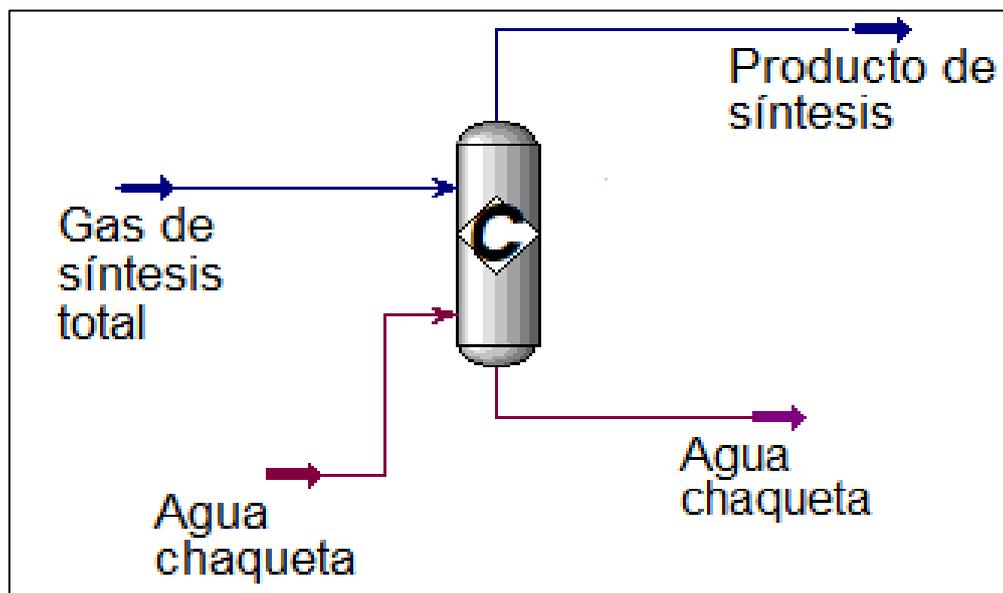


Figura AII.7. Esquema del reactor multitubular R-002 y sus corrientes de entrada y salida

El reactor multitubular trabajó con un reciclo de gas de síntesis sin reaccionar que se lo obtiene del balance de masa en el separador SB-002 en la sección AII.7 y es mezclado con la corriente de gas de síntesis que viene del reformador, esto se hace con el objetivo de incrementar la conversión de los reactivos en metanol (Chen et al., 2011, p. 819).

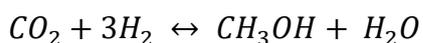
En la Tabla AII.27 se presentan los flujos y fracciones másicas de la corriente de gas de síntesis, gas de síntesis recirculado y gas de síntesis total que ingresa al reactor multitubular.

Tabla AII.27. Flujos y fracciones másicas de entrada al reactor multitubular R-002

Componente	Gas de síntesis		Gas de síntesis recirculado		Gas de síntesis total	
	kg/h	X _{iG.S}	kg/h	X _{iG.S.R}	kg/h	X _{iG.S.T}
CH ₄	396,10	6,70E-03	2 904,35	5,42E-02	3 300,45	2,94E-02
N ₂	632,47	1,08E-02	4 636,72	8,66E-02	5 269,19	4,69E-02
CO ₂	9 540,61	16,26E-02	2 036,41	3,80E-02	11 577,03	10,31E-02
H ₂ O	23 516,84	40,07E-02	1 982,40	3,70E-02	25 499,24	22,72E-02
H ₂ S	0,05	0,00	0,35	0,00	0,39	0,00
CO	19 699,42	33,56E-02	25 333,95	47,31E-02	45 033,37	40,12E-02
H ₂	4 906,64	8,36E-02	9 496,77	17,74E-02	14 403,41	12,83E-02
CH ₃ OH	-	-	7 153,45	13,36E-02	7 153,45	6,37E-02
Total	58 692,13	1,00	53 544,41	1,00	112 236,54	1,00

El gas de síntesis será convertido en metanol por medio de las reacciones que se presentan en las Ecuaciones 2.4, 2.5 y 2.6, estas reacciones presentan una conversión del 40 %, por esta razón, se busca aumentar la cantidad de metanol producido al recircula el gas de síntesis sin reaccionar al reactor multitubular (Ertl et al., 2008, p. 2922).

Se presenta un ejemplo de cálculo del balance de masa para la conversión del dióxido de carbono en metanol; para encontrar la cantidad de dióxido de carbono que reaccionó se utilizó la conversión de 40 % en masa de reactivos en productos recomendada por Ertl et al. (2008, p. 2922).



$$m_{CO_2-rx} = 11 577,03 \text{ kg } CO_2 \times 0,40 = 4 630,81 \text{ kg } CO_2$$

Por lo tanto, la cantidad de dióxido de carbono que no reacciona es:

$$m_{CO_2-sale} = 11\,577,03 \text{ kg } CO_2 - 4\,630,81 \text{ kg } CO_2 = 6\,946,22 \text{ kg } CO_2$$

Para determinar la cantidad de hidrógeno que reacciona se tiene que:

$$4\,630,81 \text{ kg } CO_2 \times \frac{1 \text{ kgmol } CO_2}{44 \text{ kg } CO_2} \times \frac{3 \text{ kgmol } H_2}{1 \text{ kgmol } CO_2} \times \frac{2 \text{ kg } H_2}{1 \text{ kgmol } H_2} = 631,47 \text{ kg } H_2$$

Para encontrar la cantidad de metanol producido se tiene que:

$$4\,630,81 \text{ kg } CO_2 \times \frac{1 \text{ kgmol } CO_2}{44 \text{ kg } CO_2} \times \frac{1 \text{ kgmol } CH_3OH}{1 \text{ kgmol } CO_2} \times \frac{32 \text{ kg } CH_3OH}{1 \text{ kgmol } CH_3OH} = 3\,367,86 \text{ kg } CH_3OH$$

Para determinar la cantidad de agua formada se tiene que:

$$4\,630,81 \text{ kg } CO_2 \times \frac{1 \text{ kgmol } CO_2}{44 \text{ kg } CO_2} \times \frac{1 \text{ kgmol } H_2O}{1 \text{ kgmol } CO_2} \times \frac{18 \text{ kg } H_2O}{1 \text{ kgmol } H_2O} = 1\,894,42 \text{ kg } H_2O$$

En la Tabla AII.28 se detallan los resultados del balance de masa para las reacciones de conversión de gas de síntesis en metanol.

Tabla AII.28. Cantidad de H₂ consumido, CH₃OH, CO y H₂O producidos en las reacciones

Reacción	Reactivos		Productos		
	CO _m consumido (kg/h)	H ₂ consumido (kg/h)	CH ₃ OH producido (kg/h)	H ₂ O producido (kg/h)	CO producido (kg/h)
$CO_2 + 3H_2 \rightleftharpoons CH_3OH + H_2O$	4 630,81	631,47	3 367,86	1 894,42	-
$CO + 2H_2 \rightleftharpoons CH_3OH$	18 914,01	2 702,00	21 616,02	-	-
$CO_2 + H_2 \rightleftharpoons CO + H_2O$	4 630,81	210,49	-	1 894,42	2 946,88
Total		3 543,96	24 983,88	3 788,84	2 946,88

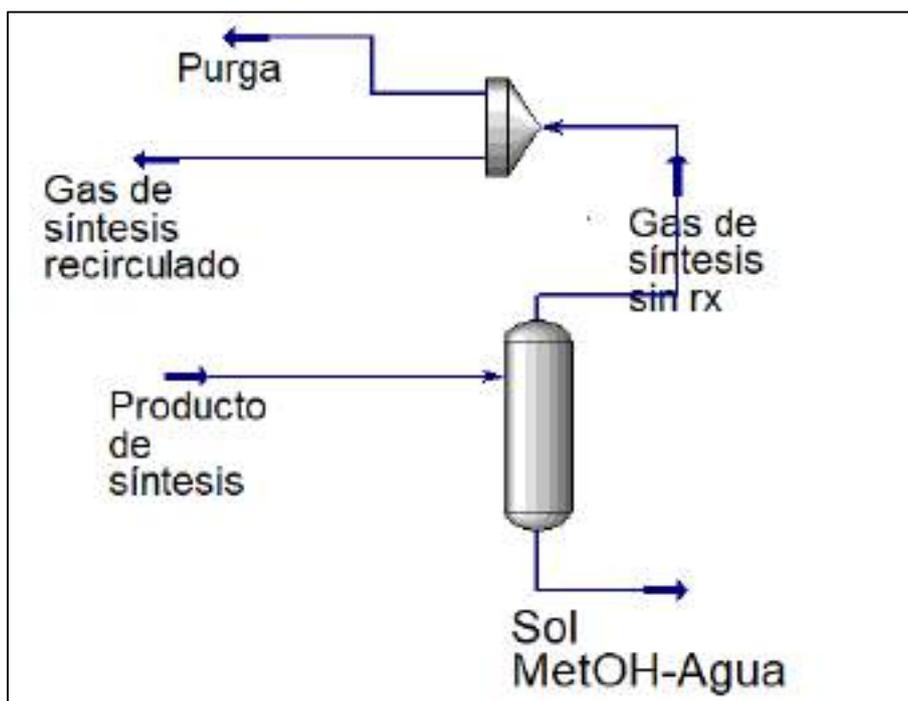
Con los resultados obtenidos se calculó la composición de la corriente de productos de la síntesis. Para esto se restó la cantidad de reactivos utilizados en las reacciones de la cantidad de reactivos que ingresó al reactor y se adicionó la cantidad de metanol producido a la corriente de salida de los productos obtenidos. En la Tabla AII.29 se presentan los flujos y fracciones resultantes del balance.

Tabla AII.29. Flujos y fracciones másicas de la corriente de productos del reactor R-002

Componente	Producto de síntesis	
	kg/h	$X_{iP.S}$
CH ₄	3 300,45	2,94E-02
N ₂	5 269,19	4,69E-02
CO ₂	2 315,41	2,06E-02
H ₂ O	29 288,08	26,10E-02
H ₂ S	0,39	0,00
CO	29 066,23	25,89E-02
H ₂	10 859,45	9,68E-02
CH ₃ OH	32 137,33	28,63E-02
Total	112 236,54	1,00

AII.7 BALANCE DE MASA EN EL SEPARADOR BIFÁSICO BS-002

En la Figura AII.8 se presenta un esquema de las corrientes de entrada y salida del separador bifásico BS-002 que separó el metanol del gas de síntesis sin reaccionar.

**Figura AII.8.** Esquema del separador bifásico BS-002 y sus corrientes de entrada y salida

En la Tabla AII.30 se presentan los flujos y fracciones másicas de la corriente del producto de síntesis que ingresó al separador bifásico.

Tabla AII.30. Flujos y fracciones másicas de la corriente de entrada al separador bifásico BS-002

Componente	Producto de síntesis	
	kg/h	XiP.S
CH ₄	3 300,45	2,94E-02
N ₂	5 269,19	4,69E-02
CO ₂	2 315,41	2,06E-02
H ₂ O	29 288,08	26,10E-02
H ₂ S	0,39	0,00
CO	29 066,23	25,89E-02
H ₂	10 859,45	9,68E-02
CH ₃ OH	32 137,33	28,63E-02
Total	112 236,54	1,00

Para separar el metanol y el agua de la corriente de gas de síntesis sin reaccionar, se consideró una capacidad de separación del 75 % y del 92 % respectivamente (Gálvez, 2017, p. 217). Con las Ecuaciones AII.20 y AII.21 se calculó la cantidad de metanol y agua que fueron separados del gas de síntesis.

$$F_{S_{CH_3OH}} = 0,75 \times F_{e_{CH_3OH}} \quad [AII.20]$$

$$F_{S_{H_2O}} = 0,92 \times F_{e_{H_2O}} \quad [AII.21]$$

Donde:

F_s: flujo másico de salida de cada componente (kg/h)

F_e: flujo másico de entrada de cada componente (kg/h)

$$F_{S_{CH_3OH}} = 0,75 \times 32\,137,33 \frac{kg}{h} = 24\,102,00 \frac{kg}{h}$$

$$F_{S_{H_2O}} = 0,92 \times 29\,288,08 \frac{kg}{h} = 26\,945,04 \frac{kg}{h}$$

Según Pellegrini et al., se debe realizar una purga del gas de síntesis sin reaccionar igual al 12 % con el objetivo de mantener su composición baja (2011, p. 4893)

En la Tabla AII.31 se presentan los resultados obtenidos para las corrientes de salida del separador bifásico, mientras que en la Tabla AII.32 se presentan los resultados para la corriente de purga, y en la Tabla AII.33 se detallan las temperaturas y las presiones de las corrientes.

Tabla AII.31. Flujos y fracciones másicas de la corriente de salida del separador BS-002

Componente	Gas de síntesis sin Rx		Sol. MetOH-Agua	
	kg/h	$X_{iG.Rx}$	kg/h	$Y_{i\ met}$
CH ₄	3 300,45	5,39E-02	-	-
N ₂	5 269,19	8,61E-02	-	-
CO ₂	2 315,41	3,78E-02	-	-
H ₂ O	2 343,05	3,83E-02	26 945,04	52,78E-02
H ₂ S	0,39	0,00	-	-
CO	29 066,23	47,50E-02	-	-
H ₂	10 859,45	17,75E-02	-	-
CH ₃ OH	8 034,33	13,13E-02	24 103,00	47,22E-02
Total	61 188,50	1,00	51 048,04	1,00

Tabla AII.32. Flujos y fracciones másicas de las corrientes después de la purga

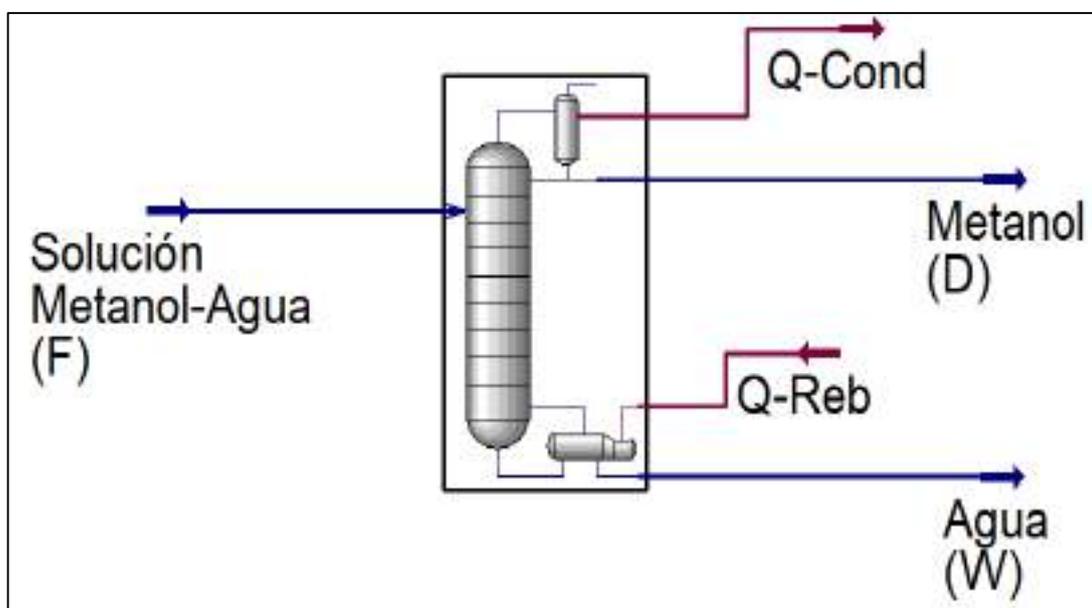
Componente	Purga		Gas de síntesis recirculado	
	kg/h	$X_{iG.Rx}$	kg/h	$Y_{i\ met}$
CH ₄	396,10	5,18E-02	2 904,35	5,42E-02
N ₂	632,47	8,27E-02	4 636,72	8,66E-02
CO ₂	278,99	3,65E-02	2 036,41	3,80E-02
H ₂ O	360,65	4,72E-02	1 982,40	3,70E-02
H ₂ S	0,05	0,00	0,35	0,00
CO	3 732,29	48,83E-02	25 333,95	47,31E-02
H ₂	1 362,67	17,83E-02	9 496,77	17,74E-02
CH ₃ OH	880,88	11,52E-02	7 153,45	13,36E-02
Total	7 644,09	1,00	53 544,41	1,00

Tabla AII.33. Flujos másicos, presión y temperatura de las corrientes del separador

	Producto de síntesis	Gas de síntesis sin rx	Sol. MetOH-Agua	Purga	Gas recirculado
Flujo másico (kg/h)	112 236,54	61 188,50	51 048,04	7 644,09	53 544,41
Presión (kPa)	101,30	101,30	101,30	101,30	101,30
Temperatura (°C)	25,00	25,00	25,00	25,00	25,00

AII.8 BALANCE DE MASA EN LA TORRE DE DESTILACIÓN FRACCIONADA

En la Figura AII.9 se presenta un esquema con las corrientes de entrada y salida de la torre de destilación fraccionada D-003 empleada para la purificación del metanol producido.

**Figura AII.9.** Esquema de la torre de destilación D-003 con sus respectivas corrientes

Los flujos y fracciones másicas y molares de los componentes de la corriente solución metanol-agua (F) que entra a la torre de destilación se presentan en la Tabla AII.34.

Tabla AII.34. Flujos y fracciones másicas y molares de las corrientes de entrada a la torre de destilación D-003

Componente	Sol. MetOH-Agua			
	kg/h	y _{i met}	kgmol/h	y _{i met}
H ₂ O	26 945,04	52,78E-02	1 495,69	66,54E-02
CH ₃ OH	24 103,00	47,22E-02	752,24	33,46E-02
Total	51 048,04	1,00	2 247,93	1,00

Se determinó la cantidad de destilado (D) y fondos (W) a partir de un balance general de masa que se expresa en la Ecuación AII.22. Se logró que el metanol salga con una pureza del 95 % molar y el agua de los fondos con una pureza del 99 % molar (Mamani, 2018, p. 81; Dortmund Data Bank Software & Separation Technology, 2017).

$$F = W + D \quad [\text{AII.22}]$$

Donde:

F: flujo molar de entrada (kgmol/h)

W: flujo molar de fondos (kgmol/h)

D: flujo molar de destilado (kgmol/h)

$$W = 2\,247,93 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} - D$$

Se realizó el balance de masa en función del metanol con la Ecuación AII.23.

$$F \times X_{F_{\text{CH}_3\text{OH}}} = W \times X_{W_{\text{CH}_3\text{OH}}} + D \times X_{D_{\text{CH}_3\text{OH}}} \quad [\text{AII.23}]$$

Al reemplazar la Ecuación AII.22 en la Ecuación AII.23, se tiene:

$$0,3346 \times 2\,247,93 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} = \left(2\,247,93 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} - D \right) \times 0,01 + D \times 0,95$$

$$D = 776,33 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

$$W = 1\,471,59 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

En la Tabla AII.35 se presentan los resultados de los flujos y fracciones molares de las corrientes de salida de la torre de destilación. En la Tabla AII.36 se presentan los resultados obtenidos para los flujos y fracciones másicas de las corrientes de salida de la torre de destilación.

Tabla AII.35. Flujos y fracciones molares de las corrientes de salida de la torre de destilación D-003

Componente	Metanol (D)		Agua (W)	
	kgmol/h	y _{i met}	kgmol/h	y _{i met}
H ₂ O	38,82	0,05	14,72	0,01
CH ₃ OH	737,51	0,95	1 456,87	0,99
Total	776,33	1,00	1 471,59	1,00

Tabla AII.36. Flujos y fracciones másicas de las corrientes de salida de la torre de destilación D-003

Componente	Metanol (D)		Agua (W)	
	kg/h	y _{i met}	kg/h	y _{i met}
H ₂ O	699,28	0,03	26 245,76	0,98
CH ₃ OH	23 631,47	0,97	471,53	0,02
Total	24 330,75	1	26 717,29	1

En la Tabla AII.37 se detallan las temperaturas y las presiones de las corrientes de entrada y salida a la torre de destilación.

Tabla AII.37. Flujos másicos, presión y temperatura de las corrientes de entrada y salida de la torre de destilación D-003

	Sol. MetOH-Agua	Metanol	Agua
Flujo másico (kg/h)	51 048,04	24 330,75	26 717,29
Presión (kPa)	101,30	101,30	101,30
Temperatura (°C)	81,05	67,93	99,74

ANEXO III

DISEÑO DEL SEPARADOR BIFÁSICO

AIII.1 SEPARADOR BIFÁSICO BS-001

El diseño del separador bifásico está basado en la Norma API 12J “*Specification for Oil and Gas Separators*” (American Petroleum Institute, 2008). Antes de comenzar el diseño se requiere establecer ciertas propiedades del gas y del líquido, las cuales se presentan en la Tabla AIII.1.

Cabe recalcar que la densidad del gas que ingresó al separador se calculó como se mostró en la Ecuación AII.2 pero a presión y temperatura de operación.

Tabla AIII.1. Propiedades de las corrientes de gas y líquido que entran al separador bifásico BS-001

Parámetro	Unidad	Valor
Densidad del gas	lb/ft ³	0,35
Densidad del líquido *	lb/ft ³	62,05
Presión de operación	psia	69,76
Temperatura de operación	°F	70

*(Perry y Green, 2001, p. 2-105)

Se determinó la velocidad superficial máxima admisible a través del separador por medio de la Ecuación 3.1. El factor K del separador se tomó de la Tabla 3.1, para esto se consideró una altura de 10 ft según la Norma API 12J.

$$V_a = K \times \sqrt{\frac{d_L - d_g}{d_g}}$$

$$V_a = 0,30 \frac{ft}{s} \times \sqrt{\frac{62,05 \frac{lb}{ft^3} - 0,35 \frac{lb}{ft^3}}{0,35 \frac{lb}{ft^3}}}$$

$$V_a = 4,00 \frac{ft}{s}$$

El flujo másico de gas amargo que resulta del balance de masa presentado en el Anexo II Tabla All.2, se utilizó para calcular el caudal del gas por medio de la Ecuación All.1 (Streeter et al., 2000, p. 12).

$$Q_g = \frac{m_{GA}}{\delta_{GA}} \quad [All.1]$$

Donde:

m_{GA} : flujo másico de gas amargo (lb/s)

δ_{GA} : densidad del gas amargo (lb/ft³)

Q_g : caudal del gas (ft³/s)

$$Q_g = \frac{16\,797,36 \frac{kg}{h} \times \frac{2,2 lb}{1 kg} \times \frac{1 h}{3\,600 s}}{0,35 \frac{lb}{ft^3}}$$

$$Q_g = 29,51 \frac{ft^3}{s}$$

Se utilizó la Ecuación 3.2 para determinar el área mínima del flujo de gas (American Petroleum Institute, 2008, p. 17).

$$A_{min} = \frac{Q_g}{V_a}$$

$$A_{min} = \frac{29,51 \frac{ft^3}{s}}{4,00 \frac{ft}{s}} = 7,38 ft^2$$

El diámetro mínimo del separador se calculó por medio de la Ecuación 3.3 (American Petroleum Institute, 2008, p. 17).

$$D_{min} = \left(\sqrt{\frac{A_{min} \times 4}{\pi}} \right) \times 12$$

$$D_{min} = \left(\sqrt{\frac{7,38 \text{ ft}^2 \times 4}{\pi}} \right) \times 12 = 36,79 \text{ in}$$

Se utilizó un factor de seguridad para separadores bifásicos de 9 % que se aplicó en el diseño del diámetro del equipo (Couper, et al., 2012, p. 6).

$$D_{min2} = 1,09 \times 36,79 \text{ in} = 40,11 \text{ in} = 1,02 \text{ m}$$

Se verificó la relación altura-diámetro que debe estar entre 2 y 4 para el diseño de separadores bifásicos que se presenta en la Ecuación AIII.2 (Gas Processors Suppliers Association, 2004, p. 7.6).

$$\frac{H}{D} = [2 - 4] \quad \text{[AIII.2]}$$

$$\frac{H}{D} = \frac{10 \text{ ft}}{40,11 \text{ in}} \times 12 = 3$$

El volumen del líquido contenido en el separador vertical bifásico se calculó con la Ecuación 3.4, para resolver esta ecuación, se consideró que el líquido separado ocupó el 30 % de la altura total del separador bifásico (American Petroleum Institute, 2008, p. 14).

$$V_L = \frac{D_{min2}^2 \times \pi}{4} \times \frac{H \times N_L}{144 \times 5,615}$$

$$V_L = \frac{(40,11 \text{ in})^2 \times \pi}{4} \times \frac{10 \text{ ft} \times 0,30}{144 \times 5,615} = 4,69 \text{ bbl}$$

El nivel del líquido en el separador se determinó con la Ecuación 3.5 (Coulson y Richardson, 2005, p. 462).

$$h_L = H \times N_L$$

$$h_L = 10 \text{ ft} \times 0,30 = 3 \text{ ft}$$

Se calculó la densidad en °API del líquido a separarse con la Ecuación AIII. 3 (Ingeniería Energética General, 2013, p. 4).

$$^{\circ}API = \frac{141,5}{\frac{d_L}{62,4}} - 131,1 \quad [AIII.3]$$

$$^{\circ}API = \frac{141,5}{\frac{62,05}{62,4}} - 131,1$$

$$^{\circ}API = 11,19$$

Con los °API del líquido se ingresó en la Tabla AIII.2 donde se detallan los tiempos de residencia (American Petroleum Institute, 2008, p. 14). El tiempo de residencia para un valor de °API igual a 11,19 fue de 2,23 min; que se calculó al interpolar los valores de tiempo entre 2 y 4 min.

Tabla AIII.2. Tiempos de residencia en separadores en función de los °API

Densidad (°API)	Tiempo de residencia (min)
10 - 20	2 - 4
20 - 30	1 - 2
>35	1

(American Petroleum Institute, 2008, p. 14)

Finalmente, se calculó la capacidad que tiene el separador para contener el líquido con la Ecuación 3.6 (American Petroleum Institute, 2008, p.14).

$$W = \frac{1\,440 \times V_L}{t_{ret}}$$

$$W = \frac{1\,440 \times 4,69 \text{ bbl}}{2,23 \text{ min}} = 3\,028,52 \frac{\text{bbl}}{\text{día}}$$

AIII.2 SEPARADOR BIFÁSICO BS-002

Las propiedades del gas y del líquido que ingresan al separador bifásico BS-002, se detallan en la Tabla AIII.3.

Tabla AIII.3. Propiedades de las corrientes de gas y líquido que entran al separador bifásico BS-002

Parámetro	Unidad	Valor
Densidad del gas	lb/ft ³	0,02
Densidad del líquido *	lb/ft ³	55,76
Caudal del gas	ft ³ /s	1 739,75
Presión de operación	psia	14,69
Temperatura de operación	°F	77

*(Perry y Green, 2001, p. 2-105)

Con base en estas propiedades se realizó el diseño del separador con el procedimiento descrito en el Anexo III Sección AIII.2. En la Tabla AIII.4 se detallan las especificaciones y dimensiones de los separadores BS-001 y BS-002 que se diseñaron.

Tabla AIII.4. Especificaciones y dimensiones de los separadores BS-001 y BS-002

Parámetro	Separador BS-001	Separador BS-002	Unidad
Presión de operación	481	101,3	kPa
Temperatura de operación	21,11	25	°C
Diámetro	1,02	3,71	m
Altura	3,05	11,28	m
Velocidad de sedimentación	1,22	5,43	m/s
Área mínima de flujo de gas	0,69	9,08	m ²
Relación H/D	3	3	-
Volumen del líquido	0,74	36,49	m ³
Altura del líquido	0,91	3,38	m
Tiempo de retención	2,23	1,73	min
Capacidad del líquido en el separador	5,56E-03	0,35	m ³ /s
Tipo de separador	Vertical	Vertical	-
Material de construcción	AISI-304	AISI-304	-

ANEXO IV

DISEÑO DE LA TORRE DE ABSORCIÓN

Para el diseño de la torre de absorción se consideró una temperatura y presión de operación igual a las condiciones con las que la corriente de gas entra al equipo.

En la Tabla AIV.1 se detallan las propiedades de las corrientes utilizadas en las ecuaciones de diseño de la torre de absorción.

Tabla AIV.1. Propiedades de las corrientes de gas y líquido que entran a la torre de absorción D-001

Parámetro	Unidad	Valor
Flujo molar del gas amargo	0,1687	kgmol/s
Peso molecular de la solución de DEA	23,98	kg/kgmole
Densidad del gas amargo *	5,59	kg/m ³
Densidad de la solución de DEA *	1 004,91	kg/m ³
Densidad de la amina pura*	1 098,00	kg/m ³
Densidad del agua*	988,50	kg/m ³
Fracción molar del soluto a la entrada	1,00E-04	-
Viscosidad del gas amargo*	1,07E-05	N s/m ²
Viscosidad de la solución de DEA*	5,59E-02	N s/m ²
Viscosidad de la amina pura*	80,33E-02	N s/m ²
Viscosidad del agua*	1,02E-03	N s/m ²
Difusividad de los gases ácidos	2,12E-10	m ² /s
Difusividad de la solución de DEA**	1,45E-05	m ² /s
Tensión superficial de la amina pura***	6,19E-02	N/m
Tensión superficial del agua****	7,36E-02	N/m

* (Perry y Green, 2001, pp. 2-106, 2-329)

** (Correa y Cabrera, 2016, p. 261)

*** (Hernández, Trejo, Fadrique, 2001, p. 169)

**** (Gittens, 1969, p. 409)

La difusividad del ácido sulfhídrico y del dióxido de carbono en DEA se muestra en la Tabla AIV.2 a presión y temperatura diferentes a las de operación.

Tabla AIV.2. Difusividad del ácido sulfhídrico y dióxido de carbono en dietanolamina

Parámetro	T (°C)	P (kPa)	D (m ² /s)
Difusividad del H ₂ S*	20,00	101,30	1,75E-09
Difusividad del CO ₂ **	20,00	101,30	9,54E-10

* (Tamimi, Rinker y Sandall, 1994, p. 331)

** (Abu-Arabi, Al-Jarrah, El-Eideh y Tamimi, 2001, p. 520)

Para calcular la difusividad de la mezcla de gases ácidos en dietanolamina (DEA), se multiplicó cada valor de difusividad por su fracción molar. En la Tabla AIV.3 se presentan los porcentajes molares calculados solo considerando los dos gases a absorber.

Tabla AIV.3. Fracción y composición molar de los gases ácidos

	Flujo másico	Flujo molar	Fracción molar
Componente	kg/h	kgmol/h	X _i
CO ₂	2 317,68	52,67	99,88E-02
H ₂ S	2,08	6,09E-02	1,20E-03
Total		52,73	1,00

La difusividad de la mezcla se calculó al utilizar la Ecuación AIV.1.

$$D_{G.A-DEA} = (X_{CO_2} \times D_{CO_2}) + (X_{H_2S} \times D_{H_2S}) \quad [AIV.1]$$

Donde:

D_{CO_2} y D_{H_2S} : difusividad del dióxido de carbono y del ácido sulfhídrico (m²/s)

X_{CO_2} y X_{H_2S} : fracción molar del dióxido de carbono y del ácido sulfhídrico

$D_{G.A-DEA}$: difusividad de la mezcla (m²/s)

$$D_{G.A-DEA} = \left(99,88E - 02 \times 9,54E - 10 \frac{m^2}{s}\right) + \left(1,20E - 03 \times 1,75E - 09 \frac{m^2}{s}\right)$$

$$D_{G.A-DEA} = 9,55E - 10 \frac{m^2}{s}$$

Finalmente, para encontrar el valor de la difusividad de la mezcla de gases ácidos en dietanolamina a las condiciones de operación se utilizó la Ecuación AIV.2 conocida como extrapolación de Hirschfelder (Welty, Wicks, Wilson y Rorrer, 2008, p. 441).

$$D_{G.A-DEA \text{ a } T_2, P_2} = D_{G.A-DEA \text{ a } T_1, P_1} \times \left(\frac{T_2}{T_1}\right)^{1,5} \times \left(\frac{P_1}{P_2}\right) \quad [\text{AIV.2}]$$

Donde:

$D_{G.A-DEA}$: difusividad de gases ácidos en DEA a diferente presión y temperatura (m^2/s)

T_2 y T_1 : temperatura de operación y temperatura conocida ($^{\circ}C$)

P_2 y P_1 : presión de operación y presión conocida (kPa)

$$D_{G.A-DEA \text{ a } T_2, P_2} = 9,54E - 10 \frac{m^2}{s} \times \left(\frac{21,11^{\circ}C}{20,00^{\circ}C}\right)^{1,5} \times \left(\frac{101,30 \text{ kPa}}{481,00 \text{ kPa}}\right)$$

$$D_{G.A-DEA \text{ a } T_2, P_2} = 2,12E - 10 \frac{m^2}{s}$$

Una vez establecidas las propiedades del gas de entrada y de la amina, se comenzó con el diseño de la torre de absorción.

Se determinó la correlación de los flujos de gas y líquido con base en las propiedades físicas de las corrientes al emplear la Ecuación AIV.3 (Sinnott y Towler, 2013, p. 902).

$$F_{LV} = \frac{L'}{V'} \times \sqrt{\frac{d_v}{d_L}} \quad [\text{AIV.3}]$$

Donde:

F_{LV} : Correlación de los flujos de gas y líquido

L' : Flujo másico del líquido (kg/s)

V' : Flujo másico del gas amargo (kg/s)

d_v : densidad del gas amargo (kg/m^3)

d_L : densidad de la solución de DEA (kg/m^3)

$$F_{LV} = \frac{5,21 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{4,66 \frac{\text{kg}}{\text{s}}} \times \sqrt{\frac{5,59 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{1\,004,91 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}}$$

$$F_{LV} = 0,083$$

Con el valor obtenido de correlación se ingresó en la Figura AIV.1 y se consideró una caída de presión de 15 mm de agua por metro de longitud, valor sugerido por Sinnott y Towler (2013, p.903) para columnas de absorción.

Se calculó el porcentaje de inundación de la columna por medio de la Ecuación 3.7. Para esto de la Figura AIV.1 se obtuvo un valor de 0,6 para el K_4 diseño, mientras que el valor K_4 inundación fue de 0,8 según Sinnott y Towler (2013, p.901).

$$\% \text{ Inundación} = \left[\frac{K_4 \text{ diseño}}{K_4 \text{ inundación}} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$\% \text{ Inundación} = \left[\frac{0,6}{0,8} \right]^{\frac{1}{2}} \times 100$$

$$\% \text{ Inundación} = 86,60 \%$$

Se calculó el flujo másico de gas por unidad de área transversal de la columna de absorción a partir de la Ecuación 3.8. Para determinar el factor de empaque se seleccionó un relleno tipo silla ceramic Berl de tamaño igual a 0,5 in; su factor de relleno es de 660 m^{-1} según Sinnott y Towler (2013, p.900 y 904).

$$K_4 \text{ diseño} = \frac{13,1 \times V^2 \times F_P \times \left(\frac{\mu_L}{d_L} \right)^{0,1}}{d_v \times (d_L - d_v)}$$

$$V = \sqrt{\frac{K_4 \text{ diseño} \times d_v \times (d_L - d_v)}{13,1 \times F_P \times \left(\frac{\mu_L}{d_L} \right)^{0,1}}}$$

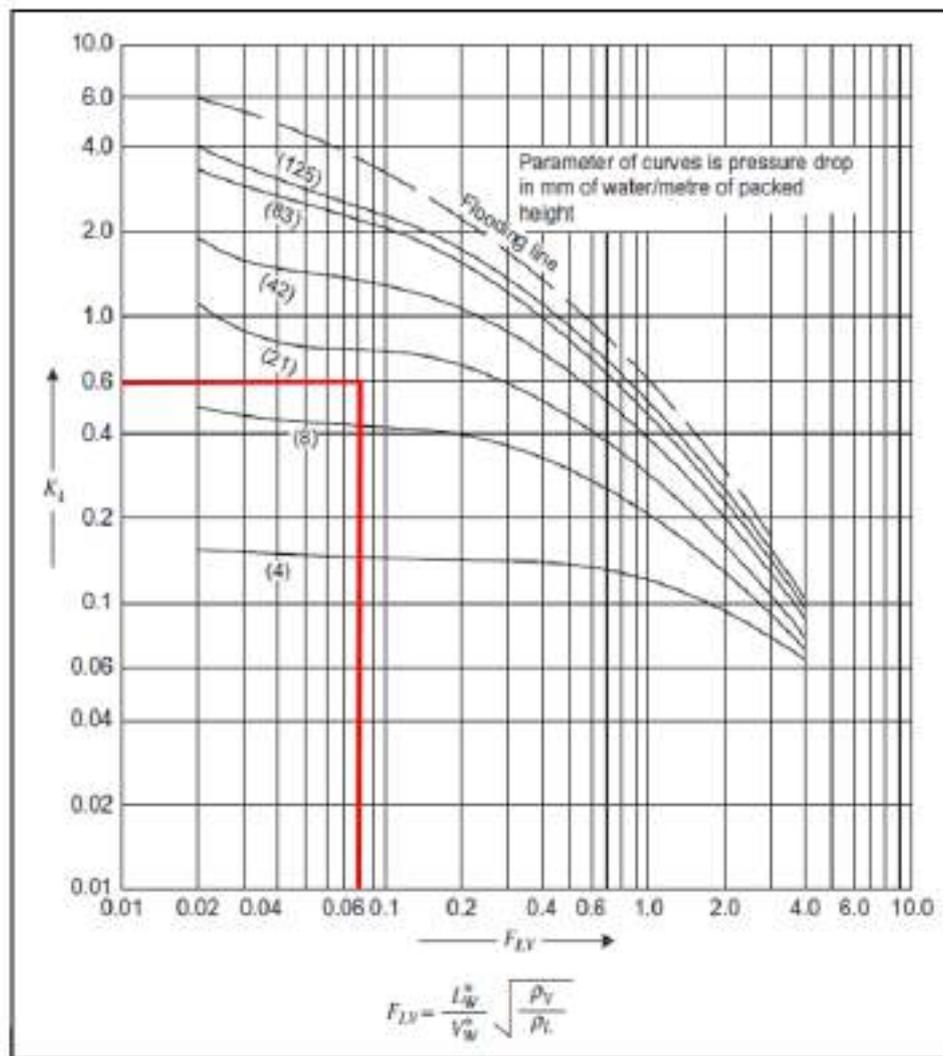


Figura AIV.1. Correlación de los flujos de gas y líquido con la caída de presión (Sinnott y Towler, 2013, p. 902)

$$V = \sqrt{\frac{0,6 \times 5,59 \frac{kg}{m^2} \times \left(1\,004,91 \frac{kg}{m^2} - 5,59 \frac{kg}{m^2}\right)}{13,1 \times 660 \, m^{-1} \times \left(\frac{5,59 E-02 \frac{N \, s}{m^2}}{1\,004,91 \frac{kg}{m^2}}\right)^{0,1}}}$$

$$V = 1,015 \frac{kg}{m^2 s}$$

Para encontrar el área de la sección transversal de la columna de absorción se utilizó la Ecuación 3.9 (Sinnott y Towler, 2013, p. 907).

$$A_T = \frac{V'}{V}$$

$$A_T = \frac{4,66 \frac{kg}{s}}{1,015 \frac{kg}{m^2 s}} = 4,59 m^2$$

Para el cálculo del diámetro de la columna se empleó la Ecuación 3.10 (Sinnott y Towler, 2013, p. 907) con un factor de sobredimensionamiento del 15 % aplicado en el diámetro (Couper et al., 2012, p. 6).

$$A_T = \frac{\pi}{4} \times (D_C)^2$$

$$D_C = \sqrt{\frac{A_T \times 4}{\pi}}$$

$$D_C = \sqrt{\frac{4,59 m^2 \times 4}{\pi}} = 2,42 m$$

$$D_C = 1,15 \times 2,42 m = 2,78 m$$

Se calculó el número de unidades de transferencia con la Ecuación 3.12 (Sinnott y Towler, 2013, p. 895). Para el diseño se consideró una eficiencia del 97 % molar en la remoción del ácido sulfhídrico (Correa y Cabrera, 2016, p. 60) ya que del dióxido de carbono se logró absorber el 31 % molar antes que la amina se sature, según la simulación presentada en el Anexo II, Sección AII.2.

El valor de la fracción molar de ácido sulfhídrico en la corriente de salida del absorbedor se calculó con la Ecuación AIV.4 (Coulson y Richardson, 2005, p.596). El valor de la fracción molar a la entrada (y_1) se obtiene del Anexo I, Tabla AI.4.

$$y_2 = \frac{3}{100} \times y_1 \quad [AIV.4]$$

Donde:

y_1, y_2 : fracción molar del soluto en la entrada y salida del absorbedor

$$y_2 = \frac{3}{100} \times 0,0001 = 3,00E - 06$$

Por otro lado, Coulson y Richardson sugieren considerar un valor igual a 0,6 para la relación óptima de operación de la columna $((m \times G_m)/L_m)$ (2005, p.596).

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

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - (0,6)} \times \ln \left[(1 - 0,6) \times \frac{0,0001}{3,00E-06} + 0,6 \right] = 6,59$$

Se obtuvo un valor de número de unidades de transferencia igual a 6,59 que se aproximó a 7 unidades de transferencia en la torre de absorción.

Para calcular la altura de las unidades de transferencia, primero se debe calcular varios parámetros como el número de Schmit de la fase gaseosa y líquida; y los factores de corrección f_1 , f_2 y f_3 con las Ecuaciones AIV.5, AIV.6, AIV.7, AIV.8 y AIV.9 (Sinnott y Towler, 2013, p. 899).

$$Sc_G = \frac{\mu_G}{\rho_G \times D_G} \quad \text{[AIV.5]}$$

$$Sc_L = \frac{\mu_L}{\rho_L \times D_L} \quad \text{[AIV.6]}$$

$$f_1 = \left(\frac{\mu_{AP}}{\mu_W} \right)^{0,16} \quad \text{[AIV.7]}$$

$$f_2 = \left(\frac{\rho_W}{\rho_{AP}} \right)^{1,25} \quad \text{[AIV.8]}$$

$$f_3 = \left(\frac{\sigma_W}{\sigma_{AP}} \right)^{0,8} \quad \text{[AIV.9]}$$

Donde:

Sc_G : número de Schmit de la fase gaseosa

Sc_L : número de Schmit de la fase líquida

μ_G : viscosidad del gas amargo (N s/m²)

- μ_L : viscosidad de la solución de DEA (N s/m²)
 μ_{AP} : viscosidad de la amina pura (N s/m²)
 μ_W : viscosidad del agua (N s/m²)
 ρ_G : densidad del gas amargo (kg/m³)
 ρ_L : densidad de la solución de DEA (kg/m³)
 ρ_W : densidad del agua (kg/m³)
 ρ_{AP} : densidad de la amina pura (kg/m³)
 D_G : difusividad de los gases ácidos (m²/s)
 D_L : difusividad de la solución de DEA (m²/s)
 σ_W : tensión superficial del agua (N/m)
 σ_{AP} : tensión superficial de la amina pura (N/m)

$$Sc_G = \frac{1,07E-05 \frac{N \cdot s}{m^2}}{5,59 \frac{kg}{m^3} \times 1,45E-05 \frac{m^2}{s}} = 0,1322$$

$$Sc_L = \frac{5,59E-02 \frac{N \cdot s}{m^2}}{1\,004,91 \frac{kg}{m^3} \times 2,12E-10 \frac{m^2}{s}} = 262\,304$$

$$f_1 = \left(\frac{80,33E-02 \frac{N \cdot s}{m^2}}{1,02E-03 \frac{N \cdot s}{m^2}} \right)^{0,16} = 2,91$$

$$f_2 = \left(\frac{998,5 \frac{kg}{m^3}}{1\,098 \frac{kg}{m^3}} \right)^{1,25} = 0,89$$

$$f_3 = \left(\frac{7,36E-02 \frac{N}{m}}{6,19E-02 \frac{N}{m}} \right)^{0,8} = 1,15$$

Se calculó el flujo másico del líquido por unidad de área transversal del absorbedor, para esto se utilizó la Ecuación AIV.10 (Sinnott y Towler, 2013, p. 899).

$$L = \frac{L'}{A_T}$$

[AIV.10]

Donde:

L: flujo másico del líquido por unidad de área transversal ($\text{kg}/\text{m}^2\text{s}$)

$$L = \frac{5,21 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{4,59 \text{ m}^2} = 1,13 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2\text{s}}$$

Se utilizó las Figuras AIV.2, AIV.3, AIV.4 para obtener los valores de K_3 , Ψ_h y Φ_h respectivamente, se seleccionó el valor correspondiente a un tamaño de 0,5 in de tamaño del relleno silla ceramic Berl (Sinnott y Towler, 2013, p.904).

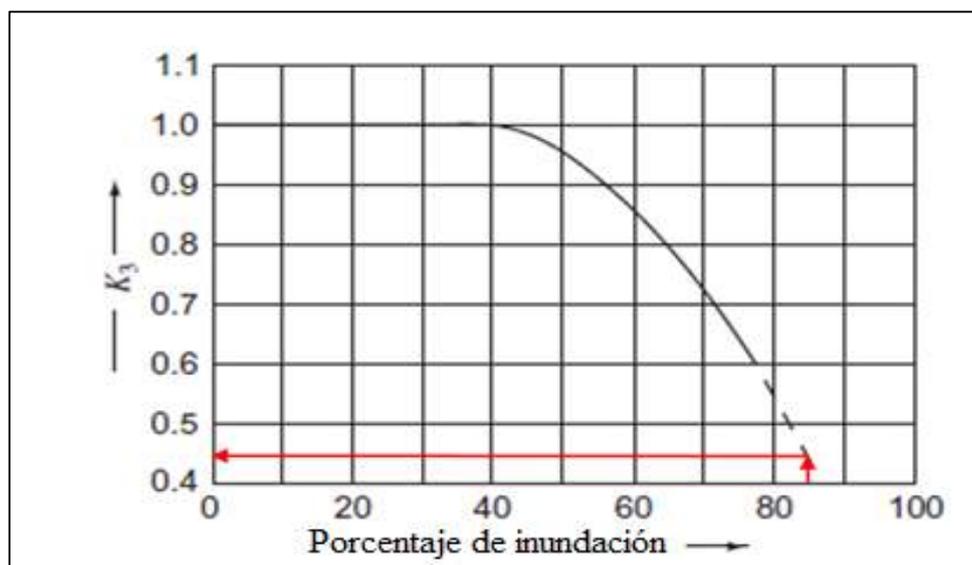


Figura AIV.2. Factor de corrección de porcentaje de inundación (Sinnott y Towler, 2013, p. 900)

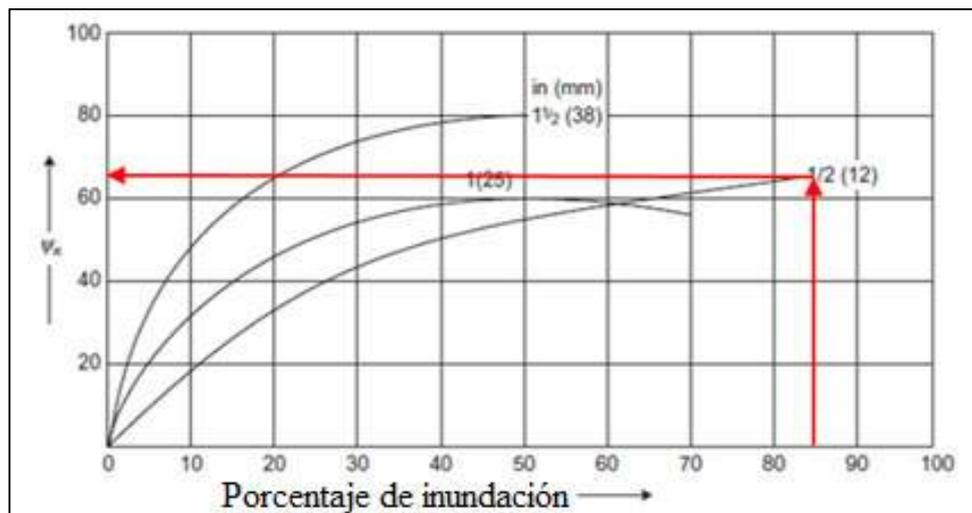


Figura AIV.3. Factor para H_G en función del porcentaje de inundación (Sinnott y Towler, 2013, p. 900)

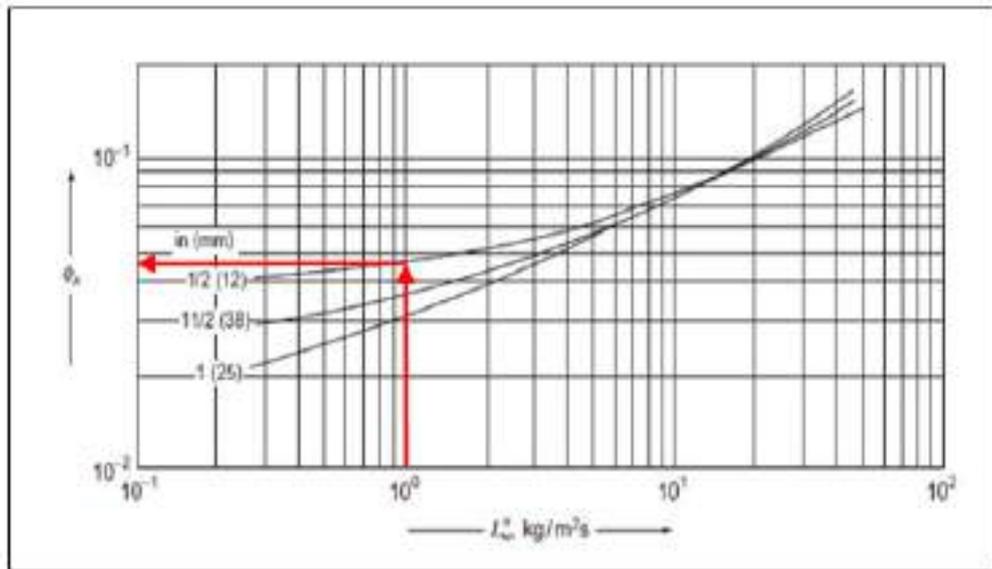


Figura AIV.4. Factor para H_L en función del flujo másico de líquido por unidad de área (Sinnott y Towler, 2013, p. 900)

De las figuras se obtuvo los siguientes valores: $K_3 = 0,42$; $\Psi_h = 66$ y $\Phi_h = 0,046$. Con estos valores, se utilizaron las Ecuaciones 3.14 y 3.15 para calcular la altura de las unidades de transferencia de película individual de gas y líquido (Sinnott y Towler, 2013, p. 899).

Según lo recomendado por Sinnott y Towler, el término de corrección del diámetro $\left(\frac{D_c}{0,305}\right)^{1,11}$ debe tomarse como un valor fijo de 2,3 para columnas de absorción superiores a 0,6 m de diámetro (2013, p. 901).

Como no se conoce el término Z de las Ecuaciones 3.14 y 3.15, una primera aproximación es considerar un valor de 1,00 m por cada número de unidad de transferencia calculado anteriormente, por lo tanto la altura total se calculó con la Ecuación AIV.11 (Sinnott y Towler, 2013, p. 908).

$$Z = 1,00 \text{ m} \times N_{OG} \quad \text{[AIV.11]}$$

$$Z = 1,00 \text{ m} \times 7 = 7,00 \text{ m}$$

$$Z = 7,00 \text{ m}$$

$$H_G = \frac{0,011 \cdot \Psi_h \times (Sc)_v^{0,5} \times \left(\frac{D_c}{0,305}\right)^{1,11} \times \left(\frac{Z}{3,05}\right)^{0,33}}{(L \times f_1 \times f_2 \times f_3)^{0,5}}$$

$$H_G = \frac{0,011 \times 66 \times (0,1322)^{0,5} \times 2,3 \times \left(\frac{7,00}{3,05}\right)^{0,33}}{(1,13 \times 2,91 \times 0,89 \times 1,15)^{0,5}} = 0,44 \text{ m}$$

$$H_L = 0,305 \times \Phi_h \times (Sc)_L^{0,5} \times K_3 \times \left(\frac{Z}{3,05}\right)^{0,15}$$

$$H_L = 0,305 \times 0,046 \times 262\,304^{0,5} \times 0,42 \times \left(\frac{7,00}{3,05}\right)^{0,15} = 3,42 \text{ m}$$

Para realizar el cálculo de la altura de la unidad de transferencia se utilizó la Ecuación 3.13 (Sinnott y Towler, 2013, p. 895).

$$H_{OG} = 0,44 + 0,6 \times 3,42 = 2,49 \text{ m}$$

Para determinar la altura total de la columna de absorción por el método de cálculo del número de unidades de transferencia, se utilizó la Ecuación 3.11 (Sinnott y Towler, 2013, p. 894).

$$Z = H_{OG} \times N_{OG}$$

$$Z = 2,49 \text{ m} \times 7 = 17,43 \text{ m}$$

Finalmente, se aumentó un espaciamiento en la parte superior e inferior de la columna de 0,60 m para el relleno como se muestra en la Ecuación AIV.12, este valor es sugerido por Coulson y Richardson (2005, p. 557).

$$Z_T = H_{OG} \times N_{OG} + e_s + e_i \quad \text{[AIV.12]}$$

Donde:

Z_T : altura total de la torre (m)

e_s : espaciamiento en la parte superior de la torre (m)

e_i : espaciamiento en la parte inferior de la torre (m)

$$Z_T = 17,43 \text{ m} + 0,60 \text{ m} + 0,60 \text{ m} = 18,63 \text{ m}$$

$$Z_T = 18,63 \text{ m}$$

En la Tabla AIII.8 se detallan las especificaciones y dimensiones obtenidas por medio del diseño de la torre de absorción de gases ácidos en dietanolamina D-001.

Tabla AIV.4. Especificaciones y dimensiones de la torre de absorción D-001

Parámetro	Valor	Unidad
Presión de operación	481,00	kPa
Temperatura de operación	35,38	°C
Diámetro	2,78	m
Altura	18,63	m
Caída de presión en el empaque por longitud de la columna	0,15	kPa/m
Inundación de la torre	86,60	%
Tipo de empaque	Silla ceramic Berl	-
Tamaño del empaque	0,013	m
Área transversal	4,59	m ²
Material de construcción	AISI-316	-

ANEXO V

DISEÑO DE LA TORRE DE DESTILACIÓN MULTICOMPONENTE

Para el diseño de la torre de destilación multicomponente se utilizó propiedades de las corrientes de entrada y salida, estos datos se presentan en la Tabla AV.1.

Tabla AV.1. Propiedades de la corriente de entrada y salida de la torre de destilación multicomponente D-002

Parámetro	Unidad	Valor
Fracción del dióxido de carbono en el destilado	-	58,62E-02
Fracción del agua en el destilado	-	40,63E-02
Fracción del dióxido de carbono en el fondo	-	3,00E-04
Fracción del agua en el fondo	-	93,02E-02
Fracción del dióxido de carbono en la alimentación	-	2,05E-02
Fracción del agua en la alimentación	-	91,21E-02
Presión de saturación del dióxido de carbono	kPa	518,67
Presión de saturación del agua en el destilado	kPa	84,49
Presión de saturación del agua en la alimentación	kPa	5,75
Presión de saturación del agua en el residuo	kPa	234,60
Flujo molar del destilado	kgmol/h	27,54
Flujo molar de la alimentación	kgmol/h	797,90
Flujo molar del fondo	kgmol/h	770,32
Temperatura de condensación del vapor	K	368

(Perry y Green, 2001, pp. 2-167, 2-181)

El diseño de la torre de destilación multicomponente inició con el cálculo de la volatilidad relativa del componente clave ligero con respecto al clave pesado en cada una de las corrientes, para esto se utilizó la Ecuación AV.1 (McCabe et al., 2007, p. 779).

Según McCabe et al., la mayor parte del clave ligero sale en el destilado, mientras que la mayor proporción del clave pesado lo hace en el residuo (2007, p. 777). Con

base en esta premisa y al balance de masa en la torre de destilación que se presentó en el Anexo II, sección AII.3 se definió como componente clave liviano (i) al dióxido de carbono y como componente clave pesado (j) al agua.

$$\alpha_{ij} = \frac{\frac{P_{sat CO_2}}{P_T}}{\frac{P_{sat H_2O}}{P_T}} = \frac{P_{sat CO_2}}{P_{sat H_2O}} \quad [AV.1]$$

Donde:

α_{ij} : volatilidad del clave ligero con respecto al clave pesado

$P_{sat CO_2}$: presión de saturación del CO₂ (kPa)

$P_{sat H_2O}$: presión de saturación del H₂O (kPa)

Los datos de presión de saturación se muestran en la Tabla AV.1. Por lo tanto, para la destilación (D) se tiene:

$$\alpha_{Dij} = \frac{518,67 \text{ kPa}}{84,49 \text{ kPa}} = 6,13$$

Por lo tanto, para la alimentación (F),

$$\alpha_{Fij} = \frac{518,67 \text{ kPa}}{5,75 \text{ kPa}} = 90,23$$

Por lo tanto, para los fondos (B),

$$\alpha_{Bij} = \frac{518,67 \text{ kPa}}{234,60 \text{ kPa}} = 2,21$$

Con los datos de volatilidad calculados, se determinó la volatilidad relativa media con el uso de la Ecuación 3.16 (McCabe et al., 2007, p. 779).

$$\bar{\alpha}_{ij} = \sqrt[3]{\alpha_{Dij} \times \alpha_{Fij} \times \alpha_{Bij}}$$

$$\bar{\alpha}_{ij} = \sqrt[3]{6,13 \times 90,23 \times 2,21} = 10,69$$

Para determinar el número mínimo de platos de la torre de destilación multicomponente se utilizó la relación matemática de Fenske que se detalla en la Ecuación 3.17 (McCabe et al., 2007, p. 779).

$$N_{min} = \frac{\ln[(x_{Di}/x_{Bi})/(x_{Dj}/x_{Bj})]}{\ln \bar{\alpha}_{ij}} - 1$$

$$N_{min} = \frac{\ln\left[\left(\frac{58,62E-02}{3,00E-04}\right)/\left(\frac{40,63E-02}{93,02E-02}\right)\right]}{\ln(10,69)} - 1$$

$$N_{min} = 2,56$$

Se utilizó la Ecuación 3.18 para el cálculo de la relación de reflujo mínimo (McCabe et al., 2007, p. 780).

$$\frac{L_{min}}{F} = \frac{\left(\frac{D \times x_{Di}}{F \times x_{Fi}}\right) - \bar{\alpha}_{AB} \times \left(\frac{D \times x_{Dj}}{F \times x_{Fj}}\right)}{\bar{\alpha}_{AB} - 1}$$

$$\frac{L_{min}}{F} = \frac{\left(\frac{27,54 \times 58,62E-02}{797,90 \times 2,05E-02}\right) - 10,69 \times \left(\frac{27,54 \times 40,63E-02}{797,90 \times 91,21E-02}\right)}{10,69 - 1}$$

$$\frac{L_{min}}{F} = 8,48E - 02$$

Con la Ecuación AV.2 se encontró la relación de reflujo mínimo (McCabe et al., 2007, p. 780).

$$R_{DM} = \frac{L_{min}}{F} \times \frac{F}{D} \quad [AV.2]$$

Donde:

R_{DM} : reflujo mínimo

D: flujo molar del destilado (kgmol/h)

F: flujo molar de la alimentación (kgmol/h)

$$R_{DM} = 8,48E - 02 \times \frac{797,90 \frac{kgmol}{h}}{27,54 \frac{kgmol}{h}}$$

$$R_{DM} = 2,46$$

Después, se encontró el reflujo óptimo con el que operó la torre de destilación multicomponente, para esto se empleó la Ecuación AV.3 donde según McCabe et al., para torres de destilación se considera un valor de 1,25 veces del reflujo mínimo (2007, pp. 788, 792).

$$R_D = 1,25 \times R_{DM} \quad [AV.3]$$

Donde:

R_D : reflujo óptimo

R_{DM} : reflujo mínimo

$$R_D = 1,25 \times 2,46 = 3,07$$

Con los cálculos realizados, se procedió a determinar el número de etapas ideales para la torre de destilación por medio de la gráfica de correlación de Gilliland que se presenta en la Figura AV.1 (McCabe et al., 2007, pp. 788, 792).

Para ingresar en la gráfica se calculó el valor del eje X con la Ecuación AV.4 y se trazó una línea vertical hasta la curva para obtener el valor del eje Y

$$\frac{R_D - R_{DM}}{R_D + 1} \quad [AV.4]$$

$$\frac{3,07 - 2,46}{3,07 + 1} = 0,15$$

Con la correlación de Gilliland se obtuvo un valor de 0,52 en el eje Y, con este valor se determinó el número de platos ideales junto con la Ecuación AV.5 en función del número de platos mínimo previamente calculados (McCabe et al., 2007, p. 792).

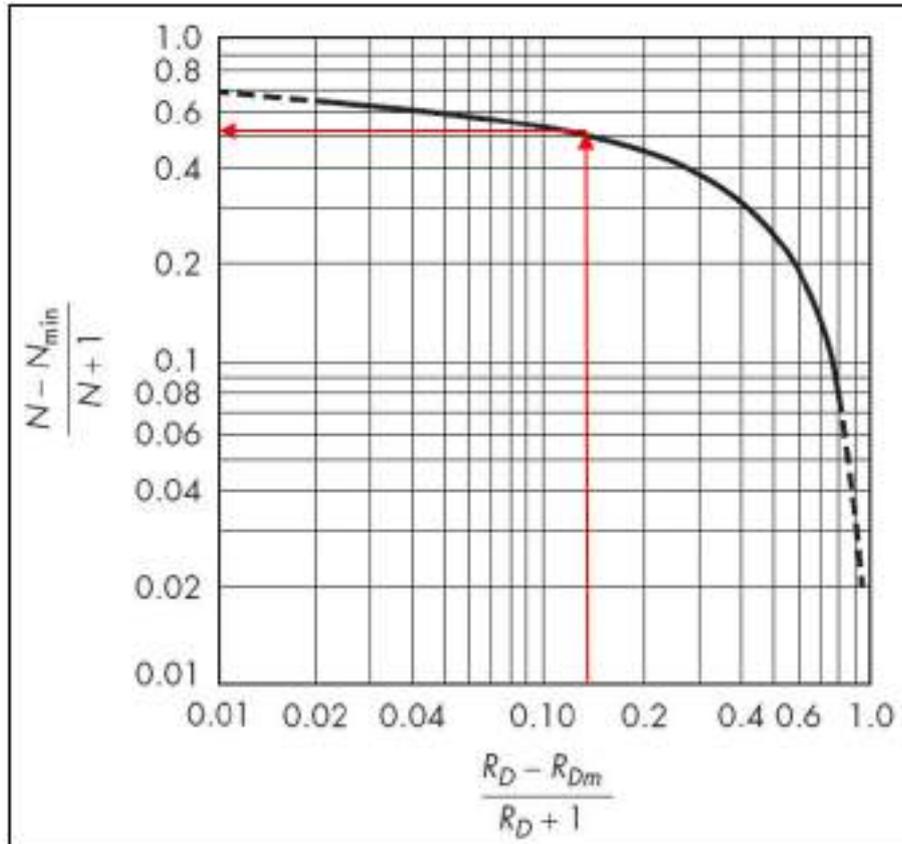


Figura AV.1. Correlación de Gilliland para el número de platos
(McCabe et al., 2007, p. 792)

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0,52$$

[AV.5]

$$\frac{N - 2,56}{N + 1} = 0,52$$

$$N = 6,42 \approx 7$$

De los cálculos realizados se obtuvo que la torre de destilación multicomponente presenta 7 platos más un hervidor en la parte inferior y un condensador en la parte superior.

El diámetro interno de la columna de destilación multicomponente se determinó a partir de la ecuación de Heaven que se indica en las Ecuaciones 3.19 y AV.6 (Jiménez, 2003, p. 151)

$$\mu = 0,761 \times \left(\frac{1}{P}\right)^{1/2} \quad [\text{AV.6}]$$

Donde:

P: presión de operación (atm)

Los datos necesarios fueron tomados de los resultados del balance de masa que se presentó en la Tabla AII.8 y la Tabla AV.1.

$$\mu = 0,761 \times \left(\frac{1}{4,75 \text{ atm}}\right)^{1/2} = 0,35$$

$$D_c = \sqrt{\left(\frac{4}{\pi \times \mu \times 3600}\right) \times D \times (R_D + 1) \times (22,2) \times \left(\frac{T_{CV}}{273}\right) \times \left(\frac{1}{P}\right)}$$

$$D_c = \sqrt{\left(\frac{4}{\pi \times 0,35 \times 3600}\right) \times (27,54 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}) \times (3,07 + 1) \times (22,2) \times \left(\frac{368 \text{ K}}{273}\right) \times \left(\frac{1}{4,75 \text{ atm}}\right)}$$

$$D_c = 0,85 \text{ m}$$

Para determinar la altura total de la columna de destilación multicomponente se aplicó la Ecuación 3.20, para esto se consideró una eficiencia de los platos de la columna del 95 % (Jiménez, 2003, p. 151).

$$H_c = 0,61 \times \left(\frac{s}{\eta}\right) + 4,27$$

$$H_c = 0,61 \times \left(\frac{7}{0,95}\right) + 4,27$$

$$H_c = 8,76 \text{ m}$$

Para finalizar el presente diseño se calculó la etapa de alimentación de la torre de destilación con la Ecuación AV.7 y Ecuación AV.8 (Coulson y Richardson, 2005, p.531).

$$\ln\left(\frac{N_R}{N_A}\right) = 0,206 \times \ln\left[\left(\frac{B}{D}\right) \times \left(\frac{x_{Fj}}{x_{Fi}}\right) \times \left(\frac{x_{Bi}}{x_{Dj}}\right)^2\right] \quad [\text{AV.7}]$$

Donde:

N_R : número de etapas de la zona de rectificación

N_A : número de etapas de la zona de agotamiento

D : flujo molar del destilado (kgmol/h)

B : flujo molar del fondo (kgmol/h)

x_{Fj} : fracción del componente clave pesado en la alimentación (H₂O)

x_{Fi} : fracción del componente clave liviano en la alimentación (CO₂)

x_{Bi} : fracción del componente clave liviano en el fondo (CO₂)

x_{Dj} : fracción del componente clave pesado en el destilado (H₂O)

$$\ln\left(\frac{N_R}{N_A}\right) = 0,206 \times \ln\left[\left(\frac{770,32 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}}{27,54 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}}\right) \times \left(\frac{91,21E-02}{2,05E-02}\right) \times \left(\frac{3,00E-04}{40,63E-02}\right)^2\right]$$

$$\frac{N_R}{N_A} = 0,22$$

Cabe recalcar que la suma del número de etapas en la zona de agotamiento más el número de etapas de la zona de rectificación debe ser igual al número total de etapas sin rehervidor y condensador de las cuales estará compuesto la torre de destilación multicomponente (Coulson y Richardson, 2005, p.531).

$$N_A + N_R = 7 \quad [\text{AV.8}]$$

Al despejar las Ecuaciones AV.7 y AV.8 se tiene que:

$$N_A + 0,22 \times N_A = 7$$

$$N_A = 6$$

$$N_R = 1$$

Para complementar el diseño de la torre de destilación multicomponente se calculó el espesor de la pared de la torre. La presión interna de diseño del recipiente se tomó como 10 % por encima de la presión manométrica de operación como se muestra en la Ecuación AV.9 (Sinnott y Towler, 2013, p. 573). La presión de operación de la torre de destilación multicomponente se obtuvo de la Tabla AII.8 en el Anexo II.

$$P_i = 1,10 \times P_e \quad \text{[AV.9]}$$

Donde:

P_i : presión interna de diseño (kPa)

P_e : presión manométrica de operación (kPa)

$$P_i = 1,10 \times (481,00 \text{ kPa} - 101,30 \text{ kPa}) = 417,67 \text{ kPa}$$

$$P_i = 417,67 \text{ kPa} \times \frac{1000 \text{ Pa}}{1 \text{ kPa}} = 417\,670 \text{ Pa} = 417\,670 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}$$

$$P_i = 417\,670 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \times \frac{(1 \text{ m})^2}{(1000 \text{ mm})^2} = 0,42 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2}$$

En la Tabla AV.2 se presentan los parámetros necesarios para el cálculo del espesor de la torre de destilación.

Tabla AV.2. Propiedades utilizadas para el cálculo del espesor de la torre de destilación multicomponente D-002

Parámetro	Unidad	Valor
Presión interna de diseño	N/mm ²	0,42
Presión máxima permitida	N/mm ²	137,89
Eficiencia de la junta soldada	-	1

(Sinnott y Towler, 2013, pp.573, 574)

Con estos datos, se aplicó la Ecuación 3.26 para calcular el espesor del equipo (Sinnott y Towler, 2013, p. 576).

$$t = \frac{P_i \times D_i}{2 \times S \times E - 1,2 \times P_i}$$

$$t = \frac{0,42 \frac{N}{mm^2} \times 850 \text{ mm}}{\left(2 \times 137,89 \frac{N}{mm^2} \times 1\right) - \left(1,2 \times 0,42 \frac{N}{mm^2}\right)}$$

$$t = 1,30 \text{ mm}$$

Se recomienda agregar 2 mm al espesor al considerar que se tiene baja corrosión (Sinnott y Towler, 2013, p. 576).

$$t = 1,30 \text{ mm} + 2,00 \text{ mm} = 3,30 \text{ mm}$$

En la Tabla AV.3 se resumen las dimensiones y resultados del diseño de la torre de destilación multicomponente D-002 utilizada para separar los gases ácidos y regenerar la dietanolamina.

Tabla AV.3. Especificaciones y dimensiones de la torre de destilación multicomponente D-002

Parámetro	Valor	Unidad
Presión de operación	481,00	kPa
Temperatura de operación	125,30	°C
Diámetro	0,85	m
Altura	8,76	m
Espesor de la torre de destilación	3,30	mm
Reflujo óptimo	3,07	-
Número de platos	7	-
Plato de alimentación (desde arriba)	1	-
Eficiencia de los platos	95	%
Material de construcción	AISI-316	-

ANEXO VI

DISEÑO DEL REACTOR ADIABÁTICO DE LECHO FIJO

Para el diseño del reactor adiabático fueron necesarios datos y propiedades de las corrientes y del catalizador, en la Tabla AVI.1 se presentan estos datos.

Tabla AVI.1. Propiedades de la corriente de entrada al reactor de lecho fijo R-001 y propiedades del catalizador

Parámetro	Unidad	Valor
Densidad del gas a condiciones estándar	kg/m ³	0,35
Viscosidad del gas a la salida del lecho*	kg/m s	1,69E-05
Densidad del gas a la salida del lecho	kg/m ³	0,4019
Densidad del catalizador**	kg/m ³	1 990,60
Diámetro de partícula en el lecho**	mm	5,17
Velocidad espacial del gas natural ***	L/h g _{cat}	4,00

* (Perry y Green, 2001, p. 2-329)

** (Pedrera, Piña, Borio y Bucalá, 2003, p. 32)

*** (Chen, Wang, Xu, Xiong, 2008, p. 290)

Un parámetro importante en el diseño es determinar la masa del catalizador que depende de la velocidad espacial, según Fogler la velocidad espacial del fluido normalmente se mide a presión y temperatura estándar (2008, p. 68).

Por esta razón se utilizó la Ecuación AVI.1 para cambiar las unidades de la velocidad espacial por medio de la densidad del gas a condiciones estándar.

$$WHSV = 4,00 \frac{L}{h \text{ g}_{cat}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} \times \frac{0,35 \text{ kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1000 \text{ g}_{cat}}{1 \text{ kg}_{cat}} \quad [\text{AVI.1}]$$

$$WHSV = 1,38 \frac{\text{kg}}{h \text{ kg}_{cat}}$$

Con este valor se calculó la cantidad de catalizador necesaria para la reacción por medio de la Ecuación 3.21 (Fogler, 2008, p. 68).

$$WHSV = \frac{\dot{m}_G}{M_C}$$

$$M_C = \frac{\dot{m}_G}{WHSV} = \frac{58\,692,13 \frac{kg}{h}}{1,38 \frac{kg}{h \, kg_{cat}}}$$

$$M_C = 42\,456,69 \, kg_{cat}$$

Para encontrar el volumen de la cama de catalizador se utilizó la Ecuación 3.22 con la densidad del catalizador Ni-MgAl₂O₄ (Fogler, 2008, p. 68; Blumberg et al., 2019, p.2).

$$V_C = \frac{M_C}{d_C}$$

$$V_C = \frac{42\,456,69 \, kg_{cat}}{1\,990,60 \frac{kg_{cat}}{m^3}}$$

$$V_C = 21,33 \, m^3$$

Para encontrar el diámetro y la altura del reactor adiabático de lecho fijo se usaron las Ecuaciones 3.23 y 3.24, según Sinnott y Towler la relación longitud diámetro del reactor debe estar comprendida entre 1 a 4 (2013, p. 682), por lo tanto en este caso se trabajó con un valor promedio de la relación.

$$V_C = \frac{\pi}{4} \times D_T^2 \times H$$

$$\frac{H}{D_T} = 2,5$$

Al unir y despejar estas dos ecuaciones, se tiene la Ecuación AVI.2 para el cálculo del diámetro del reactor.

$$D_T = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_C}{\pi \times 2,5}}$$

[AVI.2]

$$D_T = \sqrt[3]{\frac{4 \times 21,33 \text{ m}^3}{\pi \times 2,5}} = 2,21 \text{ m}$$

Se reemplaza este valor en la relación longitud diámetro y se obtiene la altura.

$$H = 2,5 \times (2,21 \text{ m}) = 5,54 \text{ m}$$

El reactor cuenta con un soporte para el lecho fijo ubicado en la base del mismo, por otro lado, se debe dejar un espacio de iguales dimensiones en la parte superior del reactor para evitar la sobrepresión. Según Sinnott y Towler este espaciamiento es de 0,305 m para reactores de lecho fijo (2013, p. 682).

$$H_T = 5,54 \text{ m} + 2 \times (0,305 \text{ m})$$

$$H_T = 6,15 \text{ m}$$

Para encontrar la densidad del flujo másico fue necesario calcular el flujo volumétrico, el área transversal del reactor y la velocidad del flujo, para esto se utilizaron las Ecuación AVI.3, AVI.4 y AVI.5 respectivamente (Fogler, 2008, p. 177).

$$\dot{V}_G = \frac{\dot{m}_G}{\rho_G} \quad [\text{AVI.3}]$$

$$A_T = \frac{\pi \times D_T^2}{4} \quad [\text{AVI.4}]$$

$$\vartheta_G = \frac{\dot{V}_G}{A_T} \quad [\text{AVI.5}]$$

Donde:

\dot{V}_G : flujo volumétrico del gas a la salida del reactor (m^3/h)

\dot{m}_G : flujo másico del gas (kg/h)

ρ_G : densidad del gas a las condiciones de salida del reactor (kg/m^3)

A_T : área transversal del reactor (m^2)

ϑ_G : velocidad del flujo de gas (m/s)

$$\dot{V}_G = \frac{58\,692,13 \frac{kg}{h}}{0,4019 \frac{kg}{m^3}} = 146\,036,65 \frac{m^3}{h}$$

$$A_T = \frac{\pi \times (2,21 \text{ m})^2}{4} = 3,85 \text{ m}^2$$

$$\vartheta_G = \frac{146\,036,65 \frac{m^3}{h}}{3,85 \text{ m}^2 \times 3\,600 \text{ s}} = 10,53 \frac{m}{s}$$

Con los datos calculados se determinó la velocidad másica por medio de la Ecuación AVI.6 (Fogler, 2008, p. 177).

$$G = d_G \times \vartheta_G \quad \text{[AVI.6]}$$

$$G = 0,40 \frac{kg}{m^3} \times 10,53 \frac{m}{s}$$

$$G = 4,23 \frac{kg}{m^2 \cdot s}$$

Se calculó la caída de presión a través del lecho con la ecuación de Ergun que se expresa en la Ecuación 3.25 (Fogler, 2008, p. 177), se consideró una porosidad o volumen hueco del lecho igual a 0,49 (Romero, 2016 p. 67).

$$\frac{\Delta P}{L_{LF}} = - \frac{G}{d_g \times g_c \times D_p} \times \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \times \left[\frac{150 \times (1-\varepsilon) \times \mu}{D_p} + 1,75 \times G \right]$$

$$\frac{\Delta P}{5,54 \text{ m}} = - \frac{4,23 \frac{kg}{m^2 \cdot s}}{0,40 \frac{kg}{m^3} \times 1 \times 5,17 \text{ E}^{-03} \text{ m}} \times \left(\frac{1-0,49}{0,49^3} \right) \times \left[\frac{150 \times (1-0,49) \times 1,69 \text{ E}^{-5} \frac{kg}{m \cdot s}}{5,17 \text{ E}^{-03} \text{ m}} + 1,75 \times 4,23 \frac{kg}{m^2 \cdot s} \right]$$

$$\Delta P = -374\,149 \text{ Pa}$$

Al tener el valor de la caída de presión por medio del lecho fijo, se encontró la presión de la corriente de salida del reactor con la Ecuación AVI.7. La presión de la corriente de entrada al reactor de lecho fijo se mostró en el Anexo II, Tabla AII.16

$$\Delta P = P_s - P_e \quad [\text{AVI.7}]$$

$$P_s = -374,15 \text{ kPa} + 477,80 \text{ kPa}$$

$$P_s = 103,65 \text{ kPa}$$

La carcasa del reactor fue diseñada como un recipiente a presión para lo cual fue necesario conocer ciertas propiedades utilizadas en los cálculos del espesor mínimo de la pared del recipiente y de la tapa del reactor.

La presión interna de diseño del recipiente se tomó como 10 % por encima de la presión manométrica de operación como se explicó anteriormente en el Anexo AV en la Ecuación AV.9 (Sinnott y Towler, 2013, p. 573).

$$P_i = 1,10 \times P_e$$

$$P_i = 1,10 \times (477,80 \text{ kPa} - 101,30 \text{ kPa}) = 414,15 \text{ kPa}$$

$$P_i = 414,15 \text{ kPa} \times \frac{1000 \text{ Pa}}{1 \text{ kPa}} = 414\,150 \text{ Pa} = 414\,150 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}$$

$$P_i = 414\,150 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \times \frac{(1 \text{ m})^2}{(1\,000 \text{ mm})^2} = 0,41 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2}$$

En la Tabla AVI.2 se presentan los parámetros necesarios para el cálculo del espesor de la pared y del espesor de la tapa del reactor.

Tabla AVI.2. Propiedades utilizadas para el cálculo del espesor y de la tapa del reactor adiabático R-001

Parámetro	Unidad	Valor
Presión interna de diseño	N/mm ²	0,41
Presión máxima permitida	N/mm ²	98,53
Eficiencia de la junta soldada	-	1

(Sinnott y Towler, 2013, pp.573, 574)

Para calcular el espesor mínimo de la pared del reactor se utilizó la Ecuación 3.26 (Sinnott y Towler, 2013, p. 576).

$$t = \frac{P_i \times D_i}{2 \times S \times E - 1,2 \times P_i}$$

$$t = \frac{0,41 \frac{N}{mm^2} \times 2\,214,70 \text{ mm}}{\left(2 \times 98,63 \frac{N}{mm^2} \times 1\right) - \left(1,2 \times 0,41 \frac{N}{mm^2}\right)}$$

$$t = 4,66 \text{ mm}$$

Se recomienda agregar 2 mm al espesor al considerar baja corrosión del reactor de lecho fijo (Sinnott y Towler, 2013, p. 576).

$$t = 4,66 \text{ mm} + 2,00 \text{ mm} = 6,66 \text{ mm}$$

$$t = 6,66 \text{ mm}$$

Según la presión de operación, la tapa más adecuada para el reactor es una de cabeza hemiesférica, por lo que se utilizó la Ecuación 3.27 para encontrar su espesor (Sinnott y Towler, 2013, p. 580). El término R_{ci} es igual al valor en milímetros de diámetro interno del reactor según Sinnott y Towler (2013, p. 581).

$$t_{cabeza} = \frac{0,885 \times P_i \times R_{ci}}{S \times E - 0,1 \times P_i}$$

$$t_{cabeza} = \frac{0,885 \times 0,41 \frac{N}{mm^2} \times 2\,214,70 \text{ mm}}{\left(98,63 \frac{N}{mm^2} \times 1\right) - \left(0,1 \times 0,41 \frac{N}{mm^2}\right)}$$

$$t_{cabeza} = 8,23 \text{ mm}$$

En la Tabla AVI.3 se resumen las dimensiones y resultados obtenidos del diseño del reactor adiabático de lecho fijo R-001 utilizado para pre-reformado del gas dulce.

Tabla AVI.3. Especificaciones y dimensiones del reactor adiabático de lecho fijo R-001

Parámetro	Valor	Unidad
Presión de operación	477,80	kPa
Temperatura de operación	427,70	°C
Diámetro	2,21	m
Altura	6,15	m
Caída de presión en el lecho	374,15	kPa
Catalizador	Ni-MgAl ₂ O ₄	-
Volumen del catalizador	21,33	m ³
Espesor del reactor	6,66	mm
Espesor de la tapa	8,23	mm
Material de construcción	AISI-316	-

ANEXO VII

DISEÑO DEL HORNO TUBULAR

El horno reformador está compuesto por tres partes que son: cámara de radiación, cámara de combustión y chimenea. El diseño del horno empezó por el dimensionamiento de la cámara de radiación, en la Tabla AVII.1 se detallan las dimensiones típicas para tubos utilizados en un reformador con vapor de agua (Yu, Cao, Wang, Zhou y Dai, 2006, p. 699).

Tabla AVII.1. Dimensiones de los tubos de la zona de radiación

Parámetro	Unidad	Valor
Longitud	m	12,50
Diámetro exterior	cm	12,48
Diámetro interior	cm	11,08
Espesor	mm	7,00
Separación entre tubos	cm	19,34

(Yu, et al., 2006, p. 699)

Dependiendo de las diferentes tecnologías patentadas, el tamaño y número de tubos son diferentes; el horno reformador de la planta de producción de metanol a partir de gas natural asociado se basó en la tecnología desarrollada por la empresa Haldor Topsoe por trabajar con vapor de agua como medio de reformación (Yu et al., 2006, p. 698).

Dichos hornos reformadores están compuestos por 180 tubos divididos entre la zona de convección y la zona de radiación. Con base en esta información y a las dimensiones de los tubos, según Yu et al., el horno contó con 76 tubos en la zona de radiación los cuales están ubicados en dos filas a ambos lados de los quemadores como se puede visualizar en la Figura AVII.1 (2006, p. 699).

Con esta información se determinó la relación entre la separación de los tubos y su diámetro externo por medio de la Ecuación AVII.1 (Wuithier, 1973, p. 1163).

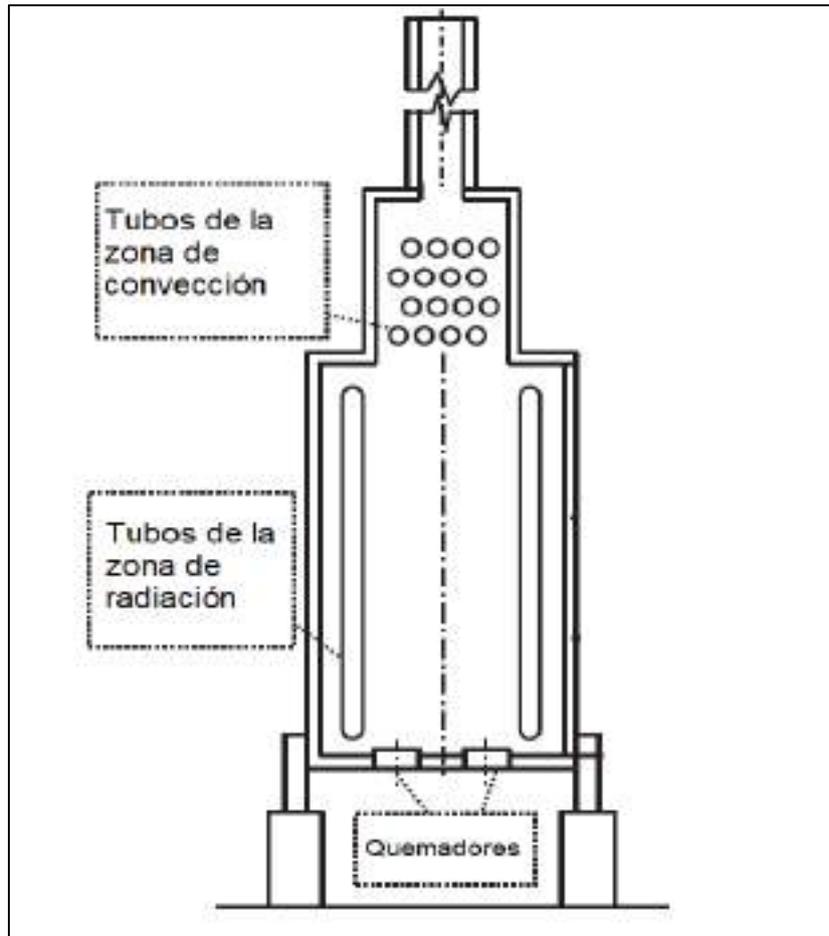


Figura AVII.1. Esquema del horno tubular con la ubicación de los tubos (Hájek y Jegla, 2017, p. 711)

$$\frac{C}{D} = [1,4 - 1,7]$$

[AVII.1]

Donde:

C: separación entre tubos (cm)

D: diámetro externo de los tubos (cm)

$$\frac{C}{D} = \frac{19,34 \text{ cm}}{12,48 \text{ cm}} = 1,55$$

Este valor debe estar en el intervalo de 1,4 a 1,7 según Foster Wheeler (2005, p. 4). Con este valor se ingresó en la Figura AVII.2 para determinar el coeficiente de absorción. Como se mencionó anteriormente, los tubos se ubicaron en dos filas en posición vertical, por esto se tomó el valor para la curva A de la Figura AVII.2.

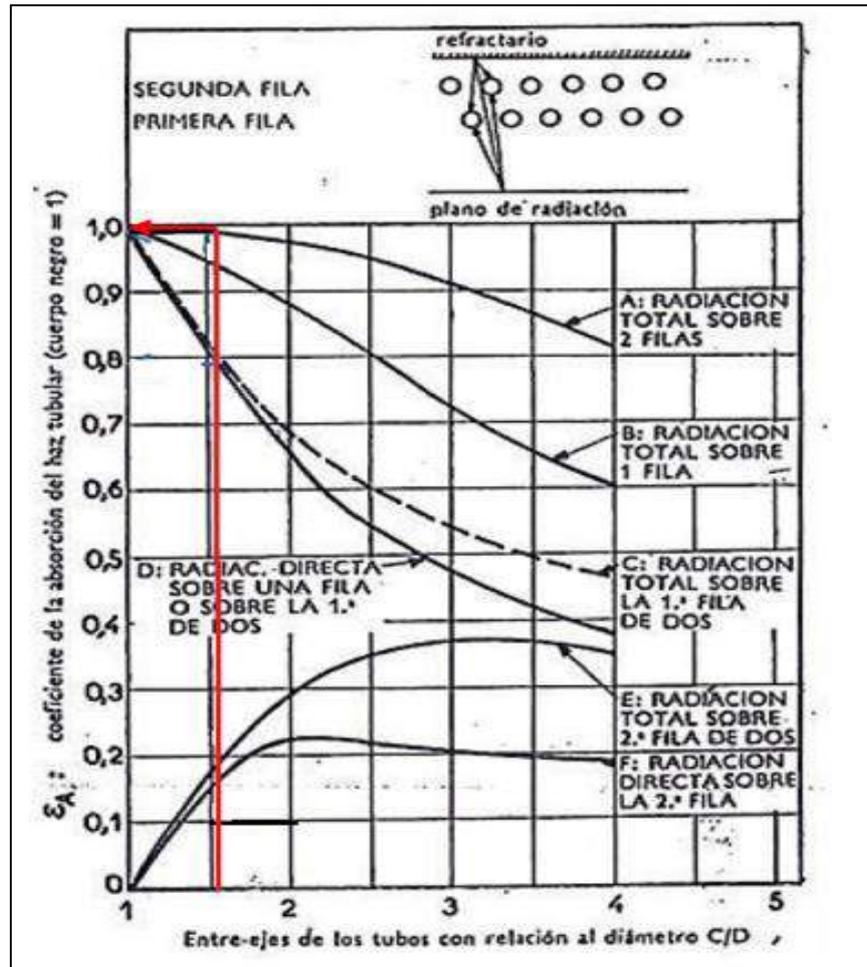


Figura AVII.2. Coeficiente de absorción del haz tubular (Wuithier, 1973, p. 1163)

Para determinar la superficie equivalente de los tubos se utilizó la Ecuación AVII.2 (Baukal, 2001, p.12).

$$A = \epsilon_A \times A_{PA}$$

[AVII.2]

Donde:

ϵ_A : coeficiente de absorción del haz tubular (0,99)

A_{PA} : superficie del plano de absorción (m^2)

Por lo tanto, para los 76 tubos verticales se tiene

$$\epsilon_A \times A_{PA} = N_{verticales} \times L \times C \times \epsilon_A$$

$$\varepsilon_A \times A_{PA} = 76 \times 12,50 \text{ m} \times 0,1934 \text{ m} \times 0,99$$

$$A = \varepsilon_A \times A_{PA} = 181,89 \text{ m}^2$$

Las dimensiones de la zona de radiación se determinaron de la siguiente forma: la altura de la cámara de radiación se consideró igual a la longitud de los tubos ubicados en posición vertical. La longitud de la cámara de radiación se calculó con la Ecuación AVII.3 en función de la separación entre ejes y el número de tubos. Para el ancho de la cámara de radiación se consideraron las dimensiones de los tubos en la zona de convección que se detalla más adelante en la Tabla AVII.5.

$$L_r = E_{eje} \times N_{tubos} \quad \text{[AVII.3]}$$

Donde:

L_r : longitud de la cámara de radiación (m)

E_{eje} : separación entre tubos (m)

N_{tubos} : número de tubos por fila en la cámara de radiación (m)

Como el número total de tubos es 76 y se los divide en dos filas en posición vertical a ambos lados de los quemadores, el número de tubos por fila es 38.

$$L_r = 0,1934 \text{ m} \times 38 = 7,35 \text{ m}$$

En la Tabla AVII.2 se presentan los valores obtenidos para las dimensiones de la cámara de radiación, mientras que en las Figuras AVII.3 y AVII.4 se presenta un esquema de las dimensiones y distribución de los tubos.

Tabla AVII.2. Dimensiones de la cámara de radiación

Parámetro	Unidad	Valor
Altura	m	12,50
Longitud	m	7,35
Ancho	m	5,00

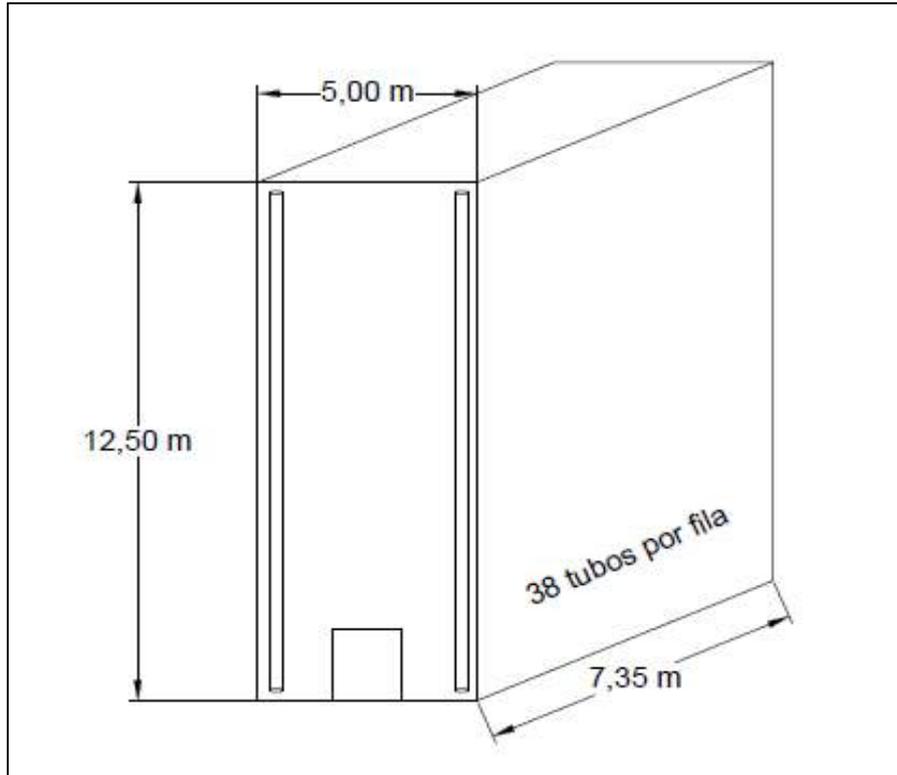


Figura AVII.3. Dimensiones de la cámara de radiación

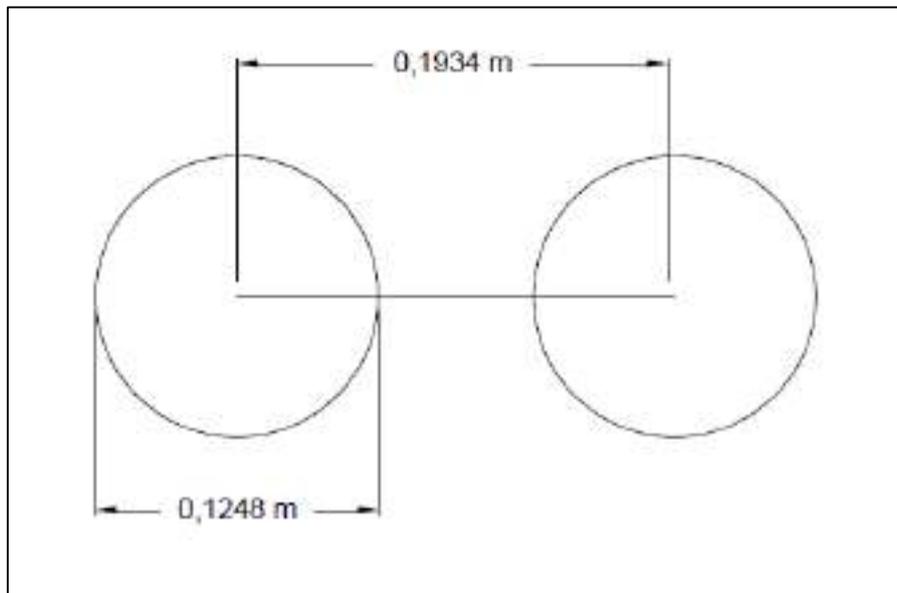


Figura AVII.4. Separación entre los tubos de la cámara de radiación.

Se calculó el área de las caras frontales, área del suelo y área de los muros con base en las dimensiones de la cámara de radiación del horno por medio de las Ecuaciones AVII.4, AVII.5 y AVII.6.

$$A_{\text{caras frontales}} = 2 \times (a \times H) \quad [\text{AVII.4}]$$

$$A_{\text{suelo}} = a \times l \quad [\text{AVII.5}]$$

$$A_{\text{muros}} = 2 \times (l \times H) \quad [\text{AVII.6}]$$

Donde:

a: ancho de la cámara de radiación (m)

H: altura de la cámara de radiación (m)

l: longitud de la cámara de radiación (m)

$$A_{\text{caras frontales}} = 2 \times (5,00 \text{ m} \times 12,50 \text{ m}) = 125,00 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{suelo}} = 7,35 \text{ m} \times 5,00 \text{ m} = 36,75 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{muros}} = 2 \times (7,35 \text{ m} \times 12,50 \text{ m}) = 183,75 \text{ m}^2$$

$$A_{T.R} = 125,00 \text{ m}^2 + 36,75 \text{ m}^2 + 183,75 \text{ m}^2 = 345,50 \text{ m}^2$$

Se calculó la superficie de los refractarios desnudos de la cámara de radiación por medio de la Ecuación 3.33 (Baukal, 2001, p. 14).

$$A_R = A_{T.R} - A$$

$$A_R = 345,50 \text{ m}^2 - 181,89 \text{ m}^2 = 163,61 \text{ m}^2$$

$$A_R = 163,61 \text{ m}^2$$

Se calculó la longitud media del rayo radiante (l) con la Ecuación 3.31, este valor está dado en función del volumen del horno (V_H) (Baukal, 2001, p. 12).

$$l = \frac{2}{3} \times \sqrt[3]{V_H}$$

$$l = \frac{2}{3} \times \sqrt[3]{5,00 \text{ m} \times 12,50 \text{ m} \times 7,35 \text{ m}} = 5,14 \text{ m}$$

Se calculó el producto entre la presión parcial del dióxido de carbono y el vapor de agua (p) por la longitud media del rayo radiante (l) con base en la Ecuación AVII.7 (Wuithier, 1973, p. 1163).

$$pl = (p_{CO_2} + p_{H_2O}) \times l \quad \text{[AVII.7]}$$

Donde:

p_{CO_2} , p_{H_2O} : presión parcial del dióxido de carbono y del vapor de agua (atm)

La presión parcial del dióxido de carbono y el vapor de agua se estimó con la Ecuación AVII.8 en función del aire en exceso (Couper et al., 2012, p. 208).

$$P_{par} = 0,288 - 0,229X + 0,090X^2 \quad \text{[AVII.8]}$$

Donde:

P_{par} : presión parcial del CO_2 y H_2O (atm)

X: porcentaje de aire en exceso para la combustión

$$P_{par} = 0,288 - 0,229 \times (0,10) + 0,090 \times (0,10)^2 = 0,27 \text{ atm}$$

$$pl = 0,27 \text{ atm} \times 5,14 \text{ m} = 1,39 \text{ atm m}$$

Se encontró la temperatura teórica de la llama para lo cual se utilizó la Figura AVII.5 (ANCAP, 2018, p. 115). El valor de la temperatura teórica de la llama se determinó en función al porcentaje de aire en exceso con el que se trabajó en el horno.

El horno trabajó con un 10 % en masa de exceso de aire recomendado para que el combustible gaseoso (gas natural) produzca una combustión completa (Couper et al., 2012, p. 206). Según la Figura AVII.5 la temperatura teórica de la llama fue de 3 400,00 °F o de 1 871,11 °C.

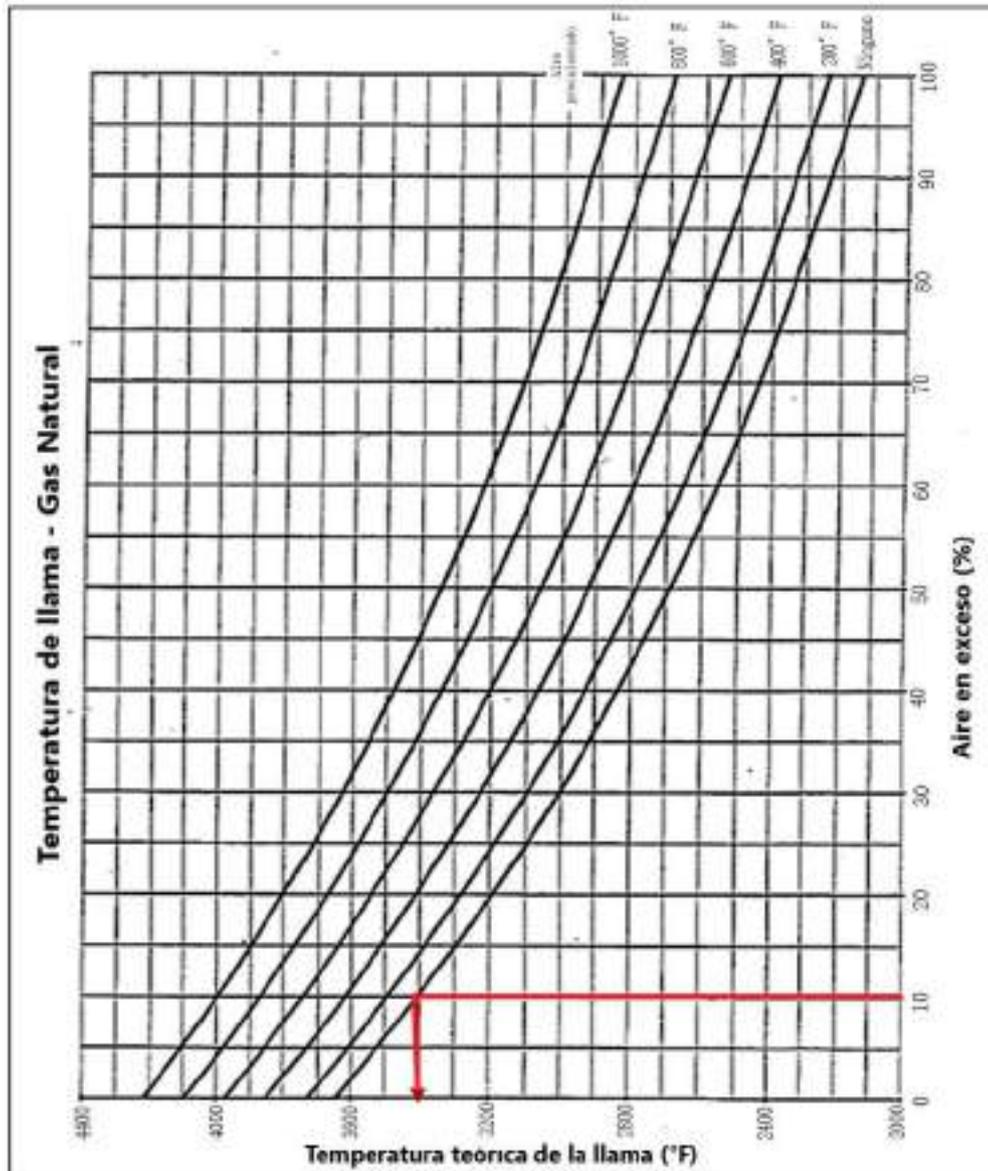


Figura AVII.5. Temperatura teórica de llama en función del exceso de aire (ANCAP, 2018, p. 115)

El siguiente paso en el diseño del horno fue determinar la temperatura de la pared exterior de los tubos, para esto se tomó el criterio de 25 °C por encima de la temperatura de salida del fluido (Correa y Cabrera, 2016, p. 310), el gas reformado sale del horno a 1 000 °C como se indicó en la Tabla AII.26.

$$T_{ext.tub} = 1\,000\,^{\circ}\text{C} + 25\,^{\circ}\text{C} = 1\,025\,^{\circ}\text{C}$$

Para determinar la temperatura de los gases de combustión (T_g) generados en la zona de radiación se realizó un proceso iterativo.

Primero se encontró el factor de emisión de la llama por medio de la Figura AVII.6 En el eje Y de la gráfica se ingresó con el valor del producto p_l en atm m previamente calculado, se trazó una línea horizontal hasta la temperatura de la pared exterior de los tubos ($1\ 025\ ^\circ\text{C}$) y se unió dicho punto con la temperatura de los gases de combustión (T_g) asumida e igual a $1\ 000\ ^\circ\text{C}$ (Wuithier, 2001, p. 1164).

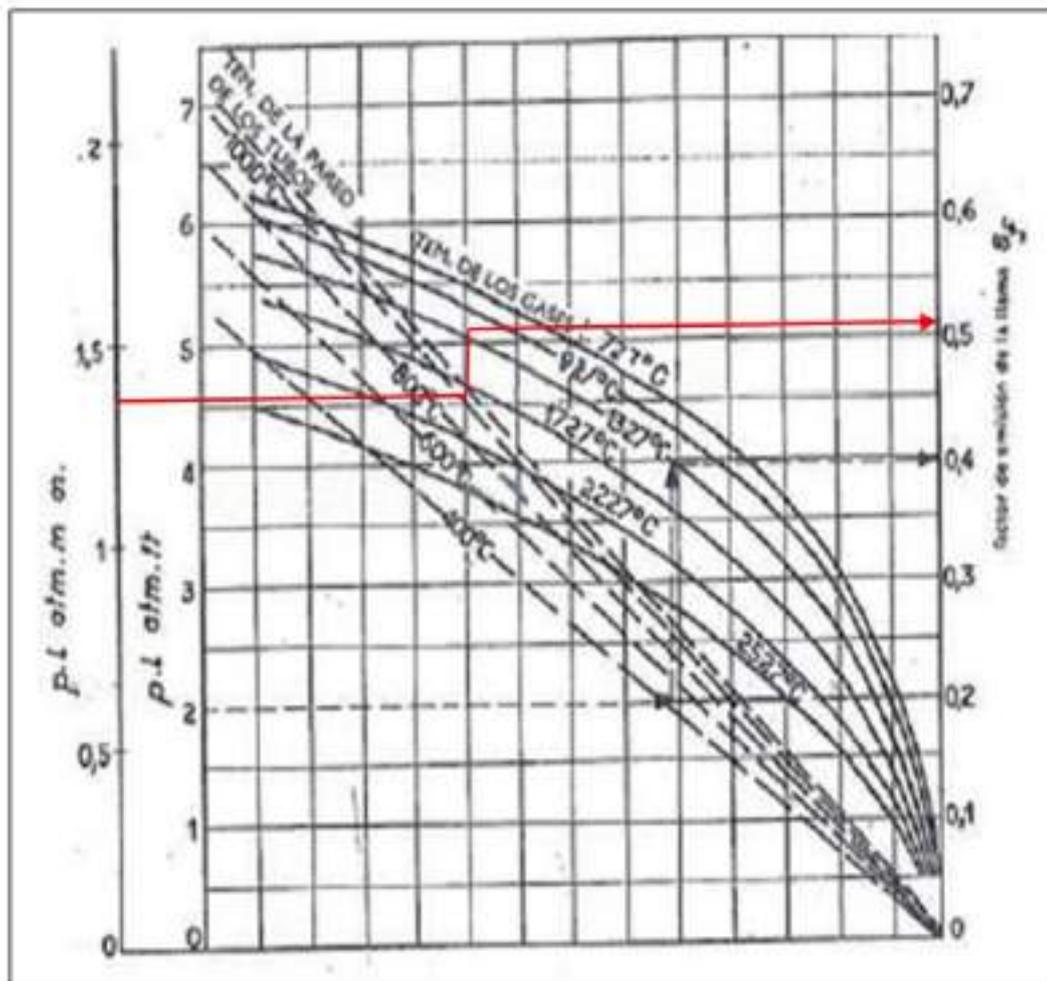


Figura AVII.6. Factor de emisión de la llama en función del producto p_l (Wuithier, 1973, p. 1164)

Posteriormente con el valor de $\varepsilon_f = 0,53$ se calculó el factor global de intercambio por radiación con la Ecuación 3.32 (Baukal, 2001, p. 14), el coeficiente de absorción del haz tubular (ε_A) es igual a 0,99 según Baukal (2001, p.12).

$$F = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_A} + \frac{A}{A+AR} \times \left(\frac{1}{\varepsilon_f} - 1 \right)}$$

El proceso se repitió hasta que la temperatura de gases de combustión asumida ya no presente variación con la temperatura calculada. En la Tabla AVII.4 se presentan los valores del proceso iterativo.

Tabla AVII.4. Factor de emisión de la llama, factor global de intercambio, temperatura asumida y calculada para los gases de combustión

Iteración	T _{gasumida} (°C)	ϵ_f	F	Q/FA (kcal/m ² h)	T _{calculada} (°C)
1	1 000	0,53	0,68	3,30E+05	1 340
2	1 340	0,50	0,65	3,50E+05	1 335
3	1 335	0,51	0,66	3,39E+05	1 330
4	1 330	0,51	0,66	3,40E+05	1 330

El valor calculado para la temperatura de los gases de combustión en la zona de radiación (T_g) fue de 1 330 °C.

Para terminar el diseño de la cámara de radiación del horno, se calculó la fracción de calor absorbido en la sección radiante por medio de la Ecuación 3.34 (Wuithier, 1973, p. 1159). Los valores de entalpía de combustión y entalpía de los gases de combustión a la temperatura (T_g) se obtuvieron de Perry y Green (2001).

$$R = \frac{H_c - H_{GC}}{H_c}$$

$$R = \frac{1,71E+08 - 4,87E+07}{1,71E+08} = 0,72$$

Se calculó el área exterior de los tubos (A_{TR}) por medio de la Ecuación AVII.10 y el calor absorbido en la radiación (Q_{rad}) con la Ecuación AVII.11.

$$A_{ET} = N_T \times \pi \times D_e \times L \quad \text{[AVII.10]}$$

$$Q_{rad} = R \times Q_L \quad \text{[AVII.11]}$$

Donde:

- N_T: número de tubos
 D_e: diámetro externo del tubo (m)
 L: longitud del tubo (m)

$$A_{ET} = 76 \times \pi \times 0,1248 \text{ m} \times 12,50 \text{ m} = 372,47 \text{ m}^2$$

$$Q_{rad} = 0,72 \times 1,36E + 08 \frac{kJ}{h} = 9,79E + 07 \frac{kJ}{h}$$

De esta forma se pudo encontrar la tasa de transferencia de calor por radiación con la Ecuación 3.35 (Wuithier, 1973, p. 1159).

$$TQ_{rad} = \frac{R \times Q_L}{A_{TR}}$$

$$TQ_{rad} = \frac{9,79E+07 \frac{kJ}{h}}{372,47 \text{ m}^2}$$

$$TQ_{rad} = 2,63E + 05 \frac{kJ}{\text{m}^2 h}$$

El diseño continuó con el dimensionamiento de la cámara de convección del horno reformador. Primero, se calculó el calor transmitido por convección por medio de la Ecuación 3.36 (Wuithier, 1973, p. 1171).

$$Q_{conv} = Q_A - R \times Q_L$$

$$Q_{conv} = 1,36E + 08 \frac{kJ}{h} - 9,79E + 07 \frac{kJ}{h}$$

$$Q_{conv} = 3,81E + 07 \frac{kJ}{h}$$

Se conoció la fracción de calor que tienen los gases de combustión en la entrada a la zona de convección del horno por medio de la Ecuación AVII.12. Las pérdidas en la zona de radiación del horno reformador se consideraron de 2 % (ANCAP, 2018, p. 8).

$$R_{conv} = 1 - R - R_p \quad [AVII.12]$$

Donde:

R_{conv} : fracción de calor en la zona de convección

R_p : fracción de pérdidas de calor

$$R_{conv} = 1 - 0,72 - 0,02 = 0,26$$

De acuerdo a la fracción de calor obtenido y con la Figura AII.6 que se presentó en la Sección AII.5, se encontró la temperatura de los gases de combustión a la entrada de la zona de convección que fue igual a $T_{gc} = 510$ °C.

Como se mencionó anteriormente, según Yu et al., los hornos de reformado de la empresa Haldor Topsoe están formados de 180 tubos, de los cuales se dividieron en 76 tubos para la zona de radiación y 104 tubos en la zona de convección (2006, p.699) ubicados en posición horizontal dispuestos en 8 filas de 13 tubos cada una.

Las dimensiones de la zona de convección se determinaron de la siguiente forma, la altura de la cámara de convección se calculó con la Ecuación AVII.13 en función de la separación entre los tubos y el número de filas.

$$H_c = E_{eje} \times N_{filas} \quad [AVII.13]$$

Donde:

H_c : altura de la cámara de radiación (m)

N_{filas} : número de filas de tubos

$$H_c = 0,1934 \text{ m} \times 8 = 1,55 \approx 1,60 \text{ m}$$

Para el ancho de la cámara de convección se utilizó la Ecuación AVII.14 en función de la separación entre ejes y el número de tubos por fila.

$$A_c = E_{eje} \times N_{t/f} \quad [AVII.14]$$

Donde:

A_c : ancho de la cámara de radiación (m)

N_{vf} : número de tubos por fila

$$A_c = 0,1934 \text{ m} \times 13 = 2,51 \text{ m} \approx 2,60 \text{ m}$$

La longitud de la cámara de convección es igual a la longitud de la cámara de radiación (7,35 m) como se calculó anteriormente.

Las dimensiones de la cámara de convección se presentan en la Tabla AVII.5, mientras que en la Figura AVII.8 y Figura AVII.9 se presenta un esquema de la distribución y dimensiones de la cámara.

Tabla AVII.5. Dimensiones de la cámara de convección

Parámetro	Unidad	Valor
Número de tubos	-	104
Altura	m	1,60
Longitud	m	7,35
Ancho	m	2,60

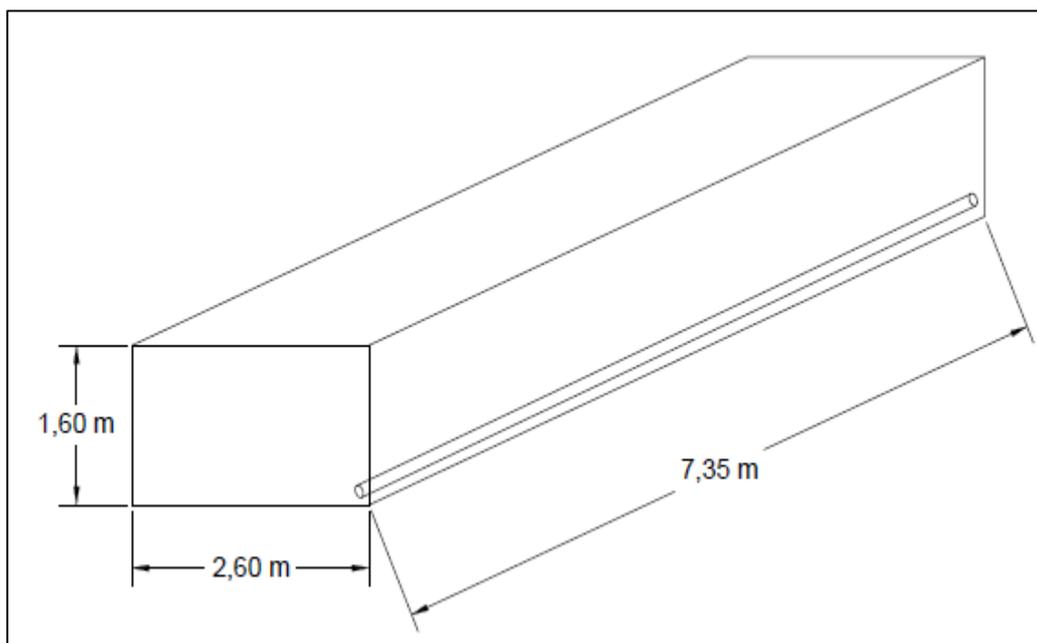


Figura AVII.8. Dimensiones de la cámara de convección

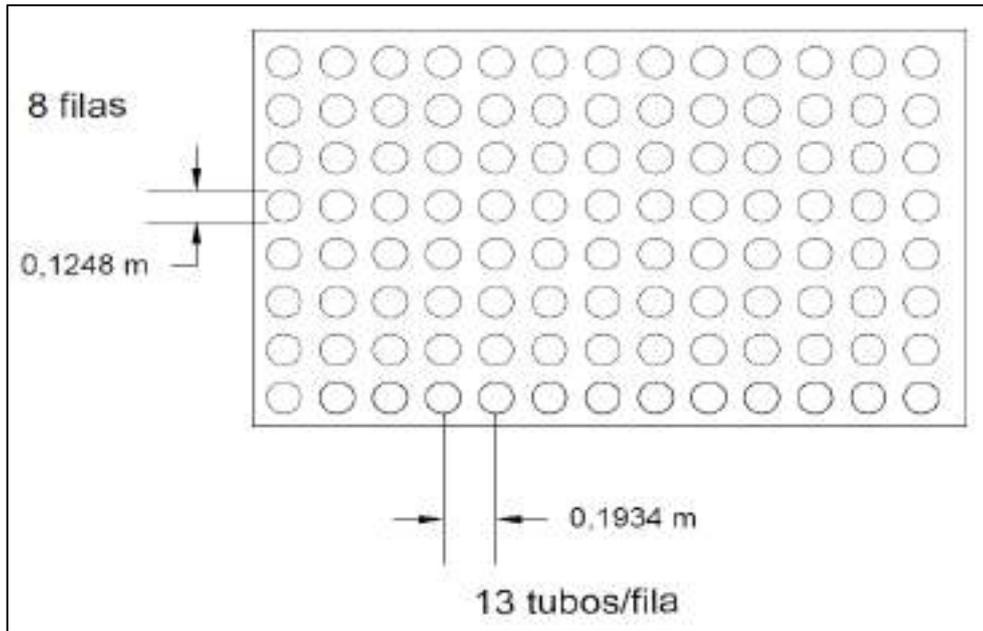


Figura AVII.9. Distribución de los tubos en la zona de convección

Por medio de las Ecuaciones AVII.15, AVII.16 y AVII.17 se calculó el área de la zona de convección, área ocupada por los tubos y área de paso con base en las dimensiones (Wuithier, 1973, p. 1171).

$$A_{T.C} = a \times L \quad \text{[AVII.15]}$$

$$A_{O.T} = N_{t/f} \times D_e \times L \quad \text{[AVII.16]}$$

$$A_p = A_{T.C} - A_{O.T} \quad \text{[AVII.17]}$$

Donde:

$A_{T.C}$: área total de la zona de convección (m^2)

$A_{O.T}$: área ocupada por los tubos (m^2)

A_p : área de paso (m^2)

$N_{t/f}$: número de tubos por fila

$$A_{T.C} = 2,60 \text{ m} \times 7,35 \text{ m} = 19,11 \text{ m}^2$$

$$A_{O.T} = 13 \times 0,1248 \text{ m} \times 7,35 \text{ m} = 11,92 \text{ m}^2$$

$$A_p = 19,11 \text{ m}^2 - 11,92 \text{ m}^2 = 7,19 \text{ m}^2$$

Con el valor del área de paso, se calculó la velocidad másica de los gases con la Ecuación AVII.18 (Wuithier, 1973, p. 1171).

$$G_{max} = \frac{m_{G.C}}{A_p} \quad [\text{AVII.18}]$$

$$G_{max} = \frac{61\,717,67 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{7,19 \text{ m}^2} = 8\,589,32 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ h}}$$

Con estos datos se calculó el coeficiente de convección con la Ecuación 3.37 (Wuithier, 1973, p. 1171).

$$h_c = 0,018 \times Cp \times \frac{(G_{max})^{\frac{2}{3}} \times \bar{T}^{0,3}}{D^{\frac{1}{3}}}$$

$$h_c = 0,018 \times 1,22 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \times \frac{\left(8\,589,32 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ h}}\right)^{\frac{2}{3}} \times \left(\frac{(510,00+273,00)\text{K} + (411,93+273,00)\text{K}}{2}\right)^{0,3}}{(0,1248 \text{ m})^{\frac{1}{3}}}$$

$$h_c = 133,21 \frac{\text{kJ}}{\text{h m}^2 \text{ K}}$$

Para determinar el coeficiente de radiación de los gases de combustión al pasar por la zona de convección del horno reformador se utilizó la Ecuación AVII.19 (Wuithier, 1973, p. 1171).

$$h_r = (2,20E - 2 \times \bar{T}) - 8 \quad [\text{AVII.19}]$$

Donde:

h_r : coeficiente de radiación de los gases (kcal/h m² °C)

\bar{T} : temperatura media de los gases de combustión (K)

$$h_r = \left(2,20E - 2 \times \left(\frac{(510,00+273,00)\text{K} + (411,93+273,00)\text{K}}{2}\right)\right) - 8$$

$$h_r = 8,15 \frac{kcal}{h m^2 \text{ } ^\circ C} = 34,06 \frac{kJ}{h m^2 \text{ } ^\circ C}$$

El coeficiente de radiación en los muros se determinó con la Ecuación AVII.20 (Wuithier, 1973, p. 1171). Según Correa y Cabrera se debe considerar un factor de emisión de los muros igual a 0,95 (2016, p. 318).

$$h_{rm} = 0,195 \times \varepsilon_m \times \left(\frac{T_m}{100}\right)^3 \quad [AVII.20]$$

Donde:

h_{rm} : coeficiente de radiación de los muros (kcal/h m² °C)

T_m : temperatura de los tubos (K)

ε_m : factor de emisión de los muros

$$h_{rm} = 0,195 \times 0,95 \times \left(\frac{1\,025+273}{100}\right)^3$$

$$h_{rm} = 405,12 \frac{kcal}{h m^2 \text{ } ^\circ C} = 1\,693,40 \frac{kJ}{h m^2 \text{ } ^\circ C}$$

Luego, se calculó el área de los muros en la zona de convección y el área exterior de los tubos con las Ecuaciones AVII.21 y AVII.22

$$A_m = 2 \times (a + L) \times H \quad [AVII.21]$$

$$A_t = N_t \times \pi \times D_e \times L \quad [AVII.22]$$

Donde:

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

A_t : área exterior de los tubos (m²)

$$A_m = 2 \times (2,60 m + 7,35 m) \times 1,60 m = 31,84 m^2$$

$$A_t = 104 \times \pi \times 0,1248 m \times 7,35 m = 299,69 m^2$$

Con los datos de las áreas se determinó el efecto de la radiación en los muros con la Ecuación 3.38 (Wuithier, 1973, p. 1171)

$$E_m = 100 \times \frac{h_{rm} \times A_m}{(h_c + h_r + h_{rm}) \times A_t}$$

$$E_m = 100 \times \frac{1\,693,40 \frac{kJ}{h\,m^2\,^{\circ}C} \times 31,84\,m^2}{\left(133,21 \frac{kJ}{h\,m^2\,k} + 34,06 \frac{kJ}{h\,m^2\,^{\circ}C} + 1\,693,40 \frac{kJ}{h\,m^2\,^{\circ}C}\right) \times 299,69\,m^2}$$

$$E_m = 9,67\%$$

Finalmente, se calculó el coeficiente de película por el lado de los gases de combustión por medio de la Ecuación AVII.23 (Wuithier, 1973, p. 1171).

$$h_o = \frac{100 + E_m}{100} \times (h_c + h_r) \quad \text{[AVII.23]}$$

Donde:

h_o : coeficiente global de película de los gases de combustión ($kJ/h\,m^2\,^{\circ}C$)

$$h_o = \frac{100 + 9,66}{100} \times \left(133,21 \frac{kJ}{h\,m^2\,k} + 34,06 \frac{kJ}{h\,m^2\,^{\circ}C}\right)$$

$$h_o = 183,42 \frac{kJ}{h\,m^2\,k}$$

En la Tabla AVII.6 se detallan parámetros requeridos para el diseño de la chimenea.

Tabla AVII.6. Parámetros requeridos para el diseño de la chimenea

Parámetro	Unidad	Valor
Presión atmosférica	inH ₂ O	407,19
Temperatura ambiente	°F	76,73
Temperatura gases de combustión	°F	281,93
Densidad de los gases de combustión*	lb/ft ³	0,15
Peso molecular de los gases de combustión	lb/lbmol	28,18

* (Perry y Green, 2001, p. 2-98)

Con la Ecuación 3.39 se estimó el tiro o *Draft* sin pérdidas por fricción (Couper et al., 2012, p. 209). Cabe mencionar que las ecuaciones utilizadas en el dimensionamiento de la chimenea están establecidas para el sistema inglés de medidas.

$$Draft = 0,0179 \times P_a \times \left(\frac{29}{T_a} - \frac{M}{T_{ag}} \right) \times \Delta h$$

$$Draft = 0,0179 \times 407,19 \text{ inH}_2\text{O} \times \left(\frac{29}{76,73 \text{ }^\circ\text{F}} - \frac{28,18}{281,93 \text{ }^\circ\text{F}} \right) \times 60 \text{ ft}$$

$$Draft = 121,57 \text{ inH}_2\text{O} = 30,28 \text{ kPa}$$

Al establecer la altura de la chimenea en 60 ft se obtuvo un valor de *Draft* menor a la presión atmosférica que es lo que sugiere Sinnott y Towler (2013, p. 1183).

Con la Ecuación 3.40 se calculó las pérdidas a la salida de la chimenea (Couper et al., 2012, p. 209). Se consideró como velocidad másica del gas un valor medio del rango comprendido entre 0,9202 a 1,1247 lb/ft²s recomendado por Sinnott y Towler (2013, p. 1183).

$$\Delta P_{ex} = 0,003 \times \frac{G^2}{\rho}$$

$$\Delta P_{ex} = 0,003 \times \frac{\left(1,022 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2\text{s}} \right)^2}{0,15 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}$$

$$\Delta P_{ex} = 0,021 \text{ inH}_2\text{O} = 5,23 \text{ Pa}$$

En función del valor de velocidad másica de los gases de combustión que se estimó anteriormente, se encontró el área transversal de la chimenea del horno con la Ecuación AVII.24 (Couper et al., 2012, p. 209).

$$G = \frac{m_{G.C}}{A_{T.C}}$$

[AVII.24]

Donde:

$A_{T.C}$: área transversal de la chimenea (m^2)

$$1,022 \frac{lb}{ft^2 s} = 5 \frac{kg}{m^2 s}$$

$$A_{T.C} = \frac{61\,717,67 \frac{kg}{h}}{3\,600 \times 5 \frac{kg}{m^2 s}} = 3,43 \, m^2$$

Para calcular el diámetro de la chimenea se aplicó la Ecuación AVII.25 (Couper et al., 2012, p. 209).

$$A_{T.C} = \frac{\pi \times D_c^2}{4} = 3,43 \, m^2$$

$$D_c = 2,09 \, m = 82,28 \, in$$

Finalmente, para terminar el diseño de la chimenea del horno tubular se calculó las pérdidas de presión a lo largo de la chimenea con la Ecuación 3.41 (Couper et al., 2012, p. 209).

$$\Delta P_f = 0,09 \times \frac{G^2}{\rho \times d_s}$$

$$\Delta P_f = 0,09 \times \frac{\left(1,022 \frac{lb}{ft^2 s}\right)^2}{0,15 \frac{lb}{ft^3} \times 82,28 \, in}$$

$$\Delta P_f = \frac{7,62E-03 \, in \, H_2O}{100 \, ft}$$

$$\Delta P_f = \frac{1,89 \, Pa}{30,48 \, m}$$

En la Tabla AVII.7 se resumen las dimensiones y resultados del diseño del horno tubular F-001 para reformar el gas natural.

Tabla AVII.7. Especificaciones y dimensiones del horno tubular F-001

Parámetro	Valor	Unidad
Presión de operación	2 000,00	kPa
Temperatura de operación	1 000,00	°C
N° tubos en la zona de radiación	76	-
N° tubos en la zona de convección	104	-
Área de refractarios desnudos	163,61	m ²
Área de la zona de radiación	345,50	m ²
Área de la zona de convección	183,75	m ²
Área transversal de la chimenea	3,43	m ²
Diámetro de la chimenea	2,09	m
Altura de la chimenea	18,29	m
Catalizador	Ni-MgAl ₂ O ₄	-
Material de construcción	AISI-316	-

ANEXO VIII

DISEÑO DEL REACTOR MULTITUBULAR

Para el diseño del reactor multitubular fueron necesarios propiedades de las corrientes y del catalizador, que se presentan en la Tabla AVIII.1.

Tabla AVIII.1. Propiedades de la corriente de entrada al reactor multitubular R-002 y propiedades del catalizador

Parámetro	Unidad	Valor
Densidad del gas de síntesis	kg/m ³	15,48
Peso molecular del gas de síntesis	kg/kgmol	10,16
Viscosidad del gas de síntesis *	kg/m s	1,58E-05
Flujo de gas de síntesis	kgmol/s	3,09
Variación de caída de presión en los tubos **	bar	0,6
Diámetro de partícula del catalizador ***	mm	5
Densidad del catalizador ***	kg/m ³	1 300
Porosidad del catalizador ***	%	50
Forma del catalizador ***	-	Cilíndrica

* (Perry y Green, 2001, p. 2-329)

** (Luyben, 2001, p. 5776)

*** (Hadjicharalambous, et al., 2015, p.2)

El diseño del reactor multitubular comenzó con el cálculo del factor de fricción a partir de la Ecuación AVIII.1 (Luyben, 2001, p. 5777).

$$f = 1,75 \times \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \quad \text{[AVIII.1]}$$

Donde:

f: factor de fricción en reactores multitubulares

ε: porosidad del catalizador

$$f = 1,75 \times \frac{(1-0,50)}{0,50^3} = 7$$

Según la metodología presentada por Luyben, para el diseño del reactor multitubular se consideraron tres diferentes diámetros internos del tubo igual a 0,04; 0,08 y 0,10 m; y tres diferentes longitudes del tubo igual a 3,00; 4,50 y 6,00 m (2001, p.5782).

Se presenta un ejemplo de cálculo para un tubo con diámetro interno de 0,04 m y longitud de 3,00 m.

Se aplicó la Ecuación 3,44 para conocer la velocidad superficial del fluido (Luyben, 2001, p. 5777).

$$V = \sqrt{\frac{D_p \times (\Delta P_R) E + 05}{f \times L_{tub} \times d_G}}$$

$$V = \sqrt{\frac{5,00E-03 \text{ m} \times 0,60E+05 \text{ Pa}}{7 \times 3,00 \text{ m} \times 15,48 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}} = 0,96 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Se utilizó la Ecuación 3.45 para calcular el flujo de gas que circula por cada tubo (Luyben, 2001, p. 5777).

$$F_{tub} = V \times \left(\frac{\pi \times D_{tub}^2}{4} \right) \times \frac{d_G}{M_w}$$

$$F_{tub} = 0,96 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times \left(\frac{\pi \times (0,04 \text{ m})^2}{4} \right) \times \frac{15,48 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{10,16 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}}} = 1,83E-03 \frac{\text{kgmol}}{\text{s}}$$

Con la Ecuación 3.46 se encontró el número de tubos necesarios en el reactor (Luyben, 2001, p. 5777).

$$N_{tub} = \frac{F_{in}}{F_{tub}}$$

$$N_{tub} = \frac{3,09 \frac{\text{kgmol}}{\text{s}}}{1,83E-03 \frac{\text{kgmol}}{\text{s}}} = 1\ 689 \text{ tubos}$$

El número de Reynolds se determinó por medio de la Ecuación AVIII.2 (Luyben, 2001, p. 5781).

$$Re = \frac{D_p \times V \times d_G}{\mu_G} \quad [\text{AVIII.2}]$$

$$Re = \frac{5,00E-03 \text{ m} \times 0,96 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 15,48 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{1,58E-05 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}} = 4\,702,78$$

Por medio de la Ecuación 3.43 se calculó el coeficiente global de transferencia de calor (Luyben, 2001, p. 5781).

$$U = 0,01545 + \frac{0,6885E-06}{D_p} \times Re$$

$$U = 0,01545 + \frac{0,6885E-06}{5,00E-03 \text{ m}} \times 4\,702,78 = 0,66 \frac{\text{kJ}}{\text{s m}^2 \text{K}}$$

El peso del catalizador en cada tubo se calculó por medio de la Ecuación 3.47 (Luyben, 2001, p. 5777).

$$W_{tub} = \left(\frac{\pi \times D_{tub}^2}{4} \right) \times L_{tub} \times d_{cat}$$

$$W_{tub} = \left(\frac{\pi \times (0,04 \text{ m})^2}{4} \right) \times 3,00 \text{ m} \times 1\,300 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$W_{tub} = 4,90 \text{ kg}$$

Por otra parte, se calculó la tasa de flujo molar del producto en estado estacionario con la Ecuación AVIII.3 donde se relacionó el flujo del producto con el peso del catalizador (Luyben, 2001, p. 5776), el cálculo de este parámetro fue necesario para la resolución de la Ecuación 3.42

$$r = \frac{dF_p}{dW} \quad [\text{AVIII.3}]$$

Donde:

r : tasa de flujo molar del producto (kgmol/s)

dF_p : diferencial del flujo de producto (kgmol/s)

dW : diferencial del peso del catalizador (kg)

$$r = \frac{\int_0^{1,83E-03} dF_p}{\int_0^{4,90} dW}$$

$$r = 3,73E - 04 \frac{kgmol}{s}$$

También para la resolución de la Ecuación 3.42 fueron necesarias varias propiedades del gas de síntesis; las entalpías de reacción y los calores específicos fueron tomadas a las condiciones de presión y temperatura de operación del reactor, estas propiedades se presentan en la Tabla AVIII.2.

Tabla AVIII.2. Propiedades de la corriente de gas de síntesis

Parámetro	Unidad	Valor
Entalpía de la reacción representada en la Ecuación 2.4 *	kJ/kgmol	-49 400
Entalpía de la reacción representada en la Ecuación 2.5 *	kJ/kgmol	-90 600
Entalpía de la reacción representada en la Ecuación 2.6 *	kJ/kgmol	41 200
Capacidad calorífica del CO ₂ **	kJ/kgmol °C	48,92
Capacidad calorífica del H ₂ **	kJ/kgmol °C	29,13
Capacidad calorífica del CO **	kJ/kgmol °C	30,94
Capacidad calorífica del CH ₃ OH **	kJ/kgmol °C	142,80
Capacidad calorífica del H ₂ O **	kJ/kgmol °C	97,93

* (Zhang, Cruz, Zhang, Lou y Benson, 2013, p. 13618)

** (Perry y Green, 2001, pp. 2-170, 2-171)

El denominador de la Ecuación 3.42 se calculó con las Ecuaciones AVIII.4 y AVIII.5.

$$\sum C_{pR} \times F_R = C_{pCO} \times F_{CO} + C_{pH_2} \times F_{H_2} + C_{pCO_2} \times F_{CO_2} \quad [\text{AVIII.4}]$$

$$\sum C_{pP} \times F_P = C_{pCH_3OH} \times F_{CH_3OH} + C_{pCO} \times F_{CO} + C_{pH_2O} \times F_{H_2O} \quad [\text{AVIII.5}]$$

Donde:

C_p: capacidad calorífica media de los reactivos y productos (kJ/kgmol K)

F: flujo molar de los reactivos y productos (kgmol/s)

Los flujos máscicos de reactivos consumidos en las reacciones de conversión de metanol y los flujos de productos se detallaron en la Tabla AII.16 del Anexo II, se presentan estos valores convertidos en flujos molares en la Tabla AVIII.3.

Tabla AVIII.3. Flujos molares de reactivos y productos a la entrada y salida del reactor

Entrada al reactor			Salida del reactor		
Componente	kg/h	kgmol/s	Componente	kg/h	kgmol/s
CO	18 914,01	0,19	CH ₃ OH	24 983,88	0,22
H ₂	3 543,96	0,49	CO	2 946,88	0,03
CO ₂	9 261,62	0,06	H ₂ O	3 788,84	0,06
Total	31 719,60	-	-	31 719,60	-

Estos valores se reemplazan en la Ecuación AVIII.4 y para el sumatorio de los calores específicos por el flujo de los reactivos se tiene:

$$\sum C_{pR} \times F_R = 30,94 \frac{\text{kJ}}{\text{kgmol}^\circ\text{C}} \times 0,19 \frac{\text{kgmol CO}}{\text{s}} + 29,13 \frac{\text{kJ}}{\text{kgmol}^\circ\text{C}} \times 0,49 \frac{\text{kgmol H}_2}{\text{s}} + 48,92 \frac{\text{kJ}}{\text{kgmol}^\circ\text{C}} \times 0,06 \frac{\text{kgmol CO}_2}{\text{s}}$$

$$\sum C_{pR} \times F_R = 23,09 \frac{\text{kJ}}{\text{s}^\circ\text{C}}$$

Al reemplazar los valores en la Ecuación AVIII.5, para el sumatorio de los calores específicos por el flujo de los productos se tiene:

$$\sum C_{pP} \times F_P = 142,80 \frac{\text{kJ}}{\text{kgmol}^\circ\text{C}} \times 0,22 \frac{\text{kgmol CH}_3\text{OH}}{\text{s}} + 30,94 \frac{\text{kJ}}{\text{kgmol}^\circ\text{C}} \times 0,03 \frac{\text{kgmol CO}}{\text{s}} + 97,93 \frac{\text{kJ}}{\text{kgmol}^\circ\text{C}} \times 0,06 \frac{\text{kgmol H}_2\text{O}}{\text{s}}$$

$$\sum C_{pP} \times F_P = 38,22 \frac{\text{kJ}}{\text{s}^\circ\text{C}}$$

Se resolvió la Ecuación 3.42, para esto se consideró que la temperatura de entrada del refrigerante es igual a la temperatura de entrada del gas 523,00 K, ya que no debe existir transferencia de calor en el reactor (Luyben, 2001, p. 5776).

$$\frac{dT}{dW} = - \frac{\lambda_{rx} \times r - 4 \times U \times \frac{(T-T_c)}{(d_{cat} \times D_{tub})}}{\sum(\bar{C}_{p_{reactivos}} \times F_{reactivos}) + \sum(\bar{C}_{p_{productos}} \times F_{productos})}$$

$$\lambda_{rx} \times r - 4 \times U \times \frac{(T-T_c)}{(d_{cat} \times D_{tub})} = - \frac{dW}{\sum(\bar{C}_{p_{reactivos}} \times F_{reactivos}) + \sum(\bar{C}_{p_{productos}} \times F_{productos})} \frac{dT}{dW}$$

Los valores para las entalpías de las reacciones se presentaron en la Tabla AVIII.2 y al reemplazarlos en la Ecuación 3.42 se tiene que:

$$\frac{dT}{(-49\,400 - 90\,600 + 41\,200) \frac{kJ}{kgmol} \times 3,73E-04 - 4 \times 0,66 \times \frac{(T-523)}{(1\,300 \times 0,04)}} = - \frac{dw}{23,09 + 38,22}$$

$$\int_{523,00}^T \frac{dT}{(-98\,800 \times 3,73E-04) - 4 \times 0,66 \times \frac{T-523}{1\,300 \times 0,04}} = \int_0^{4,90} - \frac{dw}{23,09 + 38,22}$$

$$\int_{523,00}^T \frac{dT}{(-36,85) - 2,66 \times \frac{T-523}{52,00}} = \int_0^{4,90} - \frac{dw}{61,31}$$

$$\int_{523,00}^T \frac{dT}{(-36,85) - 2,66 \times \frac{T-523}{52,00}} = -0,0799$$

$$T = 525,95 \text{ K}$$

En la Tabla AVIII.4 se resumen los resultados para las diferentes combinaciones entre diámetros y longitudes del tubo. Se debe tener en cuenta que el reactor es adiabático y por esto se busca la combinación de diámetro y longitud que haga que la temperatura de salida del producto sea lo más cercana a la temperatura de operación máxima igual a 523 K por la condición de no existir transferencia de calor en el reactor (Luyben, 2001, p. 5781).

Tabla AVIII.4. Resultados de los parámetros calculados para diferentes combinaciones entre diámetros y longitudes de tubo

L_{tub} (m)	D_{tub} (m)	V (m/s)	F_{tub} (kgmol/s)	N_{tub}	Re	U (kJ/s m ² K)	W_{tub} (kg)	r (kgmol/s)	T (K)
3,00	0,04	0,96	1,83E-03	1 689	4 702,78	0,66	4,90	3,73E-04	525,95
	0,08		7,4E-03	418			19,60		534,99
	0,10		1,15E-02	269			30,63		541,60
4,50	0,04	0,78	1,49E-03	2 074	3 821,01	0,54	7,35	2,03E-04	525,41
	0,08		5,97E-03	524			29,40		532,67
	0,10		9,33E-03	332			45,95		538,13
6,00	0,04	0,68	1,30E-03	2 377	3 331,14	0,47	9,80	1,33E-04	525,11
	0,08		5,20E-03	595			39,21		531,45
	0,10		8,10E-03	380			61,26		536,23

De acuerdo con los resultados presentados en la Tabla AVIII.4 las dimensiones y número de tubos que generaron menos variación entre la temperatura de salida (525,11 K) con la temperatura de operación máxima (523,00 K) fueron 2 377 tubos de 6,00 m de longitud y 0,04 m de diámetro.

Con las dimensiones y temperatura de salida establecidos, se procedió a calcular el área de transferencia de calor con la Ecuación 3.48 (Luyben, 2001, p. 5777).

$$A_R = \pi \times D_{tub} \times L_{tub} \times N_{tub}$$

$$A_R = \pi \times 0,04 \text{ m} \times 6,00 \text{ m} \times 2 377$$

$$A_R = 1 792,22 \text{ m}^2$$

Finalmente, se calculó la cantidad total de catalizador que se necesitó en el reactor multitubular con la Ecuación 3.49 (Luyben, 2001, p. 5781).

$$W_{cat} = W_{tub} \times N_{tub}$$

$$W_{cat} = 9,80 \text{ kg} \times 2\,377$$

$$W_{cat} = 23\,294,60 \text{ kg}$$

Como medio de enfriamiento se reutilizó la cantidad de agua que sale de los intercambiadores de calor IQ-002 e IQ-004 cuyos balances de masa y diseño se presentan más adelante en la Tabla AXI.3 del Anexo XI.

Se determinó la temperatura del agua a la salida del reactor multitubular con la Ecuación AVIII.6, las entalpías específicas se calcularon a la temperatura del gas a la entrada y salida del reactor multitubular, mientras que, para determinar el calor específico del agua se supuso un valor de temperatura de salida igual a 800 K, con esto el calor específico se calculó a temperatura media, los datos se sacaron de Perry y Green (2001, pp. 2-181, 2-189).

$$m_{H_2O} \times C_{p_{H_2O}} \times (T_S - T_E) = -(H_S - H_E) \times m_{Gas} \quad [AVIII.6]$$

Donde:

m_{H_2O} : flujo másico de agua de enfriamiento (kg/h)

m_{Gas} : flujo másico de gas que ingresa y sale del reactor multitubular (kg/h)

$C_{p_{H_2O}}$: calor específico del agua (kJ/kg°C)

H_S : entalpía específica de la corriente de gas a la entrada (kJ/kg)

H_E : entalpía específica de la corriente de gas a la salida (kJ/kg)

T_S y T_E : temperatura de salida y de entrada del agua (K)

$$165\,900 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 2,25 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \times (T_S - 523) \text{ K} = - \left(-6\,012 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + 5\,370 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) \times 112\,236,54 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$T_S = 716,04 \text{ K}$$

En la Tabla AVIII.5 se presenta el valor del calor específico y de la temperatura de la corriente de agua a la salida del reactor multitubular que se determinó después de cada proceso iterativo.

Tabla AVIII.5. Calor específico y temperatura de la corriente de agua para cada iteración

Iteración	C_{pM} * (kJ/kg °C)	T_M (K)
1	2,25	716,04
2	2,22	718,65
3	2,20	720,16
4	2,20	720,16

*(Perry y Green, 2001, p. 2-181)

Por lo tanto, el agua sale del reactor multitubular a 447,16 °C. En la Tabla AVIII.6 se resumen las dimensiones y resultados del diseño del reactor multitubular R-002 para la producción de metanol. El diámetro del reactor se obtuvo en base a una separación entre tubos de 0,05 m y un arreglo cuadrangular (Luyben, 2001, p. 5781).

Tabla AVIII.6. Especificaciones y dimensiones del reactor multitubular R-002

Parámetro	Valor	Unidad
Presión de operación	6 675,00	kPa
Temperatura de operación	250,00	°C
Diámetro del reactor	2,80	m
Longitud del reactor	6,00	m
Diámetro del tubo	0,04	m
Número de tubos	2 377	-
Peso del tubo	9,80	kg
Temperatura máxima	252,11	°C
Catalizador	CuO/ZnO/Al ₂ O ₃	-
Material de construcción	AISI-316	-

ANEXO IX

DISEÑO DE LA TORRE DE DESTILACIÓN FRACCIONADA

Antes de empezar con el diseño de la torre de destilación fraccionada para la purificación del producto, se debió considerar los datos de equilibrio líquido-vapor para el sistema metanol-agua; en la Tabla AIX.1 se presentan las condiciones de equilibrio (Khoshandam, 2016, p. 1).

Tabla AIX.1. Equilibrio líquido-vapor para el sistema metanol-agua

Equilibrio líquido-vapor	
Porcentaje molar de metanol	
x	y
0,00	0,00
2,00	13,40
4,00	23,00
6,00	30,40
8,00	36,50
10,00	41,80
15,00	51,70
20,00	57,90
30,00	66,50
40,00	72,90
50,00	77,90
60,00	82,50
70,00	87,00
80,00	91,50
90,00	95,80
95,00	97,90
100,00	100,00

(Khoshandam, 2016, p.1)

Con estos valores se procedió a graficar la curva de equilibrio líquido-vapor que se presenta en la Figura AIX.1 junto con la fracción molar de metanol en la alimentación y la fracción molar de metanol en la corriente de destilado (0,95) (McCabe et al., 2007, p. 711).

Cabe mencionar que para graficar la línea de alimentación se tomó en cuenta que la corriente de entrada se encuentra en su punto de burbuja (líquido saturado), es decir se debe graficar como una línea vertical (McCabe et al., 2007, p. 711).

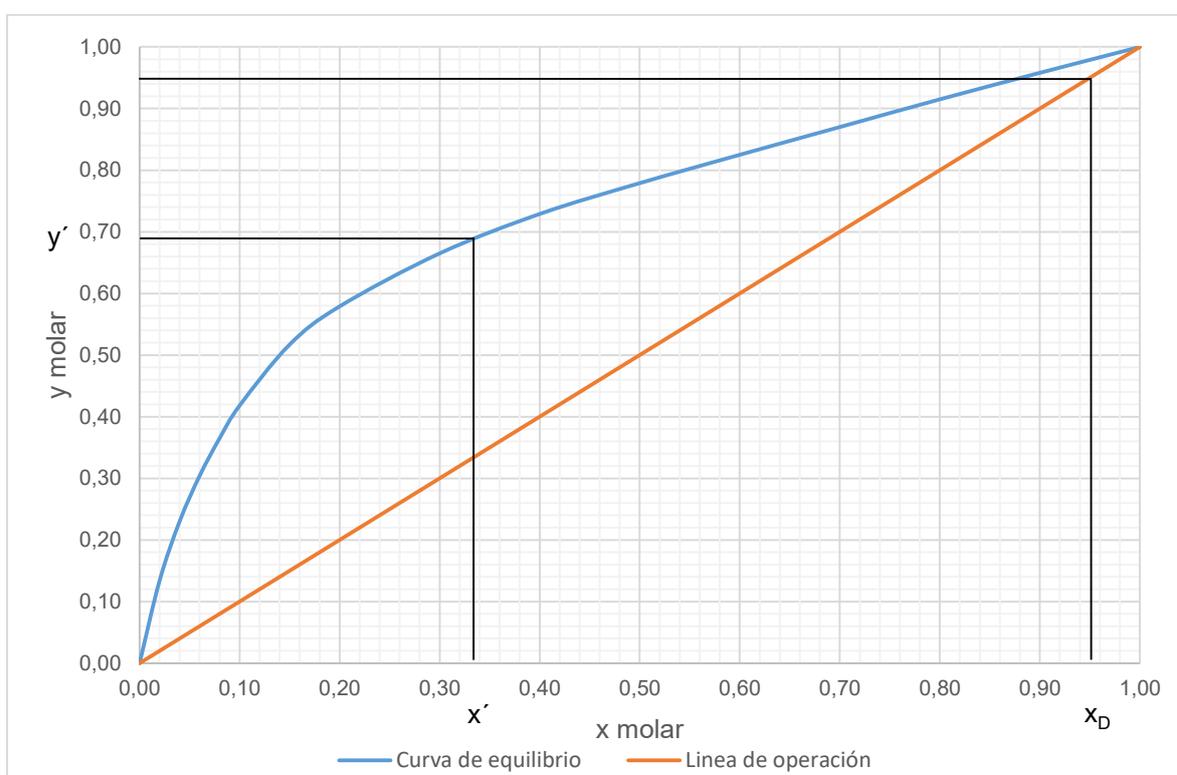


Figura AIX.1. Equilibrio líquido-vapor para el sistema metanol-agua

De la gráfica realizada se tiene que $x' = 0,33$, $y' = 0,69$ son las coordenadas de intersección de la línea de alimentación con la curva de equilibrio y se determinó el reflujo mínimo con la Ecuación 3.50 (McCabe et al., 2007, p. 722).

$$R_{min} = \frac{x_D - y'}{y' - x'}$$

$$R_{min} = \frac{0,95 - 0,69}{0,69 - 0,33} = 0,73$$

La relación óptima de reflujo se determinó por medio de la Ecuación 3.51 (Treybal, 2010, p. 458).

$$R_D = 1,5 \times R_{min}$$

$$R_D = 1,5 \times (0,73) = 1,10$$

Se determinó el número de platos que debe tener la torre de destilación por medio de la construcción paso por paso del método establecido por McCabe-Thiele. Para utilizar este método fue necesario expresar la línea de operación de la sección de rectificación (ROE) por medio de la Ecuación 3.52 (McCabe et al., 2007, p. 706).

$$y_{n+1} = \frac{R_D}{R_D+1} x_n + \frac{x_D}{R_D+1}$$

$$y_{n+1} = \frac{1,10}{1,10+1} x_n + \frac{0,95}{1,10+1}$$

$$y_{n+1} = 0,52x_n + 0,45$$

Se determinó la velocidad total de reflujo con las Ecuaciones AIX.1 y AIX.2 (McCabe et al., 2007, p. 711).

Para estos cálculos fueron necesarios los flujos molares de las corrientes de alimentación, destilado y fondos que se calcularon en el Anexo II, Sección AII.8 correspondiente al balance de masa en la torre de destilación fraccionada; en la Tabla AIX.2 se presenta un resumen de estos flujos molares.

Tabla AIX.2. Flujos molares de las corrientes de entrada y salida de la torre de destilación fraccionada

Parámetro	Valor	Unidad
Flujo molar de alimentación (F)	2 247,93	kgmol/h
Flujo molar del destilado (D)	776,33	kgmol/h
Flujo molar de fondos (W)	1 471,59	kgmol/h

$$\frac{L}{D} = R_D \quad [\text{AIX.1}]$$

$$\bar{L} = L + q \times F \quad [\text{AIX.2}]$$

Donde:

F: flujo molar de alimentación (kgmol/h)

D: flujo molar del destilado (kgmol/h)

\bar{L} : velocidad total del reflujo en la sección de agotamiento (kgmol/h)

$$\frac{L}{D} = 1,10$$

$$L = 1,10 \times \left(776,33 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \right) = 853,96 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

Este valor se reemplaza en la Ecuación AIX.2

$$\bar{L} = 853,96 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} + \left(1 \times 2\,247,93 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \right)$$

$$\bar{L} = 3\,101,89 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

Con los valores calculados se expresó la línea de operación de la sección de agotamiento (ROA) con la Ecuación 3.53 (McCabe et al., 2007, p. 706).

$$y_{m+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{L}-W} x_m - \frac{W \cdot x_W}{\bar{L}-W}$$

$$y_{m+1} = \frac{3\,101,89}{3\,101,89 - 1\,471,59} x_m - \frac{1\,471,59 \times 0,01}{3\,101,89 - 1\,471,59}$$

$$y_{m+1} = 1,90 x_m - 0,0090$$

Una vez que se obtiene la ecuación de ROE y ROA, se construyó la gráfica por el método gráfico de McCabe-Thiele. En la Figura AIX.2 se presenta el proceso realizado para encontrar el número de platos.

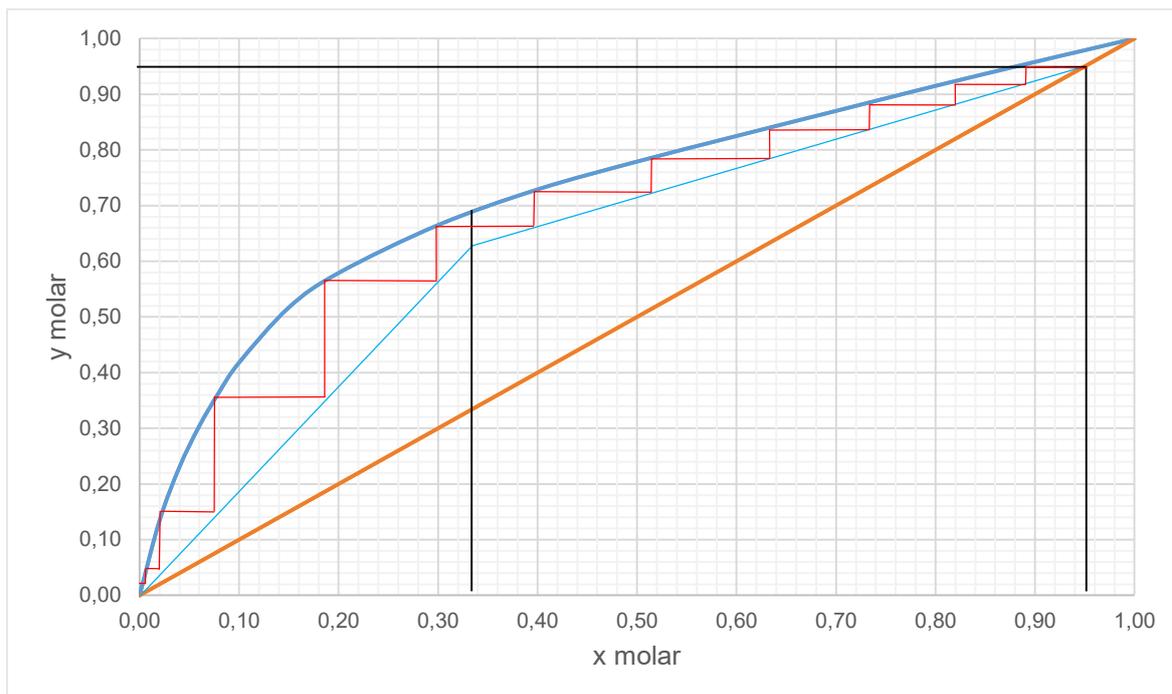


Figura AIX.2. Método gráfico de McCabe-Thiele para determinar el número de platos

De la gráfica se encontró que 11 platos fueron necesarios para alcanzar la separación deseada en el sistema metanol-agua con una alimentación a la torre que se ubicó en el sexto plato.

La torre de destilación opera a reflujo total y se compuso por un condensador en la parte superior y un hervidor en la parte inferior. En la Tabla AIX.3 se presentan las propiedades necesarias para realizar el balance de energía.

Tabla AIX.3. Propiedades para realizar el balance de energía en la columna de destilación fraccionada

Parámetro	Unidad	Valor
Calor latente específico de vaporización del agua	kJ/kg	2 280,47
Capacidad calorífica del agua	kJ/kg °C	4,3255
Calor latente molar de la mezcla metanol-agua	kJ/kgmol	4,13E+04

(Perry y Green, 2001, pp. 2-167, 2-181)

Para realizar el balance de energía, se encontró la velocidad del vapor generado por el hervidor por medio de la Ecuación AIX.3 (McCabe et al. 2007, p. 715).

$$\bar{V} = \bar{L} - W \quad [\text{AIX.3}]$$

Donde:

W: flujo molar de fondos (kgmol/h)

\bar{V} : velocidad del vapor generado por el hervidor (kgmol/h)

$$\bar{V} = 3\,101,89 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} - 1\,471,59 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} = 1\,630,30 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

Al aplicar la Ecuación 3.54 se encontró la cantidad de vapor de agua saturado que se requiere en el hervidor de la torre de destilación fraccionada (McCabe et al., 2007, p. 715).

$$\dot{m}_V = \frac{\bar{V} \times \lambda_M}{\lambda_V}$$

$$\dot{m}_V = \frac{1\,630,30 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times 4,13E+04 \frac{\text{kJ}}{\text{kgmol}}}{2\,280,47 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = 29\,525,17 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

El requerimiento de agua en el condensador de la torre de destilación se calculó por medio de la Ecuación 3.55 (McCabe et al., 2007, p. 715).

$$\dot{m}_W = \frac{V \times \lambda_M}{c_{p_w} \times (T_2 - T_1)}$$

$$\dot{m}_W = \frac{1\,630,30 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \times 4,13E+04 \frac{\text{kJ}}{\text{kgmol}}}{4,3255 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \times (90 - 25)^\circ\text{C}} = 239\,479,89 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Para realizar el cálculo del diámetro interno y la altura total de la columna se siguió el mismo procedimiento descrito en el Anexo V para la columna de destilación multicomponente,

Finalmente, en la Tabla AIX.4 se resumen las dimensiones y resultados del diseño de la torre de destilación fraccionada D-003 utilizada para purificar el metanol en la planta de producción.

Tabla AIX.4. Especificaciones y dimensiones de la torre de destilación D-003

Parámetro	Valor	Unidad
Presión de operación	101,30	kPa
Temperatura de operación	81,05	°C
Diámetro	2,87	m
Altura	11,73	m
Reflujo mínimo	0,73	-
Reflujo óptimo	1,09	-
Número de platos sin hervidor	11	-
Plato de alimentación (desde arriba)	6	-
Eficiencia de los platos	95	%
Material de construcción	AISI-316	-

ANEXO X

DISEÑO DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Para la planta se utilizaron tanques de almacenamiento tanto para el producto como para el agua que se ocupa en los diferentes procesos. Se detalla un ejemplo de cálculo para el tanque de almacenamiento de metanol que tendrá techo flotante y un ejemplo de cálculo para el tanque de agua que presentó techo hemiesférico fijo.

AX.1 TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE METANOL

Primero se calculó el caudal de operación por medio de la Ecuación AX.1 (Himmelblau, 1997, p.48). La densidad del metanol se obtuvo de Perry y Green (2001, p. 2-102) a la temperatura de la corriente de salida de la torre de destilación fraccionada que se presentó en la Tabla All.37.

$$Q_{op} = \frac{m_{CH_3OH}}{\rho_{CH_3OH}} \quad [AX.1]$$

$$Q_{op} = \frac{24\,330,75 \frac{kg}{h}}{744,80 \frac{kg}{m^3}} = 32,67 \frac{m^3}{h}$$

El caudal de diseño se determinó por medio de la Ecuación 3.56, se consideró un factor de seguridad del 10 % (American Petroleum Institute, 2007, p. B.1).

$$Q_{diseño} = Q_{op} \times \left(1 + \frac{f}{100}\right)$$

$$Q_{diseño} = 32,67 \frac{m^3}{h} \times 1,10 = 35,93 \frac{m^3}{h}$$

El volumen de operación del tanque se calculó con la Ecuación 3.57 para un tiempo de contingencia de 8 horas (American Petroleum Institute, 2007, p. B.1).

$$V_{op} = Q_{diseño} \times t_c$$

$$V_{op} = 35,93 \frac{m^3}{h} \times 8 h = 287,47 m^3 = 1\,810,75 bbl$$

Al aplicar los criterios de diseño presentados en el Sección 3.8, si el volumen de operación está entre 1 000 bbl y 10 000 bbl, el volumen nominal se calcula con la Ecuación AX.2 (American Petroleum Institute, 2007, p. B.1).

$$V_{nom} = \frac{V_{op}}{0,85} \quad [AX.2]$$

$$V_{nom} = \frac{1\,810,75 bbl}{0,85} = 2\,130,29 bbl$$

Según los criterios de diseño, si el volumen nominal es mayor a 1 000 bbl y menor a 10 000 bbl; el volumen se redondea de 100 en 100 unidades (American Petroleum Institute, 2007, p. B.1).

$$V_{nom} = 2\,200 bbl = 349,27 m^3$$

Según Pillajo, la relación altura diámetro del tanque debe ser igual a 2 como se indica en la Ecuación AX.3 (2018, p.41).

$$\frac{H}{D} = 2 \quad [AX.3]$$

$$H = 2 \times D$$

Se procedió a determinar las dimensiones del tanque con la Ecuación AX.4 y se reemplazó la relación altura diámetro (American Petroleum Institute, 2007, p. B.1).

$$V_{nom} = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4} \quad [AX.4]$$

$$349,27 m^3 = \frac{\pi \times D^2 \times (2 \times D)}{4}$$

$$D = 6,06 \text{ m}$$

Por lo tanto, para cumplir con la relación altura diámetro establecida, se tiene que la altura es:

$$H = 2 \times D$$

$$H = 2 \times 6,06 \text{ m} = 12,12 \text{ m}$$

Con estas dimensiones se cumple los criterios de diseño presentados en la sección 3.8; si el volumen nominal es menor a 10 000 bbl, el tanque debe tener una altura mayor al diámetro interno.

Se calculó la altura del líquido (metanol) almacenado en el tanque por medio de la Ecuación AX.5, para esto se utilizó el volumen de operación previamente calculado.

$$V_{op} = \frac{\pi \times D^2 \times H_L}{4} \quad [\text{AX.5}]$$

Donde:

H_L : altura del líquido almacenado (m)

$$287,47 \text{ m}^3 = \frac{\pi \times (6,06 \text{ m})^2 \times H_L}{4}$$

$$H_L = 9,97 \text{ m}$$

En la Tabla AX.1 se detallan parámetros utilizados para calcular el espesor del tanque y de la tapa. Para determinar el espesor del tanque de almacenamiento de metanol se utilizó la Ecuación 3.58 (Sinnott y Towler, 2013, p. 580).

Por otra parte, para el tanque de almacenamiento se consideró que está cubierto por un techo flotante debido a la presión de vapor del metanol (Sinnott y Towler, 2013, p. 580).

Tabla AX.1. Propiedades para calcular el espesor del tanque TK-004 y del techo flotante

Parámetro	Unidad	Valor
Densidad del fluido a almacenar *	kg/m ³	744,80
Presión de vapor del metanol *	kPa	25,00
Tensión máxima del material del tanque **	N/mm ²	129,64
Eficiencia de la soldadura **	-	1
Constante de la tapa **	-	0,17

* (Perry y Green, 2001, pp. 2-106 y 2-66)

** (Sinnott y Towler, 2013, pp. 573,574 y 580)

$$t_t = \frac{\rho_L \times H_L \times g}{2 \times S \times E} \times \frac{D_i}{1000}$$

$$t_t = \frac{744,80 \frac{kg}{m^3} \times 9,97 m \times 9,81 \frac{m}{s^2}}{2 \times 129,64 \frac{N}{mm^2} \times 1} \times \frac{6,06 m}{1000}$$

$$t_t = 1,71 mm$$

El espesor del techo flotante se calculó con la Ecuación 3.59 que es dada para una tapa plana que se considera como techo flotante según lo indicado por Sinnott y Towler (2013, p. 580).

$$t_p = D_e \times \sqrt{\frac{C \times P_i}{S \times E}}$$

$$t_p = 6060 mm \times \sqrt{\frac{0,17 \times 0,025 \frac{N}{mm^2}}{129,64 \frac{N}{mm^2} \times 1}}$$

$$t_p = 34,69 mm$$

En la Tabla AX.2 se resumen los resultados del diseño del tanque de almacenamiento de metanol TK-004, en la planta se utilizaron 3 tanques de almacenamiento de metanol con las mismas dimensiones.

Tabla AX.2. Especificaciones y dimensiones del tanque de almacenamiento de metanol TK-004

Parámetro	Valor	Unidad
Presión de operación	101,30	kPa
Temperatura de operación	67,93	°C
Diámetro	6,06	m
Altura	12,12	m
Volumen nominal	349,27	m ³
Tiempo de contingencia	8	h
Espesor del tanque	1,71	mm
Espesor de la tapa	34,69	mm
Material de construcción	AISI-304	-

AX.2 TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA

Para los tanques de almacenamiento de agua se siguió el proceso detallado en la Sección AX.1 basándose en los diferentes criterios de diseño, se presenta un ejemplo de cálculo para el diseño del tanque TK-001 que almacena agua para la zona de pre-tratamiento del gas natural.

Primero se determinó el caudal de operación para el tanque TK-001, para esto se debió especificar la cantidad de agua que va almacenar dicho tanque como se indica en la Ecuación AX.6.

$$m_T = m_{H_2O-IQ001} + m_{H_2O-DEA} + m_{H_2O-caldero} + m_{H_2O-D002} \quad [AX.6]$$

Donde:

- m_T : flujo másico de agua total en la zona de pre-tratamiento (kg/h)
- $m_{H_2O-IQ001}$: flujo másico de agua del intercambiador de calor IQ-001 (kg/h)
- m_{H_2O-DEA} : flujo másico de agua utilizada en la regeneración de la amina (kg/h)
- $m_{H_2O-caldero}$: flujo másico de agua utilizada en el caldero IQ-005 (kg/h)
- $m_{H_2O-D002}$: flujo másico de agua utilizada en el destilador D-002 (kg/h)

Las cantidades de agua requeridas para resolver la Ecuación AX.6 se obtuvieron del balance de masa en los diferentes equipos que se presentó en el Anexo II sección All.3, All.4 y del diseño de intercambiadores de calor que se muestra más adelante en el Anexo AXI.

$$m_T = 37\,094,77 \frac{kg}{h} + 212,61 \frac{kg}{h} + 42\,602,17 \frac{kg}{h} + 6\,256,59 \frac{kg}{h}$$

$$m_T = 86\,166,15 \frac{kg}{h}$$

Se calculó el caudal de operación del agua a almacenar con la Ecuación AX.7 (Himmelblau, 1997, p.48). La densidad del agua se obtuvo de Perry y Green (2001, p. 2-102).

$$Q_{op} = \frac{m_{H_2O}}{\rho_{H_2O}} \quad [AX.7]$$

$$Q_{op} = \frac{86\,166,15 \frac{kg}{h}}{997,20 \frac{kg}{m^3}} = 86,41 \frac{m^3}{h}$$

Se determinó el caudal de diseño con la Ecuación 3.56 con un factor de seguridad del 10 % (American Petroleum Institute, 2007, p. B.1).

$$Q_{diseño} = Q_{op} \times \left(1 + \frac{f}{100}\right)$$

$$Q_{diseño} = 86,41 \frac{m^3}{h} \times 1,10 = 95,05 \frac{m^3}{h}$$

Con la Ecuación 3.57 se determinó el volumen de operación para un tiempo de contingencia de 8 horas (American Petroleum Institute, 2007, p. B.1).

$$V_{op} = Q_{diseño} \times t_c$$

$$V_{op} = 95,05 \frac{m^3}{h} \times 8 h = 760,40 m^3 = 4\,789,56 bbl$$

Según los criterios de diseño de la Sección 3.8, el volumen nominal se calculó como se indicó con la Ecuación AX.2.

$$V_{nom} = \frac{V_{op}}{0,85}$$

$$V_{nom} = \frac{4\,789,56\text{ bbl}}{0,85} = 5\,634,78\text{ bbl}$$

Según el criterio de diseño explicado en la Sección 3.8, el volumen nominal se redondea de 100 en 100 unidades (American Petroleum Institute, 2007, p. B.1).

$$V_{nom} = 5\,700\text{ bbl} = 904,93\text{ m}^3$$

Se determinó las dimensiones del tanque con la Ecuación AX.4 reemplazando la relación altura diámetro que se mencionó anteriormente (American Petroleum Institute, 2007, p. B.1; Pillajo, 2018, p.41).

$$V_{nom} = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

$$904,93\text{ m}^3 = \frac{\pi \times D^2 \times (2 \times D)}{4}$$

$$D = 8,32\text{ m}$$

Para cumplir con la relación altura diámetro que se especificó se tiene que la altura es:

$$H = 2 \times D$$

$$H = 2 \times 8,32\text{ m} = 16,64\text{ m}$$

Se utilizó el volumen de operación calculado para determinar la altura del líquido como se indicó en la Ecuación AX.5.

$$V_{op} = \frac{\pi \times D^2 \times H_L}{4}$$

$$760,40 \text{ m}^3 = \frac{\pi \times (8,32 \text{ m})^2 \times H_L}{4}$$

$$H_L = 13,98 \text{ m}$$

En la Tabla AX.3 se presentan propiedades que se utilizaron en el cálculo del espesor del tanque y de la tapa. Los tanques de almacenamiento de agua contaron con techos hemiesféricos (Sinnott t Towler, 2013, p.580).

Tabla AX.3. Propiedades para calcular el espesor del tanque TK-001 y del techo hemiesférico

Parámetro	Unidad	Valor
Densidad del fluido a almacenar *	kg/m ³	997,20
Tensión máxima del material del tanque **	N/mm ²	137,89
Eficiencia de la soldadura **	-	1
Presión interna de diseño	N/mm ²	0,11

* (Perry y Green, 2001, pp. 2-106 y 2-66)

** (Sinnott y Towler, 2013, pp. 573,574 y 580)

El espesor del tanque se calculó con la Ecuación 3.58 (Sinnott y Towler, 2013, p. 580).

$$t_t = \frac{\rho_L \times H_L \times g}{2 \times S \times E} \times \frac{D_i}{1000}$$

$$t_t = \frac{997,20 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 13,98 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}{2 \times 137,89 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} \times 1} \times \frac{8,32 \text{ m}}{1000}$$

$$t_t = 4,13 \text{ mm}$$

El espesor de la tapa hemiesférica se calculó con la Ecuación 3.27 (Sinnott y Towler, 2013, p. 580).

$$t_{cabeza} = \frac{0,885 \times P_i \times R_{ci}}{S \times E - 0,1 \times P_i}$$

$$t_{cabeza} = \frac{0,885 \times 0,11 \frac{N}{mm^2} \times 8\,320 \text{ mm}}{\left(137,89 \frac{N}{mm^2} \times 1\right) - \left(0,1 \times 0,11 \frac{N}{mm^2}\right)}$$

$$t_{cabeza} = 5,87 \text{ mm}$$

En la Tabla AX.4 se detallan los resultados del diseño de los tanques de almacenamiento de agua TK-001, TK-002 y TK-003.

Tabla AX.4. Especificaciones y dimensiones de los tanques de almacenamiento de agua TK-001, TK-002 y TK-003

Parámetro	TK-001	TK-002	TK-003	Unidad
Presión de operación	101,30	101,30	101,30	kPa
Temperatura de operación	25,00	25,00	25,00	°C
Diámetro	8,32	15,10	16,79	m
Altura	16,64	9,75	12,19	m
Volumen nominal	904,93	1 746,36	2 698,92	m ³
Tiempo de contingencia	8,00	8,00	8,00	h
Espesor del tanque	4,13	4,38	6,39	mm
Espesor de la tapa	5,87	10,80	12,00	mm
Material de construcción	AISI-304	AISI-304	AISI-304	-

ANEXO XI

DISEÑO DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR

En la planta de producción de metanol se contó con cuatro intercambiadores de calor. Se realiza un ejemplo de diseño para el intercambiador de calor IQ-001 ubicado en la zona de pre-tratamiento de gas natural.

En el intercambiador de calor IQ-001 el fluido caliente corresponde a la corriente de dietanolamina que es recuperada de la torre de destilación multicomponente y el fluido frío se consideró agua. En la Tabla AXI.1 se encuentran detalladas las propiedades de las corrientes utilizadas en el diseño del equipo.

Tabla AXI.1. Propiedades de los fluidos caliente y frío que ingresan al intercambiador de calor IQ-001

Parámetro	Unidad	Fluido caliente	Fluido frío
		Valor	
Temperatura de entrada	°C	125,30	15,00
Temperatura de salida	°C	20,00	-
Capacidad calorífica	kJ/kg °C	3,81	-
Flujo másico	kg/h	18 547,39	37 094,77
Densidad del fluido	kg/m ³	972,00	992,10

(Perry y Green, 2001, p. 2-177)

Se aplicó un balance de energía en el intercambiador de calor para encontrar la temperatura de salida del fluido frío como se expresa en la Ecuación 3.60 (Incropera et al., 2011, p. 711).

$$\dot{Q} = \dot{m}_c \times C_{p_c} \times (T_{ce} - T_{cs}) = \dot{m}_f \times C_{p_f} \times (T_{fs} - T_{fe})$$

En un principio se supuso que la temperatura de salida del fluido frío es 50,00 °C; con este valor asumido de temperatura se pudo encontrar el C_{p_f} a temperatura media del fluido frío.

Otro parámetro desconocido es el flujo másico del fluido frío y para los cálculos pertinentes se consideró como el doble del flujo másico del gas caliente (Correa y Cabrera, 2016, p. 286).

$$18\,547,39 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 3,81 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \times (125,30 - 20,00)^\circ\text{C} = 37\,094,77 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 3,87 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \times (T_{fs} - 15,00)^\circ\text{C}$$

$$T_{fs} = 66,83 \text{ }^\circ\text{C}$$

Con la temperatura de salida del fluido frío calculada igual a 66,83 °C, nuevamente se encontró el C_{pf} a temperatura media del fluido frío y se reemplazó este valor en la Ecuación 3.60. El calor específico del fluido frío C_{pf} se obtuvo de Perry y Green (2001, p. 2-177).

$$18\,547,39 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 3,81 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \times (125,30 - 20,00)^\circ\text{C} = 37\,094,77 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 3,93 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \times (T_{fs} - 15,00)^\circ\text{C}$$

$$T_{fs} = 66,03 \text{ }^\circ\text{C}$$

El proceso iterativo se repitió hasta que la temperatura de salida calculada no presente variación con la temperatura asumida. En la Tabla AXI.2 se presenta el valor del calor específico y la temperatura de salida del fluido frío en cada iteración.

Tabla AXI.2. Calor específico y temperatura del fluido frío para cada iteración

Iteración	C_{pf} * (kJ/kg °C)	T_{fs} (°C)
1	3,87	66,83
2	3,93	66,03
3	3,92	66,16
4	3,92	66,16

*(Perry y Green, 2001, p. 2-181)

Por lo tanto, el valor de temperatura del fluido frío que se encontró después de las iteraciones fue de 66,16 °C.

El flujo de calor que se transfiere en el intercambiador de calor se obtiene de la misma Ecuación 3.60 (Incropera et al., 2011, p. 711).

$$\dot{Q} = \dot{m}_c \times C p_c \times (T_{ce} - T_{cs})$$

$$\dot{Q} = 18\,547,39 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 3,81 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \times (125,30 - 20,00)^\circ\text{C}$$

$$\dot{Q} = 7,44E + 06 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

Para continuar con el diseño, se determinó la capacidad térmica de las corrientes fría y caliente con las Ecuaciones AXI.1 y AXI.2 (Incropera et al., 2011, p. 722).

$$C_c = \dot{m}_c \times C p_c \quad [\text{AXI.1}]$$

$$C_f = \dot{m}_f \times C p_f \quad [\text{AXI.2}]$$

Donde:

C_c : capacidad térmica del fluido caliente (DEA recuperada) (kJ/h °C)

C_f : capacidad térmica del fluido frío (agua) (kJ/h °C)

$$C_c = 18\,547,39 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 3,81 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} = 70\,646,99 \frac{\text{kJ}}{\text{h}^\circ\text{C}}$$

$$C_f = 37\,094,77 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 3,87 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} = 143\,668,05 \frac{\text{kJ}}{\text{h}^\circ\text{C}}$$

De acuerdo a los valores de capacidad térmica calculados, se establece la capacidad térmica máxima igual a 143 668,05 kJ/h°C y la capacidad térmica mínima igual a 70 646,99 kJ/h°C.

Con estos valores de capacidad térmica máxima y mínima definidos se aplicó la Ecuación 3.61 para calcular la eficiencia de la transferencia de calor (Incropera et al., 2011, p. 722).

$$\varepsilon_{int} = \frac{C_f \times (T_{fs} - T_{fe})}{C_{min} \times (T_{ce} - T_{fe})} = \frac{C_c \times (T_{ce} - T_{cs})}{C_{min} \times (T_{ce} - T_{fe})}$$

$$\varepsilon_{int} = \frac{143\,668,05 \frac{kJ}{h^\circ C} \times (66,16^\circ C - 15,00)^\circ C}{70\,646,99 \frac{kJ}{h^\circ C} \times (125,30 - 15,00)^\circ C} = 0,94$$

Para establecer la configuración del intercambiador de calor, se determinó el factor de traspaso por medio de la Figura AXI.1, se utilizaron las Ecuaciones AXI.3 y AXI.4 para ingresar en la Figura AXI.1 (Kern, 1999, p. 935).

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad [AXI.3]$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad [AXI.4]$$

Donde:

T_1 y T_2 : temperatura de entrada y salida del fluido frío ($^\circ C$)

t_1 y t_2 : temperatura de entrada y salida del fluido caliente ($^\circ C$)

Se consideró que el fluido caliente (DEA recuperada) por ser el más sucio, circula por los tubos, mientras que, el fluido frío (agua) circula por la coraza, con base en esta información se reemplazaron las temperaturas en las Ecuaciones AXI.3 y AX.4 de acuerdo a como se indica en la Figura AXI.1.

$$R = \frac{(15,00 - 66,16)^\circ C}{(20,00 - 125,30)^\circ C} = 0,49$$

$$S = \frac{(20,00 - 125,30)^\circ C}{(15,00 - 125,30)^\circ C} = 0,96$$

Cabe recalcar, que Kern presentó en su trabajo una serie de figuras que permiten determinar el factor de traspaso para diferentes arreglos de intercambiadores de calor (1999, p. 935).

Con los valores obtenidos en las Ecuaciones AXI.3 y AXI.4, se buscó en el trabajo

realizado por Kern (1999, p. 935), el arreglo que permita establecer una relación entre los valores obtenidos para $R = 0,49$ y $S = 0,96$. En el caso del intercambiador de calor IQ-001 que se diseñó en este anexo, el arreglo que guardó esta relación fue un intercambiador de calor 3-6.

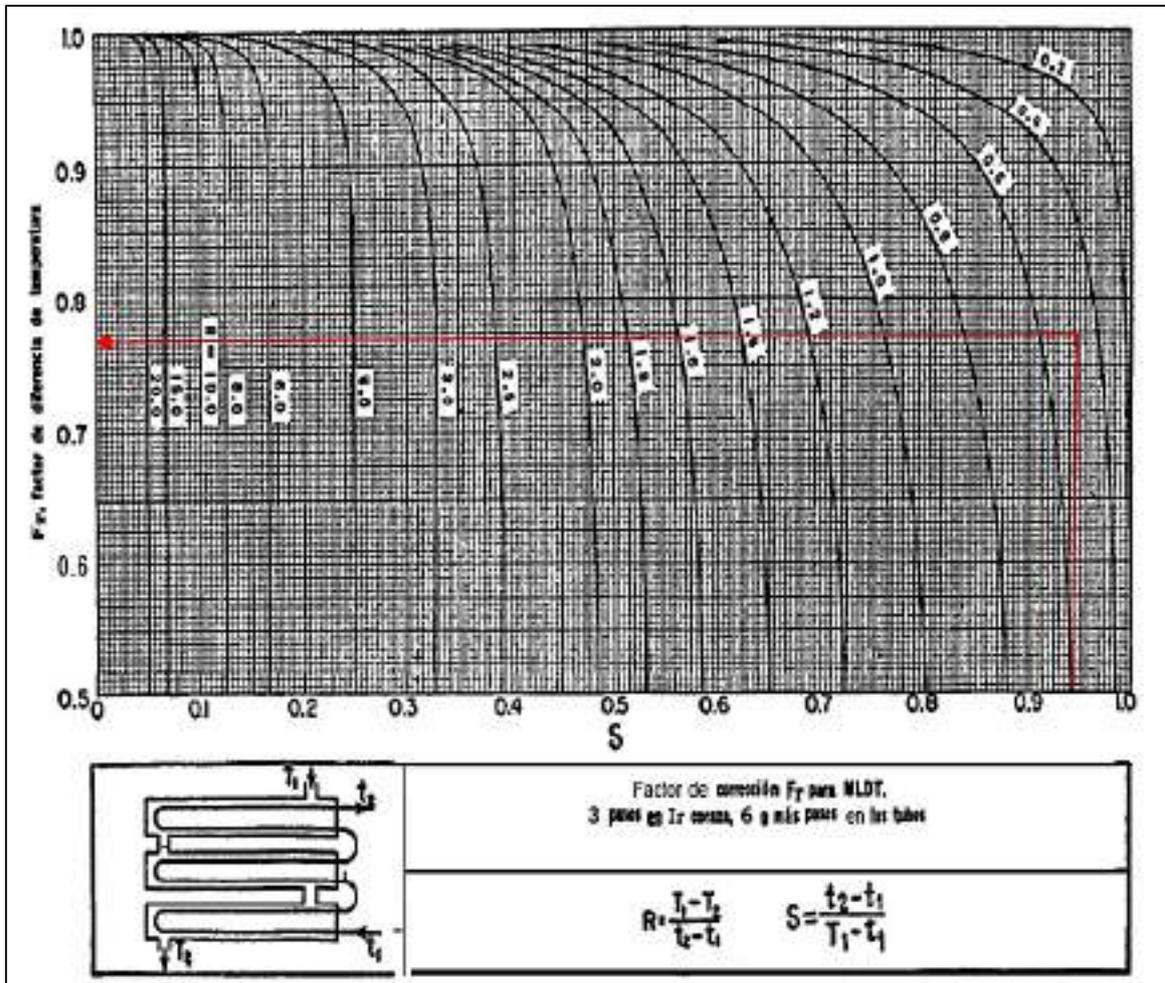


Figura AXI.1. Factor de traspaso para un intercambiador 3-6
(Kern, 1999, p. 935)

Según la Figura AXI.1, el intercambiador adecuado fue uno de 3 pasos por la coraza y 6 pasos por los tubos (Kern, 1999, p. 935).

Una vez conocido el arreglo del intercambiador de calor, se estableció las dimensiones de los tubos y la coraza. Las dimensiones del diámetro de coraza, espaciamento entre tubos y diámetro externo de los tubos se tomaron de la tabla presentada por Kern (1999, p. 947) como se muestra en la Figura AXI.2.

Para calcular el paso por los tubos (C) se utilizó la Ecuación AXI.5 con los tubos de diámetro igual a 1 in, según la Figura AXI.2 (Kern, 1999, p. 947).

$$C = Pt - de \tag{AXI.5}$$

Donde:

- C: paso de los tubos (in)
- Pt: espaciamiento entre tubos (in)
- de: diámetro externo de los tubos (in)

$$C = \frac{5}{4} \text{ pulg} - 1 \text{ pulg} = \frac{1}{4} \text{ pulg}$$

Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 1 1/4" plg						Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 1 plg					
Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	
12	109	98	86	82	78	12	92	82	76	74	70
13 1/4	127	114	96	90	86	13 1/4	109	106	86	82	74
15 1/4	170	160	140	136	128	15 1/4	151	138	122	118	110
17 1/4	239	224	194	188	178	17 1/4	203	196	178	172	166
19 1/4	301	282	252	244	234	19 1/4	262	250	226	216	210
21 1/4	361	342	314	306	290	21 1/4	316	302	278	272	260
23 1/4	442	420	386	378	364	23 1/4	384	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	524	27	559	534	488	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	847	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	820	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	804	848
37	1240	1200	1144	104	072	37	1074	1044	012	986	870
39	1377	1330	1258	248	212	39	1206	1176	128	1100	078

Tubos de 1" DE, arreglo triangular de 1 1/4" plg						Tubos de 1 1/4" DE, arreglo triangular de 1 1/16" plg					
8	21	16	14	14		10	20	18	14		
10	32	32	26	24		12	32	30	26	22	20
12	55	52	48	46	44	13 1/4	38	36	32	28	26
13 1/4	68	66	58	54	52	15 1/4	54	51	45	42	38
15 1/4	91	88	80	74	72	17 1/4	69	66	62	58	54
17 1/4	131	118	106	104	94	19 1/4	95	91	86	78	69
19 1/4	165	152	140	136	128	21 1/4	117	112	105	101	95
21 1/4	199	188	170	164	160	23 1/4	140	136	130	123	117
23 1/4	241	232	212	212	202	25	170	164	155	150	140
25	294	282	256	252	242	27	202	196	185	179	170
27	347	334	308	304	280	29	235	228	217	212	202
29	397	376	338	334	318	31	275	270	255	245	235
31	472	454	430	424	400	33	315	305	297	288	275
33	538	522	486	470	454	35	357	348	335	327	315
35	608	592	562	546	532	37	407	390	380	374	357
37	674	664	632	614	598	39	449	436	425	419	407
39	706	736	700	688	672						

Figura AXI.2. Diámetro y número de tubos para diferentes espaciamientos entre tubos (Kern, 1999, p. 947)

Se calculó el área de flujo por el lado de la coraza con la Ecuación 3.62 (Kern, 1999, p. 171).

$$A_s = \frac{D_i \times B \times C}{P_t} \times \frac{1}{n}$$

$$A_s = \frac{27 \text{ pulg} \times 12 \text{ pulg} \times \frac{1}{4} \text{ pulg}}{\frac{5}{4} \text{ pulg}} \times \frac{1}{3}$$

$$A_s = 21,60 \text{ pulg}^2 = 1,39E - 02 \text{ m}^2$$

Al aplicar la Ecuación AXI.6 se calculó la velocidad del fluido por el lado de la coraza (Kern, 1999, p. 174).

$$v_c = \frac{\dot{m}_f}{\rho_f \times A_s} \quad [\text{AXI.6}]$$

$$v_c = \frac{37\,094,77 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{992,10 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,39E-02 \text{ m}^2 \times 3\,600} = 0,75 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Las dimensiones de la coraza que se seleccionaron con la Figura AXI.2 se validan al tener la velocidad del fluido por la coraza en el rango permisible comprendido entre 0,61 y 1,22 m/s que se establece cuando el fluido que circula por la coraza es agua (Kern, 1999, p. 948).

Por otra parte, se calculó el área de flujo por el lado de los tubos por medio de la Ecuación 3.63 (Kern, 1999, p. 174).

Primero, en la Figura AXI.3, se ingresó con el diámetro externo del tubo de 1 in, que se estableció anteriormente en el dimensionamiento de la coraza y se seleccionó el área de flujo por cada tubo (A_{ft}) (Kern, 1999, p. 948). El número de tubos del intercambiador de calor se obtuvo previamente al establecer el diámetro de la coraza con la Figura AXI.2.

$$A_T = A_{ft} \times \frac{n}{\eta}$$

$$A_T = 0,355 \text{ pulg}^2 \times \frac{296}{6}$$

$$A_T = 17,41 \text{ pulg}^2 = 1,12E - 02 \text{ m}^2$$

Tubo DE, plg	BWG	Espesor de la pared,	DI, plg	Area de flujo por tubo, plg ²	Superficie por pie lin. pies ²		Peso por pie lineal, lb, de acero
					Exterior	Interior	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1650	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	0.479		0.2048	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710
	17	0.058	0.884	0.613		0.2314	0.639
18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.545		
1¼	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.714		0.2498	1.91
	10	0.134	0.982	0.757		0.2572	1.75
	11	0.120	1.01	0.800		0.2644	1.58
	12	0.109	1.03	0.836		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.884		0.2775	1.28
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839	1.13
	15	0.072	1.11	0.960		0.2896	0.991
	16	0.065	1.12	0.985		0.2932	0.900
	17	0.058	1.13	1.01		0.2969	0.808
18	0.049	1.15	1.04	0.3015	0.688		

Figura AXI.3. Diámetros nominales de tuberías
(Kern, 1999, p. 947)

Se calculó la velocidad de flujo por los tubos por medio de la Ecuación AXI.7. (Kern, 1999, p. 174).

$$u_T = \frac{\dot{m}_c}{\rho_c \times A_T}$$

[AXI.7]

$$u_T = \frac{18\,547,39 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{972,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,12E-02 \text{ m}^2 \times 3\,600} = 0,47 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Para encontrar el coeficiente global de transferencia de calor de diseño (U_D) y resistencia al ensuciamiento (Re) se tomaron valores aproximados en función al tipo de fluido que se transportó presentados por Mills (1997, p. 756).

Por lo tanto, el coeficiente global de transferencia de calor de diseño que mejor se ajusta al fluido es, el correspondiente a soluciones de etanolamina-agua que presenta un valor entre 794,96 – 1 135,66 W/m²K y una resistencia al ensuciamiento de 0,0005 (W/m²K)⁻¹ (Mills, 1997, p. 756).

Una vez conocidos todos estos datos, se calculó el coeficiente global de transferencia de calor de operación por medio de la Ecuación 3.64 (Incropera et al., 2011, p. 717).

$$U_{op} = \frac{1}{\frac{1}{U_D} + Re}$$

$$U_{op} = \frac{1}{\frac{1}{965,31 \frac{W}{m^2K}} + 0,0005 \frac{m^2K}{W}}$$

$$U_{op} = 651,07 \frac{W}{m^2K}$$

Para el cálculo del área de transferencia de calor se utilizó la Ecuación AXI.8, la longitud del tubo se asumió de 18 pies (5,49 m) que es la longitud máxima que se encuentra en el mercado (Incropera et al., 2011, p. 717).

$$A_s = 2 \times \pi \times r_e \times L \times n \quad [AXI.8]$$

Donde:

- As: área de transferencia de calor (m²)
- Re: radio externo del tubo (m)
- L: longitud del tubo (m)
- n: número de tubos

$$A_s = 2 \times \pi \times 0,0127 \text{ m} \times 5,49 \text{ m} \times 296 = 129,59 \text{ m}^2$$

$$A_s = 129,59 \text{ m}^2$$

En la Tabla AXI.3 se presentan los resultados de temperaturas de salida calculada y flujo de calor transferido en los cuatro intercambiadores de calor utilizados.

Tabla AXI.3. Especificaciones de los intercambiadores de calor

Parámetro	IQ-001	IQ-002	IQ-003	IQ-004	Unidad
Flujo másico de agua	37 094,77	105 900	60 000	60 000	kg/h
Temperatura de salida	66,16	341,50	193,50	120,60	°C
Flujo de calor transferido	7,44E+06	3,26E+08	1,66E+08	1,17E+07	kJ/h
Eficiencia	0,94	0,79	0,74	0,60	-
Coficiente global de diseño	965,31	582,02	2 129,25	2 555,10	W/m ² °C
Coficiente global de operación	651,07	211,95	1 755,47	2 035,11	W/m ² °C

En la Tabla AXI.4 se resumen los resultados del diseño de los cuatro intercambiadores de calor utilizados en la planta de producción de metanol, para el diseño de todos se siguió el mismo procedimiento descrito en el presente anexo.

Tabla AXI.4. Dimensiones de los intercambiadores de calor

Parámetro	IQ-001	IQ-002	IQ-003	IQ-004	Unidad
Longitud de la coraza	5,49	5,49	5,49	4,88	m
Diámetro de la coraza	0,69	1,00	1,55	1,24	m
BWG del tubo/cédula	8	18	40	10	-
Diámetro externo tubo	25,40	31,75	114,30	19,05	mm
Diámetro interno tubo	17,02	29,21	102,26	12,24	mm
Número de tubos	296	425	355	177	-
Paso por la coraza	3	2	1	1	-
Paso por los tubos	6	4	2	2	-
Área de transferencia	129,59	232,58	620,30	51,64	m ²
Material de construcción	AISI-304	AISI-304	AISI-304	AISI-304	-

ANEXO XII

SELECCIÓN DE BOMBAS

Antes de seleccionar las bombas, fue necesario establecer los tamaños de la tubería tanto para la succión como para la descarga. Esto se hizo por medio de la Figura AXII.1 en función del caudal que manejó cada tubería (Mott, 2006, p. 162).

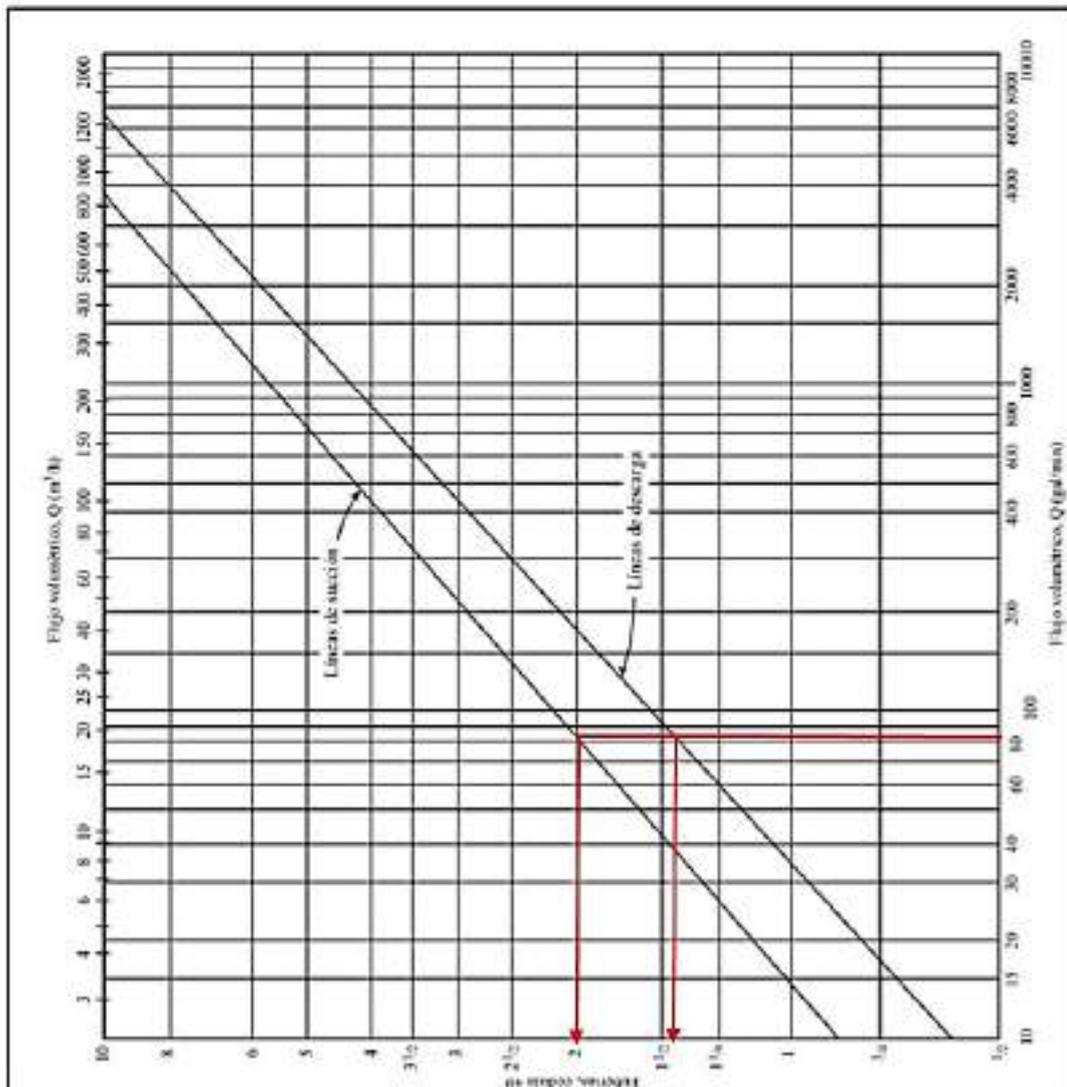


Figura AXII.1. Tamaño de tubería en función del caudal
(Mott, 2006, p. 163)

Se presenta un ejemplo de cálculo para la bomba P-001 que impulsa la amina a la torre de absorción. El flujo másico de amina se obtuvo en el Anexo II, sección AII.2.

La densidad de la amina se obtuvo de Perry y Green (2001, p. 2-102) a la temperatura de la corriente. El caudal en galones por minuto es:

$$Q = 18\,760 \frac{kg}{h} \times \frac{m^3}{1\,004,91\,kg} \times \frac{1\,000\,L}{1\,m^3} \times \frac{1\,gal}{3,78\,L} \times \frac{1\,h}{60\,min}$$

$$Q = 82,31 \frac{gal}{min}$$

Como se presentó en la Figura AXII.1, con el valor del caudal en gal/min se ingresó en la gráfica y se obtuvo los diámetros para línea de succión y la línea de descarga como se presentan en la Tabla AXII.1, se utilizó la norma ASTM A53 ya que la solución a bombear es 70 % agua y 30 % DEA, como se indicó en el Anexo II.

Tabla AXII.1. Dimensiones de la tubería para la bomba P-001

Línea	Diámetro nominal (in)	Diámetro externo (mm)	Cédula	Diámetro interno (mm)	Área de flujo (m ²)
Succión	2	60,33	40	52,50	2,17E-03
Descarga	1 1/2	48,26	40	40,89	1,31E-03

(ASTM A53, 2015, p. 12)

Se determinó la velocidad del flujo en el lado de la succión por medio de la Ecuación 3.65 (Mott, 2006, p. 164).

$$Q = 18\,760 \frac{kg}{h} \times \frac{m^3}{1\,004,91\,kg} \times \frac{1\,h}{3\,600\,s} = 5,19E - 03 \frac{m^3}{s}$$

$$v = \frac{Q}{A_T}$$

$$v = \frac{5,19E-03 \frac{m^3}{s}}{2,17E-03\,m^2} = 2,39 \frac{m}{s}$$

Se calculó el número adimensional de Reynolds por medio de la Ecuación 3.66 (Mott, 2006, p. 230). Para esto la densidad y la viscosidad del fluido transportado se determinó por medio de Perry y Green (2001, pp. 2-102, 2-327).

$$Re = \frac{\vartheta \times \rho \times \phi_{in}}{\mu}$$

$$Re = \frac{2,39 \frac{m}{s} \times 1\,004,91 \frac{kg}{m^3} \times 0,0525 m}{5,59E-02 \frac{kg}{m \cdot s}} = 2\,255,65$$

Con el valor del número de Reynolds y la rugosidad relativa se determinó el factor de fricción de Darcy con la Figura AXII.2 que representa el diagrama de Mody (Streeter et al., 2000, p. 293).

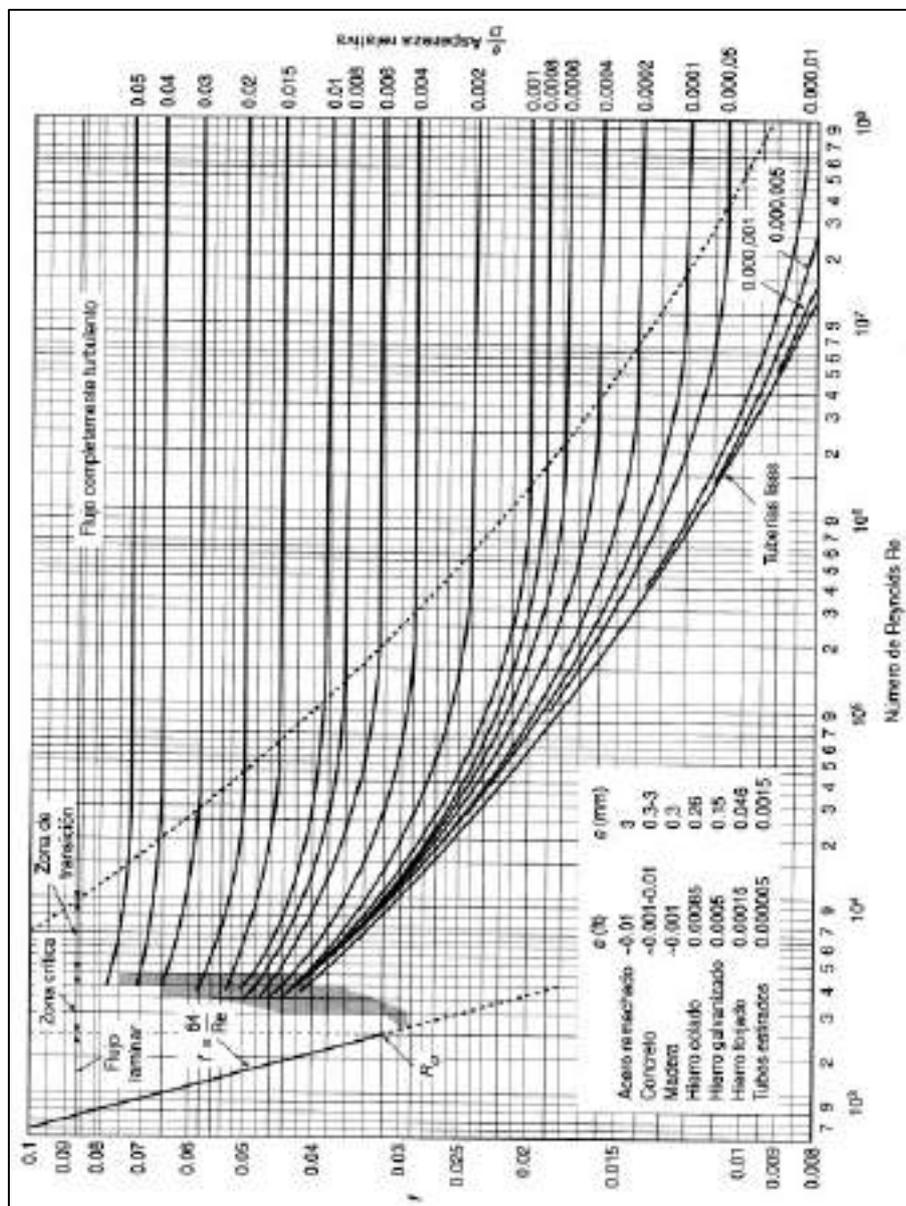


Figura AXII.2. Diagrama de Moody (Streeter et al., 2000, p. 293)

Por medio de la Ecuación 3.67 se determinó la rugosidad relativa, para esto se consideró tubería de acero comercial (Streeter et al., 2000, p.207).

$$\epsilon' = \frac{\epsilon}{\phi_{in}}$$

$$\epsilon' = \frac{0,045 \text{ mm}}{52,50 \text{ mm}} = 8,57E - 04$$

Al aplicar la Ecuación 3.68 se determinó la cabeza de pérdidas de energía por fricción, para la sección de succión (Mott, 2006, p. 233).

$$h_f = f_D \times \frac{L}{\phi_{in}} \times \frac{v^2}{2 \times g}$$

$$h_f = 0,028 \times \frac{4,00 \text{ m}}{0,0525 \text{ m}} \times \frac{\left(2,39 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 0,62 \text{ m}$$

Se aplicó la Ecuación 3.69 (Mott, 2006, p. 281), para determinar la cabeza de pérdidas menores de energía. Se consideró que en la succión de la bomba P-001 solo se tiene la tee de unión de la corriente de DEA recuperada que sale del destilador multicomponente D-002 y la corriente de agua de reposición que sale del tanque de almacenamiento de agua TK-001.

$$h_{acc} = K_{acc} \times \frac{v^2}{2 \times g}$$

$$h_{acc} = (1,80) \times \frac{\left(2,39 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 0,52 \text{ m}$$

Se repitieron los cálculos desde la Ecuación 3.65 con las dimensiones de la tubería para la sección de descarga de la bomba y se reemplazaron los valores en la Ecuación 3.70 para calcular la altura generada por la bomba (Mott, 2006, p. 203).

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \times g} + H_B = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \times g} + h_f + h_{acc}$$

$$H_B = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (Z_2 - Z_1) + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \times g} + h_f + h_{acc}$$

La presión de salida (P_2) debe ser igual a 481 kPa que es la presión con la que la corriente de amina ingresa al absorbedor como se muestra en la Tabla AII.4 del Anexo II. Para la altura que la bomba va a elevar al fluido se tomó la altura de la torre de absorción que se presenta en la Tabla AIV.4 del Anexo AIV.

$$H_B = \frac{(4,81E+05 - 1,01E+05) Pa}{924,49 \frac{kg}{m^3} \times 9,81 \frac{m}{s^2}} + (18,63 m) + \frac{(3,94 \frac{m}{s})^2 - (2,39 \frac{m}{s})^2}{2 \times 9,81 \frac{m}{s^2}} + (0,62 m + 9,36 m) + (0,52 m + 12,12 m)$$

$$H_B = 83,65 m$$

La potencia total de la bomba, se calculó con la Ecuación 3.71 (Mott, 2006, p. 207).

$$Pot = H_B \times \gamma \times Q$$

$$Pot = 83,65 m \times 1\,004,91 \frac{kg}{m^3} \times 9,81 \frac{m}{s^2} \times 5,19E - 03 \frac{m^3}{s}$$

$$Pot = 4\,276,05 W$$

Finalmente, se determinó la altura dinámica de la bomba con la Ecuación AXII.1 (Streeter et al., 2000, p. 536).

$$TDH = P_d - P_s \quad [AXII.1]$$

Donde:

P_d : presión de descarga de la bomba (kPa)

P_s : presión de succión de la bomba (kPa)

$$TDH = 481,00 kPa - 101,30 kPa$$

$$TDH = 379,70 kPa$$

En la Tabla AXII.2 se presentan los resultados de velocidad de succión y descarga, factor de Darcy y cabeza de pérdidas por fricción y por accesorios de las bombas utilizadas en la planta.

Tabla AXII.2. Velocidad, factor de Darcy, pérdidas por fricción y accesorios para cada bomba

Bomba	Velocidad (m/s)		Factor de Darcy		Cabeza de pérdidas por fricción (m)		Cabeza de pérdidas por accesorios (m)	
	Succión	Descarga	Succión	Descarga	Succión	Descarga	Succión	Descarga
P-001	2,39	3,94	0,028	0,022	0,62	9,36	0,52	12,12
P-002	3,29	4,69	0,020	0,021	0,70	2,25	5,93	17,14
P-003	2,46	5,45	0,020	0,020	0,32	2,31	3,32	23,16
P-004	3,66	6,25	0,017	0,019	0,79	3,40	7,35	30,46
P-005	2,59	5,34	0,019	0,019	0,29	2,64	3,67	22,22
P-006	2,49	5,14	0,019	0,019	0,27	1,63	3,40	20,61
P-007	2,91	4,16	0,019	0,020	0,39	1,34	4,66	13,47
P-008	2,52	3,60	0,019	0,020	0,39	1,00	3,50	10,12

En la Tabla AXII.3 se presentan los resultados de altura, potencia y altura dinámica de cada una de las bombas utilizadas en la planta de producción de metanol.

Tabla AXII.3. Altura, potencia y altura dinámica para cada bomba

Bomba	Altura de bomba (m)	Potencia (W)	TDH (kPa)
P-001	83,65	4 275,05	379,70
P-002	36,77	3 715,71	101,30
P-003	68,69	7 951,32	376,50
P-004	53,53	15 435,90	101,30
P-005	40,15	6 566,07	101,30
P-006	26,94	3 747,39	0,00
P-007	20,32	1 102,95	0,00
P-008	15,36	1 108,78	0,00

ANEXO XIII

SELECCIÓN DE COMPRESORES

En la planta se instaló 3 compresores. Se realiza el diseño del compresor TK-001, para esto se detallan las condiciones de operación en la Tabla AXIII.1.

Tabla AXIII.1. Propiedades y condiciones de operación del compresor KT-001

Parámetro	Unidad	Valor
Presión de succión	kPa	103,70
Presión de descarga	kPa	2 000,00
Temperatura de succión	K	559,70
Peso molecular del gas	kg/kgmol	15,24
Coefficiente de expansión adiabática*	-	1.307

* (Sinnott y Towler, 2013, p. 1222)

Se determinó la relación de compresión del gas por medio de la Ecuación 3.72 (Lira, 2007, pp. 27-28).

$$RC = \frac{P_D}{P_S}$$

$$RC = \frac{2\,000,00\text{ kPa}}{103,70\text{ kPa}} = 19,27$$

De acuerdo a los criterios de diseño establecidos, el compresor es de una etapa. Se calculó el trabajo realizado por el compresor (Sinnott y Towler, 2013, p. 1222).

$$W = \frac{Z \times R \times T_1}{M_w} \times \frac{n}{n-1} \times \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]$$

$$W = \frac{1 \times \left(8,314 \frac{\text{kJ}}{\text{kgmolK}} \right) \times 559,70\text{ K}}{15,24 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}}} \times \frac{1,307}{1,307-1} \times \left[\left(\frac{2\,000,00\text{ kPa}}{103,70\text{ kPa}} \right)^{\frac{1,307-1}{1,307}} - 1 \right] = 1\,305,09 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

El trabajo específico real realizado por el compresor se calculó con la Ecuación 3.74 (Sinnott y Towler, 2013, p. 1227).

$$W_{real} = \frac{1\,305,09 \frac{kJ}{kg}}{0,85} = 1\,535,39 \frac{kJ}{kg}$$

Se calculó la potencia con la Ecuación 3.75 (Sinnott y Towler, 2013, p. 1227).

$$Pot_{comp} = W \times \dot{m}_{gas}$$

$$Pot_{comp} = 1\,535,39 \frac{kJ}{kg} \times 58\,692,13 \frac{kg}{h} \times \frac{1\,h}{3\,600\,s} = 25\,032,09\,kW$$

Finalmente, se conoció la temperatura con la que el fluido sale del compresor por medio de la Ecuación 3.76 (Sinnott y Towler, 2013, p. 1225).

$$T_2 = T_1 \times \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{(\gamma-1)}{\gamma}}$$

$$T_2 = 559,70\,K \times \left(\frac{2\,000,00\,kPa}{103,70\,kPa}\right)^{\frac{1,307-1}{1,307}} = 1\,121,62\,K = 848,62\,^{\circ}C$$

En la Tabla AXIII.2 se presentan los resultados del dimensionamiento de los compresores utilizados en la planta.

Tabla AXIII.2. Especificaciones de los compresores

Parámetro	KT-001	KT-002	KT-003	Unidad
Relación de compresión	19,27	3,34	65,89	-
Trabajo real específico realizado	1 535,39	1 383,28	2 768,05	kJ/kg
Potencia	25 032,09	22 552,12	41 170,42	kW
Temperatura de salida	848,62	1 398,57	700,40	°C

ANEXO XIV

EVALUACIÓN DE LA PRE-FACTIBILIDAD ECONÓMICA

AXIV.1. COSTO DE LOS EQUIPOS

El costo de compra de ciertos equipos se determinó por medio de estimaciones, en el presente anexo se realiza un ejemplo de cálculo para determinar el costo de la torre de destilación multicomponente utilizada en la planta.

AXIV.1.1. CÁLCULO DEL COSTO DE LA TORRE DE DESTILACIÓN MULTICOMPONENTE

Para utilizar las ecuaciones que permiten encontrar el costo de la torre de destilación multicomponente fue necesario calcular el peso del equipo. Se utilizó las especificaciones de diseño que se detallaron en el Anexo AV en la Tabla AV.3.

La torre de absorción tuvo un diámetro externo (D_e) de 856,60 mm; para encontrar el peso del equipo se aplicó la Ecuación AXIV.1 (Sinnott y Towler, 2013, p. 591).

$$W = 240 \times C_w \times D_e \times (H_v + 0,8 * D_e) \times t \quad \text{[AXIV.1]}$$

Donde:

C_w : factor del peso de los accesorios

D_e : diámetro exterior del equipo (m)

H_v : altura del equipo (m)

t : espesor del equipo (mm)

Sinnott y Towler recomiendan utilizar un factor C_w igual a 1,15 (2013, p. 591).

$$W = 240 \times 1,15 \times 0,86 \text{ m} \times (8,76 \text{ m} + 0,8 \times 0,86 \text{ m}) \times 3,30 \text{ mm}$$

$$W = 7\,400,51\text{ N}$$

$$W = 7\,400,51 \frac{\text{kg m}}{\text{s}^2} \times \frac{\text{s}^2}{9,81\text{ m}} = 754,38\text{ kg} = 1\,659,64\text{ lb}$$

En la Tabla AXIV.1 se detallan los factores que se utilizaron para determinar el costo de la columna de destilación multicomponente (Couper et al., 2012, p. 734) y en la Tabla AXIV.2 se presenta un resumen de las dimensiones de la torre de destilación presentadas en la Tabla AV.3 transformado al sistema inglés de medidas.

Tabla AXIV.1. Factores para determinar el costo de la torre de destilación

Parámetro	Valor
Material (AISI-316) (f_1)	3,1639
Torre de platos (f_3)	1

(Couper et al., 2012, p. 734)

Tabla AXIV.2. Dimensiones de la torre de destilación multicomponente D-002 en el sistema inglés de medidas

Parámetro	Valor	Unidad
Masa	1 659,64	lb
Altura	28,74	ft
Diámetro interno	2,79	ft
Diámetro externo	2,82	ft
Espesor en el tope del equipo	1,08E-02	ft
Espesor en el fondo del equipo	1,08E-02	ft
Número de platos	7	-

Las constantes utilizadas en el cálculo del costo del equipo se determinaron con las Ecuaciones AXIV.2, AXIV.3, AXIV.4, AXIV.5 y AXIV.6 (Couper et al., 2012, p. 733).

$$C_b = 1,218 \times \exp \left\{ 7,123 + 0,1478 \times [\ln(W)] + 0,02488 \times [\ln(W)]^2 + 0,01580 \times \left(\frac{H}{D_e} \right) \times \ln \left(\frac{T_b}{T_d} \right) \right\} \quad [\text{AXIV.2}]$$

$$C_t = 457,70 \times \exp(0,1739 \times D_i) \quad [\text{AXIV.3}]$$

$$C_{pt} = 249,60 \times D_e^{0,6332} \times H^{0,8016} \quad [\text{AXIV.4}]$$

$$f_2 = 1,401 + 0,0724 \times D_i \quad [\text{AXIV.5}]$$

$$f_4 = \frac{2,25}{10\,414^N} \quad [\text{AXIV.6}]$$

Donde:

W: masa de la torre del equipo (lb)

H: altura del equipo (ft)

D_i: diámetro interno del equipo (ft)

D_e: diámetro externo del equipo (ft)

T_b: espesor en el tope del equipo (ft)

T_d: espesor en el fondo del equipo (ft)

N: número de platos

$$C_b = 1,218 \times \exp \left\{ 7,123 + 0,1478 \times [\ln(1\,659,64)] + 0,02488 \times [\ln(1\,659,64)]^2 + 0,01580 \times \left(\frac{28,74 \text{ ft}}{2,82 \text{ ft}} \right) \times \ln \left(\frac{1,08E-02 \text{ ft}}{1,08E-02 \text{ ft}} \right) \right\} = 17\,743,46$$

$$C_t = 457,70 \times \exp(0,1739 \times 2,79) = 743,52$$

$$C_{pt} = 249,60 \times 2,82^{0,6332} \times 28,74^{0,8016} = 7\,103,38$$

$$f_2 = 1,401 + 0,0724 \times 2,79 = 1,60$$

$$f_4 = \frac{2,25}{10\,414^7} = 1,69E - 28$$

Finalmente, con todos los parámetros calculados, se aplicó la Ecuación AXIV.7 para encontrar el costo de la torre de destilación multicomponente (Couper et al., 2012, pp. 733 y 734).

$$C = 1,218 \times [f_1 \times C_b + (N \times f_2 \times f_3 \times f_4 \times C_t) + C_{pt}] \quad [\text{AXIV.7}]$$

$$C = 1,218 \times [3,1639 \times 17\,743,46 + (7 \times 1,60 \times 1 \times 1,69E - 28 \times 743,52) + 7\,103,38]$$

$$C = 77\,028,67 \text{ USD}$$

Se realizó el mismo procedimiento para estimar los costos de equipos como el absorbedor D-001, torre de destilación fraccionada D-003 e intercambiadores de calor IQ-001, IQ-002, IQ-003, IQ-004; mientras que, para el resto de equipos, su costo se estimó por medio de proformas y del software Matches (2014).

AXIV.2. DEPRECIACIÓN DE EQUIPOS E INFRAESTRUCTURA

Se realiza un ejemplo de cálculo para la depreciación de los equipos en el primer año de operación, con la Ecuación AXIV.8 se obtuvo el valor total de adquisición de equipos en el inicio del proyecto, se consideró el costo de equipos de la planta y el costo de instrumentación que se presentaron en la Tabla 5.2

$$V_{adq} = C_{eq} + C_{inst} \quad [\text{AXIV.8}]$$

Donde:

V_{adq} : valor total de adquisición de los equipos (USD)

C_{inst} : costos de instrumentación (USD)

$$V_{adq} = 11\,655\,112,94 \text{ USD} + 2\,331\,022,59 \text{ USD}$$

$$V_{adq} = 13\,986\,135,53 \text{ USD}$$

Con este valor definido y con la Ecuación AXIV.9 se calculó la depreciación anual de los equipos para un tiempo de vida de 10 años (Granados et al., 2003, pp. 207).

$$Dp = \frac{V_{adq}}{N} \quad [\text{AXIV.9}]$$

Donde:

Dp : depreciación anual de los activos (USD/año)

N : tiempo de depreciación del activo (años)

$$Dp = \frac{13\,986\,135,53 \text{ USD}}{10 \text{ años}} = 1\,398\,613,55 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

Por otra parte, la depreciación acumulada es el valor que se obtiene al sumar la depreciación en cada año de operación de la planta. Este valor se calculó con la Ecuación AXIV.10 (Granados et al., 2003, pp. 207 y 208).

$$Dp_{ac_t} = Dp_{ac_{t-1}} + Dp \quad [\text{AXIV.10}]$$

Donde:

Dp_{ac_t} : depreciación acumulada en el tiempo t (USD/año)

$Dp_{ac_{t-1}}$: depreciación acumulada en el tiempo $t-1$ (USD/año)

$$Dp_{ac_1} = Dp_{ac_0} + Dp$$

Como se calculó la depreciación acumulada a partir del primer año de operación de la planta, el término Dp_{ac_0} es igual a 0.

$$Dp_{ac_1} = 0,00 \frac{\text{USD}}{\text{año}} + 1\,398\,613,55 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

$$Dp_{ac_1} = 1\,398\,613,55 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

Para el segundo año de operación de la planta, la Ecuación AXIV.10 expresó de la siguiente forma:

$$Dp_{ac_2} = Dp_{ac_1} + Dp$$

$$Dp_{ac_2} = 1\,398\,613,55 \frac{USD}{año} + 1\,398\,613,55 \frac{USD}{año}$$

$$Dp_{ac_2} = 2\,797\,227,11 \frac{USD}{año}$$

De igual forma se calculó la depreciación acumulada para cada año de operación.

El análisis de la depreciación continuó con el cálculo del valor en libro de los equipos para el primer año de operación, para esto se aplicó la Ecuación AXIV.11 (Granados et al., 2003, pp. 207 y 208).

$$V_{libros} = V_{adq} - Dp_{ac_t} \quad [AXIV.11]$$

Donde:

V_{libros} : valor en libros de los equipos (USD/año)

$$V_{libros} = 13\,986\,135,53 \frac{USD}{año} - 1\,398\,613,55 \frac{USD}{año}$$

$$V_{libros} = 12\,587\,521,98 \frac{USD}{año}$$

En las Tablas AXIV.3 y AXIV.4 se presenta el cálculo de la depreciación anual y valor en libros para equipos e infraestructura que conforman la planta. Cabe recalcar que, según Granados et al., la depreciación de la infraestructura se estimó para 20 años (2003, p. 208), pero se presentó en la Tabla AXIV 4 la depreciación para 10 años que es el tiempo de vida del proyecto, de esta forma al culminar el proyecto, la infraestructura tuvo un valor en libros de 874 133,47 USD.

AXIV.3. FLUJO DE CAJA

Con todos los datos recopilados se construyó la Tabla AXIV.5 donde se presenta el flujo de caja para un tiempo de vida del proyecto igual a 10 años.

Tabla AXIV.3. Depreciación de equipos que conforman la planta de producción de metanol para 10 años

MILES DE (USD)											
Equipos	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Valor de adquisición	13 986,13	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gasto depreciación	-	1 398,61	1 398,61	1 398,61	1 398,61	1 398,61	1 398,61	1 398,61	1 398,61	1 398,61	1 398,61
Depreciación acumulada	-	1 398,61	2 797,23	4 195,84	5 594,45	6 993,07	8 391,68	9 790,29	11 188,91	12 587,52	13 986,14
Valor en libros	13 986,13	12 587,52	11 188,91	9 790,29	8 391,68	6 993,07	5 594,45	4 195,84	2 797,23	1 398,61	0,00

Tabla AXIV.4. Depreciación de la infraestructura de la planta de producción de metanol para 20 años

MILES DE (USD)											
Infraestructura	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Valor de adquisición	1 748,27	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gasto depreciación	-	87,44	87,41	87,41	87,41	87,41	87,41	87,41	87,41	87,41	87,41
Depreciación acumulada	-	87,41	174,83	262,24	349,65	437,07	524,48	611,89	699,31	786,72	874,13
Valor en libros	1 748,27	1 660,85	1 573,44	1 486,03	1 398,61	1 311,20	1 223,79	1 136,37	1 048,96	961,55	874,13

Tabla AXIV.5. Flujo de caja del proyecto

FLUJO DE CAJA (USD)						
Flujo de caja	0	1	2	3	4	5
Ingresos		315 583 694,08	315 583 694,08	315 583 694,08	315 583 694,08	315 583 694,08
Costos variables		-132 463 035,22	-132 463 035,22	-132 463 035,22	-132 463 035,22	-132 463 035,22
Costos fijos		-8 155 619,88	-8 155 619,88	-8 155 619,88	-8 155 619,88	-8 155 619,88
Depreciación		-1 486 026,90	-1 486 026,90	-1 486 026,90	-1 486 026,90	-1 486 026,90
Utilidad antes de impuestos		173 479 012,08	173 479 012,08	173 479 012,08	173 479 012,08	173 479 012,08
Impuestos (35 %)		-60 717 654,23	-60 717 654,23	-60 717 654,23	-60 717 654,23	-60 717 654,23
Utilidad neta		112 761 357,85	112 761 357,85	112 761 357,85	112 761 357,85	112 761 357,85
Depreciación		1 486 026,90	1 486 026,90	1 486 026,90	1 486 026,90	1 486 026,90
Inversión fija	-32 051 560,59					
Inversión de capital de trabajo	-140 618 655,10					
Recuperación de capital de trabajo						
Valor en libros						
Flujo de caja neto	-172 670 215,70	114 247 384,75				

Tabla AXIV.5. Flujo de caja del proyecto (continuación...)

FLUJO DE CAJA (USD)					
Flujo de caja	6	7	8	9	10
Ingresos	315 583 694,08	315 583 694,08	315 583 694,08	315 583 694,08	315 583 694,08
Costos variables	-132 463 035,22	-132 463 035,22	-132 463 035,22	-132 463 035,22	-132 463 035,22
Costos fijos	-8 155 619,88	-8 155 619,88	-8 155 619,88	-8 155 619,88	-8 155 619,88
Depreciación	-1 486 026,90	-1 486 026,90	-1 486 026,90	-1 486 026,90	-1 486 026,90
Utilidad antes de impuestos	173 479 012,08	173 479 012,08	173 479 012,08	173 479 012,08	173 479 012,08
Impuestos (35 %)	-60 717 654,23	-60 717 654,23	-60 717 654,23	-60 717 654,23	-60 717 654,23
Utilidad neta	112 761 357,85	112 761 357,85	112 761 357,85	112 761 357,85	112 761 357,85
Depreciación	1 486 026,90	1 486 026,90	1 486 026,90	1 486 026,90	1 486 026,90
Inversión fija					
Inversión de capital de trabajo					
Recuperación de capital de trabajo					140 618 655,10
Valor en libros					874 133,47
Flujo de caja neto	114 247 384,75	114 247 384,75	114 247 384,75	114 247 384,75	255 740 173,33

AXIV.4. CÁLCULO DEL PUNTO DE EQUILIBRIO

Para determinar la cantidad de producción de metanol en el punto de equilibrio se utilizaron las Ecuación AXIV.12 y AXIV.13 (Chain y Chain, 2008, p. 130).

$$CVU = \frac{CV}{Q} \quad [AXIV.12]$$

$$Q_{eq} = \frac{CF}{PV-CVU} \quad [AXIV.13]$$

Donde:

CVU: costo variable unitario (USD/L)

Q: cantidad de producción (L)

Q_{eq}: cantidad de producción en el punto de equilibrio (L)

$$CVU = \frac{132\,463\,035,22 \text{ USD}}{272\,054\,908,69 \text{ L}} = 0,49 \frac{\text{USD}}{\text{L}}$$

$$Q_{eq} = \frac{8\,155\,619,88 \text{ USD}}{1,16 \frac{\text{USD}}{\text{L}} - 0,49 \frac{\text{USD}}{\text{L}}} = 12\,172\,566,99 \text{ L}$$

Este valor se comprueba al representar gráficamente las Ecuaciones 5.11 y 5.13 en la Figura 5.2 donde se observa el punto de equilibrio y los ingresos que generaría si la planta trabajara en estas condiciones.

ANEXO XV

CÁLCULOS REALIZADOS POR LA SIMULACIÓN EN EL SOFTWARE ASPEN HYSYS V10

En la Figura AXV.1 se detallan las condiciones de cada corriente de entrada y salida a los equipos para la simulación con el software Aspen HYSYS V10.

Company Name: Not Available Bedford, MA, USA		Case Name: Planta de tratamiento de gas natural (en)			
		Unit Set: SI			
		Date/Time: Thu Jul 15 12:06:59 2021			
Workbook: Case (Main)					
Material Streams				Fluid Prop.	Alt
Name:	GN-Cargos Secha	GN combustible	GN proceso		
Vapour Fraction	0.9977	0.9977	0.9977	0.9977	
Temperature (C)	21.11	21.11	21.11	21.11	
Pressure (kPa)	481.0	481.0	481.0	481.0	
Molar Flow (kgmole/h)	750.0	747.2	747.2	747.2	
Mass Flow (kg/h)	2.872e+04	2862	2862	1.082e+04	
Liquid Volume Flow (m ³ /h)	48.45	8.122	8.122	35.33	
Heat Flow (kJ/h)	-6.324e+07	-1.567e+07		-6.787e+07	
Name:	Gas amargo	Condensado	DEA		
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	
Temperature (C)	21.11	21.11	21.11	20.15	
Pressure (kPa)	481.0	481.0	481.0	481.0	
Molar Flow (kgmole/h)	667.4	1.399	762.1	762.1	
Mass Flow (kg/h)	1.880e+04	25.20	1.876e+04	1.876e+04	
Liquid Volume Flow (m ³ /h)	39.30	2.526e-02	18.37	18.37	
Heat Flow (kJ/h)	-6.711e+07	-1.998e+05		-2.990e+05	
Name:	Gas dulce	DEA amargo	Gases acidos		
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	
Temperature (C)	25.67	35.38	35.38	95.00	
Pressure (kPa)	477.6	481.0	481.0	210.0	
Molar Flow (kgmole/h)	591.7	797.3	27.34	27.34	
Mass Flow (kg/h)	1.809e+04	1.947e+04	825.0	825.0	
Liquid Volume Flow (m ³ /h)	38.43	19.14	1.082	1.082	
Heat Flow (kJ/h)	-6.381e+07	-2.413e+08		-2.025e+08	
Name:	DEA recuperado	DEA recuperado 2	Agua 1		
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperature (C)	125.3	20.00	20.00	19.00	
Pressure (kPa)	217.2	217.2	217.2	202.9	
Molar Flow (kgmole/h)	770.3	770.3	2099	2099	
Mass Flow (kg/h)	1.895e+04	1.895e+04	3.709e+04	3.709e+04	
Liquid Volume Flow (m ³ /h)	18.06	18.06	37.17	37.17	
Heat Flow (kJ/h)	-2.218e+08	-2.218e+08		-5.066e+08	
Name:	Agua Caliente	DEA a bomba	Agua reposición		
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperature (C)	68.16	20.11	20.00	20.00	
Pressure (kPa)	352.6	701.3	701.3	701.3	
Molar Flow (kgmole/h)	2099	762.1	762.1	762.1	
Mass Flow (kg/h)	3.702e+04	1.876e+04	212.0	212.0	
Liquid Volume Flow (m ³ /h)	17.17	18.27	1.2130	1.2130	
Heat Flow (kJ/h)	-5.422e+08	-2.352e+08		-3.372e+08	
Name:	DEA a reciclo				
Vapour Fraction	0.0000				
Temperature (C)	20.15				
Pressure (kPa)	481.0				
Molar Flow (kgmole/h)	762.1				
Mass Flow (kg/h)	1.876e+04				
Liquid Volume Flow (m ³ /h)	18.27				
Heat Flow (kJ/h)	-2.352e+08				

Figura AXV.1. Condiciones de las corrientes de la etapa de pre-tratamiento de gas natural obtenido por el software Aspen HYSYS V10

En la Figura AXV.2 se presentan los resultados de composiciones molares para cada una de las corrientes de la etapa de pre-tratamiento del gas natural.

 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Planta de tratamiento de gas natural Inc Unit Set: SI Date/Time: Thu Jul 15 12:01:52 2021			
Workbook: Case (Main)					
Compositions			Fluid Pkg:		AI
Name	G.N. Campo Sacha	G.N. combustible	G.N. proceso	Gas amargo	
Comp Mole Frac (Methane)	0.5794	0.5794	0.5794	0.5808	
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0854	0.0854	0.0854	0.0856	
Comp Mole Frac (Propane)	0.1311	0.1311	0.1311	0.1314	
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0081	0.0081	0.0081	0.0081	
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0185	0.0185	0.0185	0.0186	
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0267	0.0267	0.0267	0.0267	
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0136	0.0136	0.0136	0.0136	
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0088	0.0088	0.0088	0.0088	
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0371	0.0371	0.0371	0.0372	
Comp Mole Frac (CO2)	0.0889	0.0889	0.0889	0.0897	
Comp Mole Frac (H2O)	0.0078	0.0078	0.0078	0.0079	
Comp Mole Frac (H2S)	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	
Comp Mole Frac (DEAmine)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Name	Condensado	DEA	Gas dulce	DEA amargo	
Comp Mole Frac (Methane)	0.0001	0.0000	0.5861	0.0001	
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0000	0.0878	0.0000	
Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0000	0.1349	0.0000	
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0084	0.0000	
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000	0.0191	0.0000	
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0274	0.0001	
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0126	0.0000	
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000	0.0091	0.0000	
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0382	0.0000	
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0817	0.0225	
Comp Mole Frac (H2O)	0.0698	0.9312	0.0665	0.9121	
Comp Mole Frac (H2S)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	
Comp Mole Frac (DEAmine)	0.0000	0.0664	0.0000	0.0671	
Name	Gases ácidos	DEA recuperada	DEA recuperada 2	Agua 1	
Comp Mole Frac (Methane)	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0009	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (Propane)	0.0007	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0017	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (CO2)	0.5662	0.0001	0.0001	0.0000	
Comp Mole Frac (H2O)	0.4683	0.9303	0.9303	1.0000	
Comp Mole Frac (H2S)	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (DEAmine)	0.0000	0.0665	0.0665	0.0000	
Name	Agua Caliente	DEA a bomba	Agua reposición	DEA a recibir	
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	0.9312	1.0000	0.9312	
Comp Mole Frac (H2S)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (DEAmine)	0.0000	0.0664	0.0000	0.0664	

Figura AXV.2. Composiciones molares de las corrientes de la etapa de pre-tratamiento de gas natural obtenido por el software Aspen HYSYS V10

ANEXO XVI

CATÁLOGO DE CALDERO

En la Figura AXVI.1 y AXVI.2 se presenta el catálogo que se utilizó para la selección del caldero que produce vapor para el proceso de reformado, la selección se realizó en función de la producción de vapor.



Figura AXVI.1. Catálogo utilizado para la selección del caldero (Attsu, 2016, p. 1)

CALDERAS DE VAPOR Modelo H

Especificaciones TÉCNICAS

MODELO	PRODUCCIÓN DE VAPOR		POTENCIA TÉRMICA			CONSUMO DE COMBUSTIBLE*					DIMENSIONES					SALIDA VAPOR (Cálculo de 1 bar)				
	Kg/h	HP	kW	kCal/h	Btu/h x 1000	Gas natural (10,83 kWh/m ³)	Propano LPG (12,86 kWh/Kg)	Gasóleo Light Oil (10,28 kWh/l)	Fuelóleo Heavy Oil (11,08 kWh/Kg)	PESO TRANSPORTE (Cálculo de 1 bar)	SOBREPRESIÓN HOGAR		A	B	C		E	P**	G	H
											mBar	mm.c.a.								
H-A	2.000	148	1.481	1.260.000	5.000	130	104	1,30	179	9	4	40	2.830	4.230	2.275	3.660	2.100	400	2.700	65
H-B	2.500	185	1.831	1.575.000	6.250	163	130	1,74	161	10	5	50	2.830	5.100	2.575	4.200	2.100	400	3.200	65
H-C	3.000	222	2.198	1.890.000	7.500	196	136	2,09	194	11	6	60	2.830	5.700	2.575	4.700	2.100	450	3.700	80
H-D	4.000	296	2.910	2.520.000	10.000	261	208	2,79	258	14	8	80	3.200	6.200	2.900	5.200	2.430	500	3.800	100
H-E	5.000	370	3.623	3.150.000	12.500	327	261	3,40	323	16	9	90	3.200	6.800	2.900	5.800	2.430	550	4.800	100
H-F	6.000	444	4.335	3.780.000	15.000	392	313	4,18	388	18	11	110	3.200	7.600	2.900	6.500	2.430	600	5.800	100
H-G	7.000	518	5.128	4.410.000	17.500	467	365	4,80	463	22	10	100	3.430	7.800	2.850	6.800	2.630	650	5.700	123
H-H	8.000	591	5.860	5.040.000	20.000	523	417	5,58	517	26	12	120	3.430	8.600	3.000	7.200	2.630	700	6.000	123
H-I	10.000	739	7.326	6.300.000	25.000	654	522	6,98	647	30	13	130	3.700	9.200	3.400	7.800	2.900	800	6.300	150
H-J	12.000	887	8.791	7.560.000	30.000	784	626	8,37	776	36	13	130	3.900	9.400	3.350	8.100	3.100	850	6.300	150
H-K	14.000	1.035	10.256	8.820.000	35.000	915	730	9,77	906	40	14	140	4.030	10.430	3.650	8.400	3.200	900	6.800	200
H-L	16.000	1.183	11.721	10.080.000	40.000	1.046	835	11,16	1.035	44	16	160	4.130	11.000	3.800	9.000	3.330	950	7.400	200
H-M	18.000	1.331	13.186	11.340.000	45.000	1.180	940	1,260	1.170	46	19	190	4.230	11.200	3.850	9.200	3.500	950	7.400	200
H-N	20.000	1.479	14.651	12.600.000	50.000	1.307	1.044	1,365	1.203	48	24	235	4.450	11.400	4.200	9.600	3.600	950	7.900	200
H-O	22.500	1.627	16.483	14.175.000	56.250	1.438	1.173	1,369	1.435	50	24	235	4.650	11.600	4.300	9.600	3.730	1.000	8.100	215
H-P	25.000	1.840	18.314	15.750.000	62.500	1.581	1.305	1,743	1.617	52	24	235	4.850	11.800	4.300	9.600	3.900	1.000	8.200	250
H-Q	27.500	2.033	20.145	17.325.000	68.750	1.740	1.406	1,917	1.779	57	26	259	5.050	11.950	4.350	9.600	4.000	1.000	8.300	250
H-R	30.000	2.218	21.977	18.900.000	75.000	1.914	1.579	2,109	1.937	60	24	235	5.200	11.400	4.475	8.400	4.100	1.000	8.800	250
H-S	35.000	2.598	25.640	22.050.000	87.500	2.106	1.717	2,300	2.132	62	24	235	5.200	11.200	4.600	9.000	4.200	1.100	7.400	300
H-T	40.000	2.957	29.302	25.200.000	100.000	2.315	1.911	2,552	2.387	68	24	235	5.200	11.400	4.750	9.200	4.250	1.100	7.400	300
H-U	50.000	3.697	36.628	31.500.000	125.000	2.547	2.102	2,807	2.604	72	24	235	5.200	11.600	4.750	9.400	4.320	1.200	7.900	300

*Producción nominal de vapor a 1 bar con alimentación de agua a 103 °C.
**Velocidad angular del quemador y tipo de combustible.

Figura AXVI.2. Especificaciones técnicas para la selección del caldero (Attsu, 2016, pp. 7 y 8)