

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

DISEÑO DE UN SISTEMA DE REMOCIÓN DE CONDENSADOS EN EL GAS NATURAL UTILIZADO PARA LOS GENERADORES DE LA EMPRESA ENAP SIPEC

PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERO QUÍMICO

DIEGO FERNANDO MENA INTRIAGO

diemen_1303@hotmail.com

DIRECTORA: ING. LUCÍA MARGARITA MONTENEGRO AGUAS

lucia.montenegro@epn.edu.ec

Quito, septiembre 2012

© Escuela Politécnica Nacional 2012
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo, Diego Fernando Mena Intriago, 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.

Diego Fernando Mena Intriago

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Diego Fernando Mena Intriago, bajo mi supervisión.

Ing. Lucía Montenegro
DIRECTORA DE PROYECTO

AUSPICIO

La presente investigación contó con el auspicio financiero de la empresa “ENAP SIPEC”, que se ejecutó en el campo Mauro Dávalos Cordero en la provincia de Orellana.

AGRADECIMIENTOS

El presente Proyecto de Titulación se lo culminó gracias a las bendiciones de mi Padre Todopoderoso, ya que por medio de su sabiduría, amor y sobre todo paciencia me supo guiar por los caminos correctos dentro de esta etapa de mi vida.

Gracias papito, quien siempre estuvo conmigo, y supo darme desde lo alto las fuerzas necesarias para no desmayar en todo momento.

Gracias mamita y ñaños, quienes siempre me apoyaron para que continué con mi trabajo de la tesis, gracias por sus consejos y por ser como son. Dios les pague por todo, y sepan que estoy muy orgulloso de todos ustedes.

Gracias a mi enamorada Eli quien siempre estuvo ahí animándome y colaborándome con mucho cariño en lo que necesité.

Gracias a mi familia, tíos/as, primos/as, abuelita, por apoyarme de alguna u otra forma en este proyecto. Un agradecimiento especial a mi tío Fernandito, por ser una valiosa persona dentro de mi vida.

Así también como olvidarme de mis amigos/as, siempre brindándome su amistad desinteresada, les agradezco mucho.

Mil gracias a todo el personal de la Empresa “ENAP SIPETROL”, ya que siempre estuvieron dispuestos a ayudarme con su valiosa experiencia laboral y personal.

Finalmente un agradecimiento a los Ingenieros/as: David Carrera, Lucía Montenegro, Mario Sánchez que como tutores, siempre me apoyaron con sus valiosos conocimientos.

DEDICATORIA

A mi Padre Celestial,
A la memoria de mi padre,
A mi madre y hermanos.

ÍNDICE DE CONTENIDOS

	PÁGINA
RESUMEN	xiii
INTRODUCCIÓN	xv
1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	1
1.1 Generalidades sobre la actividad hidrocarburífera en el Ecuador	1
1.2 Gas natural	3
1.2.1 Definición del gas natural	3
1.2.2 Reservas y consumo del gas natural	5
1.2.2.1 Reservas de gas natural en el mundo	5
1.2.2.2 Consumo de gas natural en el mundo	5
1.2.3 Tratamiento del gas natural	6
1.2.3.1 Separación	6
1.2.3.2 Compresión	17
1.2.3.3 Enfriamiento	22
1.2.4 Aplicaciones del gas natural	30
1.3 Generación eléctrica mediante el uso de gas natural	31
1.3.1 Motores de combustión interna	31
1.4 Contaminación del aire por generadores de electricidad	33
1.5 Normativa ambiental vigente	38
1.5.1 Límites máximos permisibles de emisión a la atmósfera	38
1.5.2 Métodos de muestreo y medición de emisiones de combustión	39
2. PARTE EXPERIMENTAL	41
2.1 Descripción del sistema de tratamiento de gas natural en MDC	41
2.1.1 Ubicación y descripción general	41
2.1.2 Facilidades de superficie en MDC	41
2.1.2.1 Área de manifold	43
2.1.2.2 Área de separadores	43
2.1.2.3 Área de tanques de almacenamiento	44
2.1.2.4 Sistema de tratamiento de gas	45
2.2 Caracterización del gas natural, condensado y emisiones gaseosas de los generadores	46
2.2.1 Caracterización del gas natural	46
2.2.1.1 Muestreo de los gases	46
2.2.1.2 Cromatografía del gas	47
2.2.1.3 Cuantificación de sulfuro de hidrógeno H ₂ S, sulfuro de carbonilo COS y mercaptanos RSH en el gas natural	48
2.2.2 Caracterización del condensado	50

2.2.2.1	Muestreo y cuantificación de condensado en el bloque MDC	50
2.2.2.2	Cuantificación de azufre total en el condensado con el método ASTM 4294	53
2.2.3	Caracterización de las emisiones gaseosas	53
2.3	Dimensionamiento del separador de condensado y gas	54
2.3.1	Determinación de la longitud y diámetro del separador	55
2.3.2	Determinación del área de la malla de extracción de niebla	58
2.3.3	Cálculo del tiempo de retención del líquido	59
2.4	Simulación del procesamiento de separación de condensado del gas, mediante el software Hysys	60
2.4.1	Introducción a la simulación	60
2.4.2	Dimensionamiento de operaciones unitarias a utilizar en la simulación	63
2.4.2.1	Parámetros de operación del compresor	63
2.4.2.2	Dimensionamiento del aerofriador	64
2.4.2.3	Dimensionamiento del intercambiador de calor	65
2.4.2.4	Parámetros de operación del sistema de refrigeración	65
2.4.3	Simulación del proceso de remoción de condensado y agua del gas	66
2.4.4	Variables independientes a usar en la simulación del proceso	71
2.5	Estimación del costo del proceso de remoción de líquidos y gas	71
3.	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	73
3.1	Caracterización del gas natural, condensado y emisiones gaseosas de los generadores	73
3.1.1	Caracterización del gas natural	73
3.1.1.1	Cromatografía del gas natural	73
3.1.1.2	Concentración de azufre como: sulfuro de hidrógeno H ₂ S, sulfuro de carbonilo COS y mercaptanos RSH en el gas natural	75
3.1.2	Caracterización del condensado	77
3.1.2.1	Cuantificación de condensado en MDC	77
3.1.2.2	Concentración de azufre total en el condensado	79
3.1.3	Caracterización de las emisiones gaseosas de los generadores	81
3.2	Dimensionamiento del separador de condensado y gas	83
3.2.1	Dimensionamiento	83
3.3	Simulación del procesamiento de separación de condensado y gas, mediante el software Hysys	92
3.3.1	Dimensionamiento y parámetros de operación de los equipos a usar en la simulación del proceso de remoción de condensado y gas	92
3.3.1.1	Parámetros de operación del compresor	92
3.3.1.2	Dimensionamiento del aerofriador	96

3.3.1.3	Dimensionamiento del intercambiador de calor de tubos y coraza	104
3.3.1.4	Parámetros de operación del equipo de refrigeración	115
3.3.1.5	Dimensionamiento del separador de la etapa de compresión y enfriamiento con aire y separador de la etapa de enfriamiento con refrigeración	122
3.3.2	Diferentes escenarios de simulación del proceso de remoción de condensado y gas	124
3.3.2.1	Potencia del compresor a diferentes valores de presión	124
3.3.2.2	Flujo de condensado y agua removidos en el separador de la etapa de compresión y enfriamiento con aire a diferentes valores de presión de compresión	126
3.3.2.3	Flujo de gas a generadores a diferentes valores de presión de compresión y temperaturas de enfriamiento	127
3.3.2.4	Poder calorífico del gas a diferentes valores de presión de compresión y temperaturas de enfriamiento	129
3.3.2.5	Composición de los hidrocarburos livianos del gas a generadores a diferentes valores de presión de compresión y temperaturas de enfriamiento	131
3.3.2.6	Composición de los hidrocarburos pesados del gas a generadores a diferentes valores de presión de compresión y temperaturas de enfriamiento	134
3.4	Síntesis de los principales resultados obtenidos del dimensionamiento y parámetros de operación de los equipos usados en el proceso	138
3.5	Resultados de la estimación del costo del proceso de remoción de líquidos y gas	139
4.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	142
4.1	Conclusiones	142
4.2	Recomendaciones	143
	BIBLIOGRAFÍA	145
	ANEXOS	149

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 1.1.	Composición química del gas natural	4
Tabla 1.2.	Reservas de gas natural en el mundo por regiones en el año 2005	5
Tabla 1.3.	Valores de K usados para varios diseños de separadores	12
Tabla 1.4.	Expresiones usadas para caídas de presión y resistencias a la transferencia de calor en intercambiadores	26
Tabla 1.5.	Emisiones de dióxido de carbono por tipo de combustible	34
Tabla 1.6.	Límites máximos permitidos para emisiones de motores de combustión interna	39
Tabla 2.1.	Relación de K para el extractor de niebla con la longitud del separador	58
Tabla 2.2.	Valores de presión de compresión y temperaturas de enfriamiento	71
Tabla 2.3.	Valores de los exponentes n para diferentes equipos según sus capacidades	72
Tabla 3.1.	Resultados de la composición y poder calorífico del gas natural mediante cromatografía de gases	74
Tabla 3.2.	Resultados de la concentración de compuestos ácidos en el gas natural de las arenillas (H, UH y T) y el gas combustible de los generadores	75
Tabla 3.3.	Resultados de la cuantificación de condensado en el scrubber grande	77
Tabla 3.4.	Resultados de la cuantificación de condensado en el scrubber pequeño	78
Tabla 3.5.	Temperaturas de rocío de cada componente del gas que ingresa a los generadores	79
Tabla 3.6.	Resultados de la concentración de azufre total en el condensado (Método ASTM 4294)	80
Tabla 3.7.	Resultados de la concentración de dióxido de azufre en las emisiones gaseosas de los generadores a la atmósfera para el año 2010	82

Tabla 3.8.	Relación de K para el extractor de niebla con la longitud del separador	88
Tabla 3.9.	Resultados de las dimensiones del separador de gas y condensado	90
Tabla 3.10.	Resultados del tiempo de retención de líquidos y del flujo de condensado separados a una presión de compresión de 500 psia	91
Tabla 3.11.	Resultado de los parámetros del compresor a una presión de descarga de 300 psia	96
Tabla 3.12.	Datos de áreas del tubo de una pulgada de diámetro externo según diferentes arreglos	100
Tabla 3.13.	Resultados del dimensionamiento del aroenfriador	103
Tabla 3.14.	Valores a usar en las expresiones de la Tabla 1.4	108
Tabla 3.15.	Resultados de las temperaturas y flujos de las corrientes que ingresan y salen al intercambiador de calor	113
Tabla 3.16.	Resultados de los coeficientes de transferencia de calor obtenido por Hysys y calculado por método analítico	114
Tabla 3.17.	Resultados del dimensionamiento del intercambiador de calor de tubos y coraza obtenido por Hysys	115
Tabla 3.18.	Resultados del balance energético del sistema de refrigeración para el propano como refrigerante	120
Tabla 3.19.	Resultados de los parámetros de operación del sistema de refrigeración obtenidos analíticamente y por Hysys	121
Tabla 3.20.	Propiedades de las fases líquida y gaseosa de las corrientes que ingresan al respectivo separador del proceso obtenidos por Hysys	123
Tabla 3.21.	Resultados del dimensionamiento de los separadores de gas y condensado de la etapa de compresión y enfriamiento con aire y etapa de enfriamiento con refrigeración	123
Tabla 3.22.	Resultados de la potencia del compresor para una presión dada obtenidos por Hysys	125
Tabla 3.23.	Resultados de las diferencias de potencia para distintos intervalos de presiones	125

Tabla 3.24.	Resultados de la cantidad de agua y condensado removidos en el separador de la primera etapa a diferentes valores de presión de descarga del compresor y la temperatura de rocío del gas	126
Tabla 3.25.	Resultados de la composición de hidrocarburos pesados a las condiciones de entrada (34,3 psia y 40,0 °C) y salida del proceso de remoción de condensado del gas (300 psia y 10 °C)	135
Tabla 3.26.	Resultados de los parámetros de operación y dimensiones de los equipos	138
Tabla 3.27.	Resultados de las dimensiones de los separadores de gas y condensado	139
Tabla 3.28.	Resultados de los costos de los equipos a usar en el proceso de remoción de condensado y gas	139
Tabla A.1.	Poderes caloríficos del gas a generadores en función de la presión de compresión	173
Tabla A.2.	Flujo de gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento	174
Tabla A.3.	Composición del metano en fracción molar del gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento	175
Tabla A.4.	Composición del etano en fracción molar del gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento	176
Tabla A.5.	Composición del propano en fracción molar del gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento	177
Tabla A.6.	Composición del iso-butano en fracción molar del gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento	178
Tabla A.7.	Composición del n-butano en fracción molar del gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento	179
Tabla A.8.	Composición del iso-pentano en fracción molar del gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento	180

Tabla A.9.	Composición del n-pentano en fracción molar del gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento	181
Tabla A.10.	Composición del hexano en fracción molar del gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento	182

ÍNDICE DE FIGURAS

	PÁGINA
Figura 1.1. Producción de crudo en el Ecuador	1
Figura 1.2. Reservas de gas natural en el Ecuador	2
Figura 1.3. Producción de gas natural en el Ecuador	2
Figura 1.4. Consumo de gas natural en el Ecuador	3
Figura 1.5. Producción y consumo del gas natural a nivel mundial durante 1995 – 2005	6
Figura 1.6. Tipos de separadores gas – líquido	7
Figura 1.7. Malla de alambre (Extractor de niebla)	8
Figura 1.8. Separador convencional gas – líquido	9
Figura 1.9. Separador horizontal gas-líquido	10
Figura 1.10. Métodos de procesamiento de gas natural	16
Figura 1.11. Curvas de compresión	18
Figura 1.12. Clasificación de los compresores	19
Figura 1.13. Compresor de pistón	20
Figura 1.14. Compresor de tornillo	21
Figura 1.15. Tipos de aerofriadores	24
Figura 1.16. Intercambiador de calor de tubos y coraza	25
Figura 1.17. Diagrama de flujo del proceso de refrigeración	27
Figura 1.18. Diagrama presión vs entalpía	28
Figura 1.19. Consumo del gas natural por sectores a nivel mundial en el año 2004	30
Figura 1.20. Generación de electricidad global	31
Figura 1.21. Motor de combustión interna de generación de electricidad	32
Figura 1.22. Aportaciones de los tres mecanismos del NO en la formación del NOx totales en la combustión del carbón mineral	36

Figura 1.23.	Tendencia de las emisiones de CO, hidrocarburos no combustionados (HNC) y NO _x frente a la relación aire – combustible (A-C) para un motor típico	37
Figura 2.1.	Mapa petrolero ecuatoriano	42
Figura 2.2.	Manifold de MDC	43
Figura 2.3.	Separadores de MDC	44
Figura 2.4.	Tanques de lavado y almacenamiento de crudo	44
Figura 2.5.	Sección de tratamiento del gas	46
Figura 2.6.	Bombona o bala para muestreo de gases	47
Figura 2.7.	Tren de burbujeo	48
Figura 2.8.	Titulador potenciométrico automático	49
Figura 2.9.	Diagrama de flujo del proceso de MDC	51
Figura 2.10.	(a) Muestreo de condensado en recipiente de drenaje de líquidos (b) Recipiente de drenaje de líquido	51
Figura 2.11.	(a) Muestreo de condensado en scrubber (entrada a generadores antiguos) (b) Muestreo de condensado en scrubber (entrada a generadores nuevos)	52
Figura 2.12.	(a) Cuantificación de condensado en scrubber (entrada a los generadores antiguos) (b) Cuantificación de condensado en scrubber (entrada a los generadores nuevos)	52
Figura 2.13.	Separador de gas, condensado y agua	54
Figura 2.14.	Ventana de la lista de componentes	62
Figura 2.15.	Ventana de selección de un paquete de fluidos	62
Figura 2.16.	Ventana de selección de corrientes y equipos	63
Figura 2.17.	Diagrama de flujo del proceso de remoción de condensado y agua del gas	66
Figura 2.18.	Diagrama de flujo del proceso simulado en Hysys (etapa de compresión y enfriamiento con aire)	68

Figura 2.19.	Diagrama de flujo del proceso simulado en Hysys (etapa de enfriamiento con intercambiador de calor gas-gas y refrigeración con propano)	69
Figura 2.20.	Diagrama de flujo del ciclo de refrigeración	70
Figura 3.1.	Determinación del coeficiente de arrastre para esferas rígidas $C' vs C'Re^2$	85
Figura 3.2.	Resultados del dimensionamiento del separador de gas y condensado	90
Figura 3.3.	Exponente k de la relación de las capacidades caloríficas de hidrocarburos gaseosos	94
Figura 3.4.	Coefficientes de transferencia de calor típicos para aerofriadores	98
Figura 3.5.	Relación de la densidad del aire con respecto a la presión y temperatura	102
Figura 3.6.	Esquema del circuito de refrigeración mecánica	116
Figura 3.7.	Diagrama presión vs entalpía para el propano	118
Figura 3.8.	Resultados del flujo de gas a los generadores a distintos valores de presión de compresión y temperaturas de enfriamiento	128
Figura 3.9.	Resultados del poder calorífico del gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento	130
Figura 3.10.	Composición del metano en fracción molar de la corriente gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento	132
Figura 3.11.	Composición del etano en fracción molar de la corriente gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento	133
Figura 3.12.	Resultados de la composición del propano en fracción molar de la corriente gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento	133
Figura 3.13.	Resultados de la composición del iso-butano en fracción molar de la corriente gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento	135

Figura 3.14.	Resultados de la composición del n-butano en fracción molar de la corriente gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento	136
Figura 3.15.	Resultados de la composición del iso-pentano en fracción molar de la corriente gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento	136
Figura 3.16.	Resultados de la composición del n-pentano en fracción molar de la corriente gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento	137
Figura 3.17.	Resultados de la composición del hexano en fracción molar de la corriente gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento	137
Figura A.1.	Diagrama presión vs entalpía para el metano	166
Figura A.2.	Diagrama presión vs entalpía para el etano	167
Figura A.3.	Diagrama presión vs entalpía para el propano	168
Figura A.4.	Diagrama presión vs entalpía para el iso-butano	169
Figura A.5.	Diagrama presión vs entalpía para el n-butano	170
Figura A.6.	Diagrama presión vs entalpía para el iso-pentano	171
Figura A.7.	Diagrama presión vs entalpía para el n-pentano	172

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I Resultados de la cromatografía del gas	150
ANEXO II Método UOP 212 de análisis de sulfuro de hidrógeno, mercaptanos y sulfuro de carbonilo en el gas	151
ANEXO III Ejemplo de cálculo de la determinación de las concentraciones de sulfuro de hidrógeno, mercaptanos y sulfuro de carbonilo en el gas por el método UOP 212	159
ANEXO IV Método ASTM 4294 de análisis de azufre total en el condensado	161
ANEXO V Diagramas presión entalpía de los hidrocarburos	166
ANEXO VI Resultados obtenidos del poder calorífico, flujos de gas a generadores, flujos de condensado, composición de hidrocarburos pesados livianos en función de la presión de compresión	173

RESUMEN

En el presente proyecto de titulación se realizó el diseño de un proceso de remoción de condensado de hidrocarburos y agua del gas natural asociado que ingresa como combustible a los generadores de la empresa ENAP SIPEC, con el fin de mejorar la eficiencia de los equipos de generación y así disminuir las concentraciones de dióxido de azufre (SO_2) en el gas que se emite a la atmósfera producto de su combustión.

En la etapa inicial del proyecto se realizó el monitoreo de los gases de chimenea, para determinar la concentración de SO_2 , valores que se encontraron en el rango entre 100 mg/m^3 y 230 mg/m^3 , incumpléndose con la Normativa Ambiental (publicada en el Registro Oficial 430). Se realizó la caracterización al gas natural y del condensado con el fin de determinar la procedencia de compuestos de azufre que den origen al SO_2 , en el primero se caracterizó respecto a la composición de: hidrocarburos, agua, nitrógeno (N_2), dióxido de carbono (CO_2), mercaptanos (RSH), sulfuro de carbonilo (COS) y sulfuro de hidrógeno (H_2S), en cambio en el condensado se cuantificó la concentración de azufre total. De los resultados anteriores se determinó que el gas que ingresa a los generadores no posee H_2S ni RSH y la concentración de COS de 31,3 ppm es mínima en comparación con el azufre total de las muestras de condensado que se encontraron en el rango de 200 ppm a 300 ppm.

Se estableció que el proceso de tratamiento más adecuado es el de deshidratación y remoción de hidrocarburos condensables, por lo que se procedió a dimensionar y establecer los parámetros de trabajo de los siguientes equipos que se usaron en la simulación: separadores, compresor, aeroenfriador, intercambiador de calor gas-gas y sistema de refrigeración con propano.

El proceso se dividió en dos etapas, en la primera el gas húmedo ingresó a un separador de admisión de gas y agua, posteriormente a un compresor, aeroenfriador y a un separador de líquidos-gas. En la segunda etapa el gas se enfrió mediante una corriente fría de gas la cual proviene del sistema de

refrigeración con el uso de propano. Finalmente el gas seco se dirigió a los generadores libre de agua y de hidrocarburos pesados (propanos, butanos, pentanos, hexano).

Los escenarios de simulación consistieron en variar la presión de compresión desde 50 psia hasta 500 psia con intervalos de 50 psia; y la temperatura de enfriamiento del gas en el intercambiador gas-refrigerante entre $-20\text{ }^{\circ}\text{C}$ y $10\text{ }^{\circ}\text{C}$, con rangos de $5\text{ }^{\circ}\text{C}$. Se determinó que el mejor proceso se obtiene cuando se comprime el gas a 300 psia y se enfría a una temperatura de $10\text{ }^{\circ}\text{C}$, ya que se tiene un gas libre de agua e hidrocarburos pesados, con un poder calorífico de $1\,266\text{ Btu/ft}^3$, con esto se mejora la eficiencia de los generadores y así no existirán emisiones de SO_2 a la atmósfera. Además para $1,0\text{E}+06\text{ ft}^3/\text{d}$ de gas de entrada al tratamiento se obtiene un gas seco con un flujo de $0,824\text{E}+06\text{ ft}^3/\text{d}$, con lo que se cumple con requerimientos de flujo a los generadores.

Con la ejecución de este proyecto se pretende dar cumplimiento con la Normativa Ambiental, ya que con la remoción del azufre del condensado se reducirán las concentraciones de dióxido de azufre que se emiten como producto de la combustión del gas en los generadores.

INTRODUCCIÓN

Para que los procesos de producción gas – petróleo sean eficientes, se deben realizar métodos de control de la producción en las diferentes etapas del proceso. Un caso en particular es la remoción de condensado y agua del gas provenientes de los pozos de producción o de etapas previas de separación de fluidos en superficie. Su importancia radica en que esta operación define la calidad del gas y condensado tratados y establece parámetros de operación en los siguientes procesos (Pan, 2009).

En la actualidad las empresas petroleras requieren la optimización de sus procesos con operaciones seguras, eficientes y estables. Es por esto que en las cuatro últimas décadas aparecieron programas de simulación de procesos, los cuales representan una gran herramienta para corregir diseños, optimizar la producción y mejorar la toma de decisiones con un mínimo riesgo de repetición de trabajo. Para procesos petroleros se tiene el software Hysys, el mismo que puede analizar diferentes escenarios de procesamiento para poder escoger de manera rápida el más óptimo, evaluar los cambios de variables como presión, temperatura, flujos y determinar los efectos en el proceso, etc.

ENAP SIPEC, empresa de exploración y producción de hidrocarburos, plantea el siguiente proyecto a fin de determinar un proceso más eficiente de separación de condensado, agua y gas en relación con el que actualmente cuenta la Central de Producción de Facilidades (CPF) del bloque MDC (Mauro Dávalos Cordero). Debido a que el gas ingresa a los generadores con condensado, el mismo que presenta en su composición azufre y reacciona con el oxígeno del aire, lo que origina la presencia de SO_2 en las emisiones de gases de chimenea en concentraciones que se encuentran fuera de los límites permisibles por la Normativa Ambiental vigente.

Con la remoción de agua y condensado, el gas seco con composición de hidrocarburos livianos (metano, etano, propano) incrementará la eficiencia de los generadores y así también al no existir condensado con azufre que reaccione con

el oxígeno del aire, se disminuirá las concentraciones de SO_2 y por consecuencia se dará cumplimiento con la Normativa Ambiental.

1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

1.1 GENERALIDADES SOBRE LA ACTIVIDAD HIDROCARBURÍFERA EN EL ECUADOR

Ecuador es un país vinculado a las actividades hidrocarburíferas desde aproximadamente 40 años en la Región Amazónica, y representa un sector estratégico en el desarrollo del país, es por eso que en la actualidad las utilidades que generan las operaciones hidrocarburíferas equivalen a un 70,0 % de los ingresos al presupuesto del estado.

A lo largo de los años, los gobiernos han buscado procesos eficientes tanto de exploración como explotación para obtener una mayor producción de petróleo. En el año 2011 la compañía estatal ha extraído mayor volumen de hidrocarburo en relación con las empresas privadas como se aprecia en la Figura 1.1.

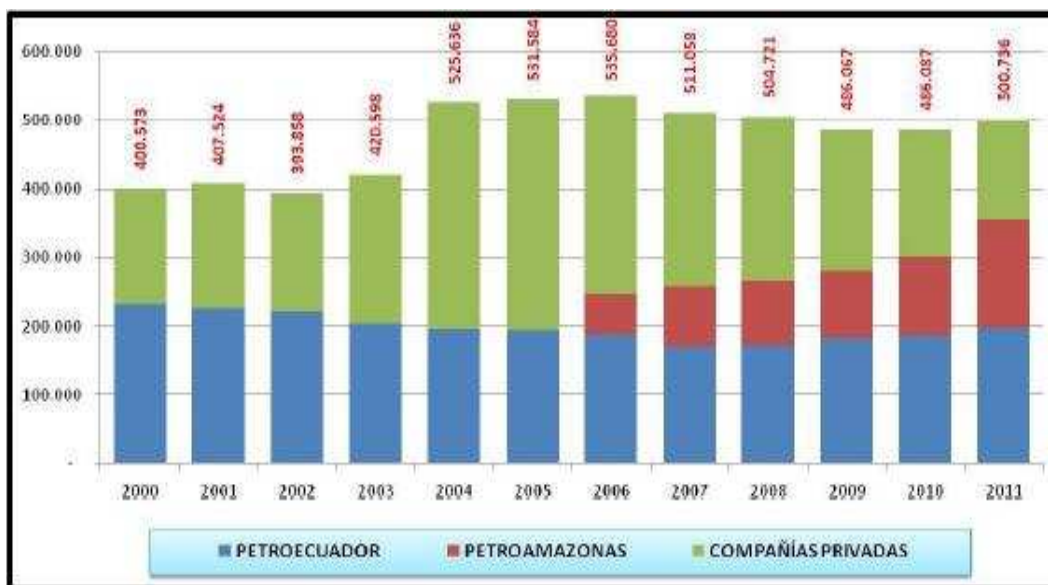


Figura 1.1 Producción de crudo en el Ecuador
(Petroecuador, 2011)

La producción de gas natural en el país está a cargo de la Gerencia de Gas Natural de Petroecuador, creada en el año 2010 con el fin de buscar medios para aprovechar este recurso. Existe un gran potencial de utilización del gas, ya que el

Ecuador cuenta con reservas comprobadas de gas de aproximadamente 8000 millones de metros cúbicos, lo que indica que se podrá extraer durante trece años aproximadamente, a una tasa de producción de 1,7 millones de metros cúbicos por día, que representa la capacidad de producción diaria. En las Figuras 1.2, 1.3 y 1.4 se aprecian las reservas, producción y consumo de gas natural en el Ecuador (Petroecuador, 2011).

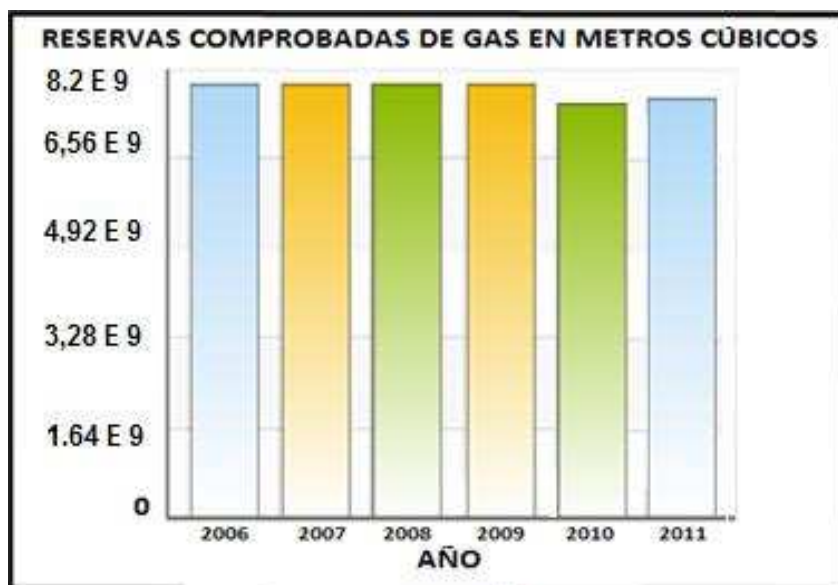


Figura 1.2 Reservas de gas natural en el Ecuador
(CWF, 2011)

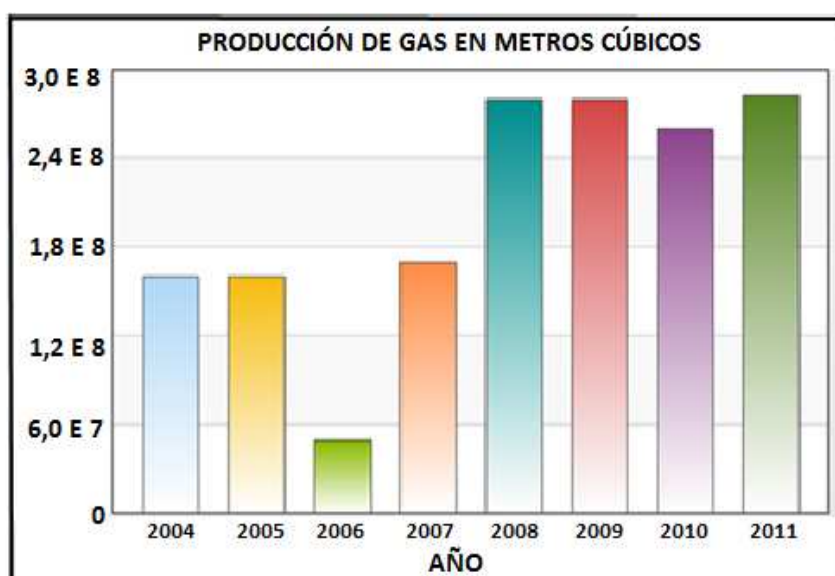


Figura 1.3 Producción de gas natural en el Ecuador
(CWF, 2011)

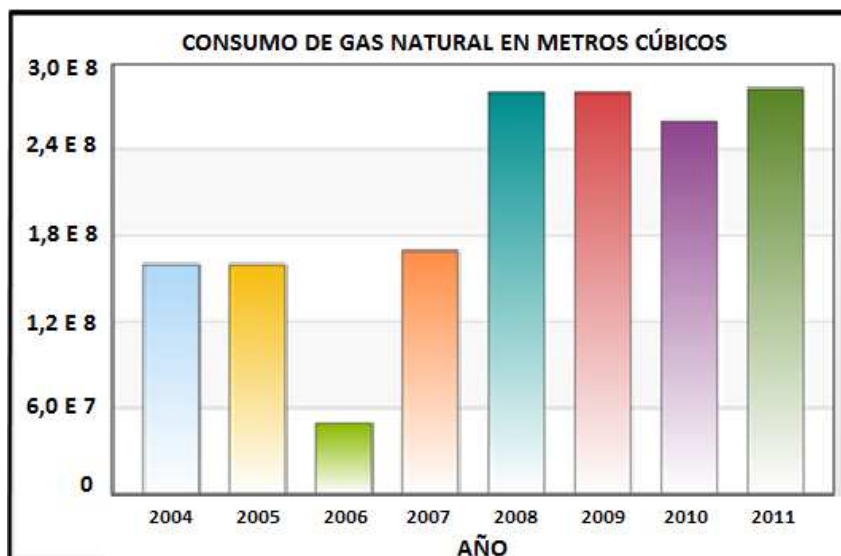


Figura 1.4 Consumo de gas natural en el Ecuador
(CWF, 2011)

1.2 GAS NATURAL

El gas y el petróleo se originaron a partir de plantas, animales y sedimentos que forman las rocas a lo largo del fondo del mar, los factores que influyen en la producción de estos combustibles fósiles son: las altas presiones que existen en las profundidades, la acción bacteriana, altas temperaturas, la presencia de catalizadores y el tiempo (Balat, 2009; Guo y Ghalambor, 2005).

El petróleo, carbón y el gas son combustibles fósiles de amplio uso, y representan más del 85,0 % de la energía primaria comercializada en el planeta. El carbón fue el combustible de mayor uso por la humanidad, pero hoy en día el gas natural es la energía primaria de mayor crecimiento, debido a que es más limpia en relación con los otros dos tipos de combustibles fósiles. (Mokhhatab, 2010; Balat 2005).

1.2.1 DEFINICIÓN DEL GAS NATURAL

El gas natural es una mezcla compleja de hidrocarburos de metano, etano, propano, butanos, pentanos, hexano y otro tipo de componentes como el dióxido

de carbono, helio, sulfuro de hidrógeno y nitrógeno. Una composición química típica para el gas natural, se indica en la Tabla 1.1 y se constata que el metano es el componente de mayor concentración en el gas (Guo y Ghalambor, 2005).

Tabla 1.1 Composición química del gas natural

Componente	Análisis típico % V/V	Rango % V/V
Metano	94,90	87,00 – 96,00
Etano	2,50	1,80 – 5,10
Propano	0,20	0,10 – 1,50
iso – Butano	0,03	0,01 – 0,30
n – Butano	0,03	0,01 – 0,30
iso – Pentano	0,01	Trazas – 0,14
n – Pentano	0,01	Trazas – 0,14
Hexanos y pesados	0,01	Trazas – 0,06
Nitrógeno	1,60	1,30 – 5,60
Dióxido de carbono	0,70	0,10 – 1,00
Oxígeno	0,02	0,01 – 0,10
Hidrógeno	Trazas	Trazas – 0,02

Balat, 2005

El gas natural es petróleo en estado gaseoso, por lo que se presenta de tres maneras que son (Guo y Ghalambor, 2005; Natural Gas, 2010):

- Gas asociado: El gas extraído de los pozos de petróleo generalmente se denomina gas asociado, el mismo que puede encontrarse disuelto (gas disuelto) o separado del crudo en condiciones naturales (gas libre). La concentración del metano es por lo general del 70,0 %, además existen hidrocarburos hasta el hexano.
- Gas no asociado: No está asociado al petróleo y proviene de pozos en los que existe solamente gas. El componente principal es el metano cuya composición está sobre el 90,0 % de toda la mezcla.
- Condensado de gas: Se refiere al gas con alto contenido de hidrocarburos líquidos como propanos, butanos, pentanos y hexano.

1.2.2 RESERVAS Y CONSUMO DEL GAS NATURAL

1.2.2.1 Reservas de gas natural en el mundo

El gas natural se encuentra alrededor del mundo, Rusia y el Oriente Medio son las regiones con mayor cantidad de reservas a nivel mundial, en cambio por nuestro continente están: Canadá, Venezuela, Perú, Bolivia y EE.UU. Las reservas de gas fueron estimadas en 179,85 trillones de metros cúbicos para el año 2005, con los cuales se puede abastecer al mercado mundial por alrededor de 65 años, pero con nuevas tecnologías de exploración se proyecta satisfacer la demanda mundial por muchos años más. En la Tabla 1.2 se aprecia las reservas del hidrocarburo a nivel mundial (Balat, 2005; Karacsonyi, 2010).

Tabla 1.2 Reservas de gas natural en el mundo por regiones en el año 2005

Región	Reservas en trillones de metros cúbicos
Oriente Medio	72,13
Europa y Euroasia	64,01
Asia (lado del Pacífico)	14,84
África	14,39
Norte América	7,46
América Central y del Sur	7,02
Total en el mundo	179,85

Balat, 2005

1.2.2.2 Consumo de gas natural en el mundo

El uso de gas natural como suministro de energía del mundo crece rápidamente, y es accesible para casi todo el planeta, así mismo factores económicos y ambientales están a su favor. De acuerdo con estadísticas, el consumo de gas natural a nivel mundial creció de 2153 millones de metros cúbicos en 1995 a 2750 millones de metros cúbicos en 2005, y para el año 2025 se espera un consumo de 4419 millones de metros cúbicos. En la Figura 1.5 se aprecia la pro-

ducción y consumo en una década (Balat, 2005; Karacsonyi, 2010).

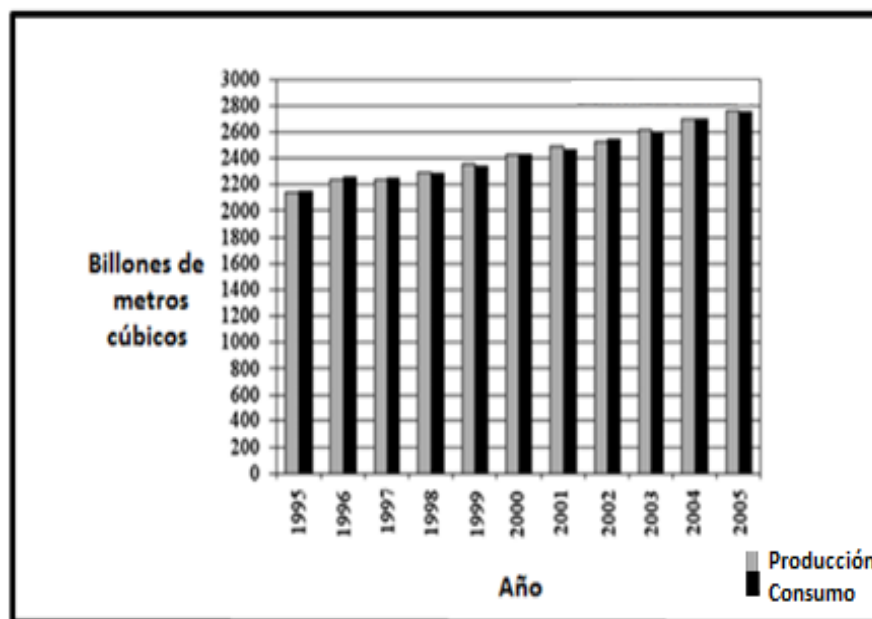


Figura 1.5 Producción y consumo del gas natural a nivel mundial durante 1995 – 2005 (Balat, 2005)

1.2.3 TRATAMIENTO DEL GAS NATURAL

1.2.3.1 Separación

Una corriente de gas natural típica se encuentra mezclada con petróleo, vapor de agua, agua libre, hidrocarburos condensables, sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono, y en ocasiones sólidos. Por lo tanto el gas debe ser sometido a un proceso de separación que por lo general consta de cuatro procesos básicos (Guo y Ghalambor, 2005; Ghandhidasan, 2010):

- Separación del gas del petróleo crudo, hidrocarburos condensados, agua y sólidos en suspensión.
- Eliminación de condensables y vapores de hidrocarburos recuperables.
- Procesamiento del gas para eliminar vapor de agua condensable.
- Remoción de compuestos no deseados, como el sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono.

Separadores: Para efectuar la separación de las fases líquidas y gaseosa, estas deben ser inmiscibles y tener diferentes densidades. Se utilizan tres principios para efectuar la separación estos son: coalescencia, momentum y sedimentación debido a fuerzas de gravedad. Los equipos que se utilizan para separar las fases del hidrocarburo se denominan separadores, los mismos que son generalmente de forma cilíndrica y construidos de acero al carbono, y dispuestos de forma vertical y horizontal como se muestra en la Figura 1.6 (GPSA, 2004).

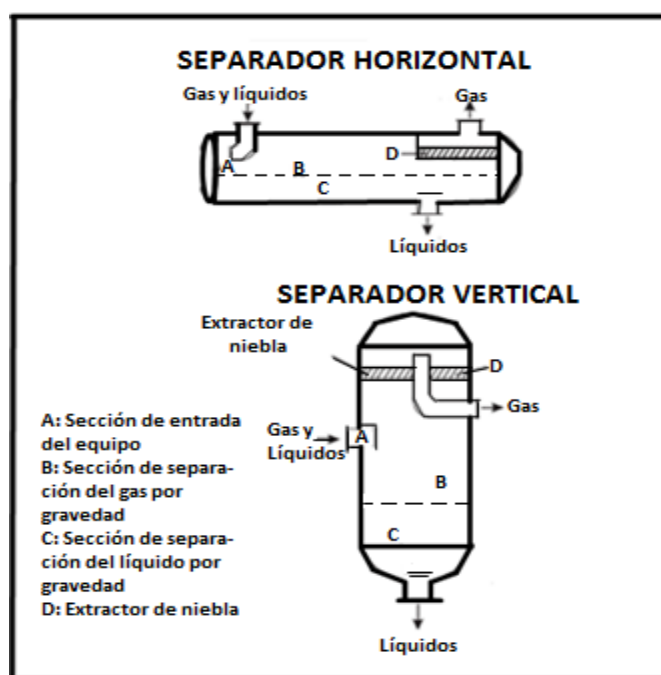


Figura 1.6 Tipos de separadores gas – líquido (GPSA, 2004)

Los separadores están provistos de cuatro secciones principales que son:

- Sección A: Está provista de una placa metálica (deflector) la cual reduce el impulso de la corriente de gas, y así realiza una primera separación.
- Sección B: En esta sección se separa el gas y el líquido por efectos de la gravedad.
- Sección C: La sección de separación por gravedad del líquido sirve como recolector del líquido separado en las otras secciones. En aplicaciones de separación bifásica esta sección provee el tiempo de residencia para la remoción del gas y líquido.

- Sección D: En esta se encuentra el extractor de niebla o vapor, el cual remueve las pequeñas gotas que no lograron separarse anteriormente. El extractor es una almohadilla tejida de alambre inoxidable que se observa en la Figura 1.7.



Figura 1.7 Malla de alambre (Extractor de niebla)
(Arnold y Stewart 1999)

El funcionamiento de los separadores verticales es el siguiente (Guo y Ghalambor, 2005; GPSA, 2004):

- El gas ingresa por la parte central del equipo, donde existe un deflector (placa metálica) el cuál cumple la función de cambiar la dirección del flujo, lo que permite realizar una primera separación del gas y el líquido por el principio de momentum.
- Posteriormente el gas va a la sección de separación por gravedad que por efectos de la diferencia de densidades que existen entre el gas y el líquido, este último sedimentará hacia la parte inferior del separador, recolectándose en la sección de almacenamiento de líquidos que luego serán drenados mediante válvulas de control de nivel.
- El gas se dirige hacia arriba del equipo para pasar por el extractor de niebla, donde las gotas que no lograron removerse se separan por efectos de coalescencia, es decir las gotas se unen y adquieren mayor tamaño para sedimentar con más facilidad

Un separador vertical se usa cuando se tiene una baja relación gas – líquido, y se tiene poco espacio para instalarlos. En la Figura 1.8 se muestra un separador convencional el que utiliza la fuerza centrífuga para realizar la separación.

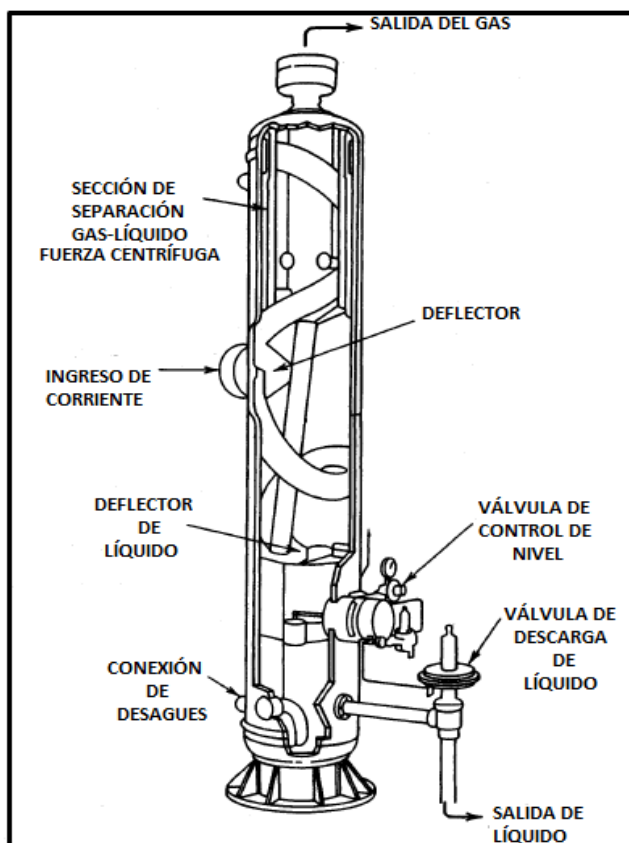


Figura 1.8 Separador convencional gas – líquido
(Guo y Ghalambor, 2005)

El principio de funcionamiento de un separador horizontal es idéntico a un separador vertical, la diferencia está en la posición del equipo. Este separador se utiliza frecuentemente para separación trifásica (crudo-agua-gas), así también cuando se maneja grandes volúmenes de líquido. Un separador horizontal es más eficiente que un vertical, ya que el flujo en el primero se dirige perpendicularmente a la gravedad y no en contra de ella como en un vertical, esto facilita la separación gas-líquido; así también este equipo presenta mayor área transversal para efectuar la remoción. Un separador horizontal presenta mayores facilidades en montaje y operación en comparación con el vertical y las relaciones de longitud y diámetro del equipo está en el rango de dos y medio a cinco como se muestra en la Figura 1.9 (Guo y Ghalambor, 2005; GPSA, 2004).

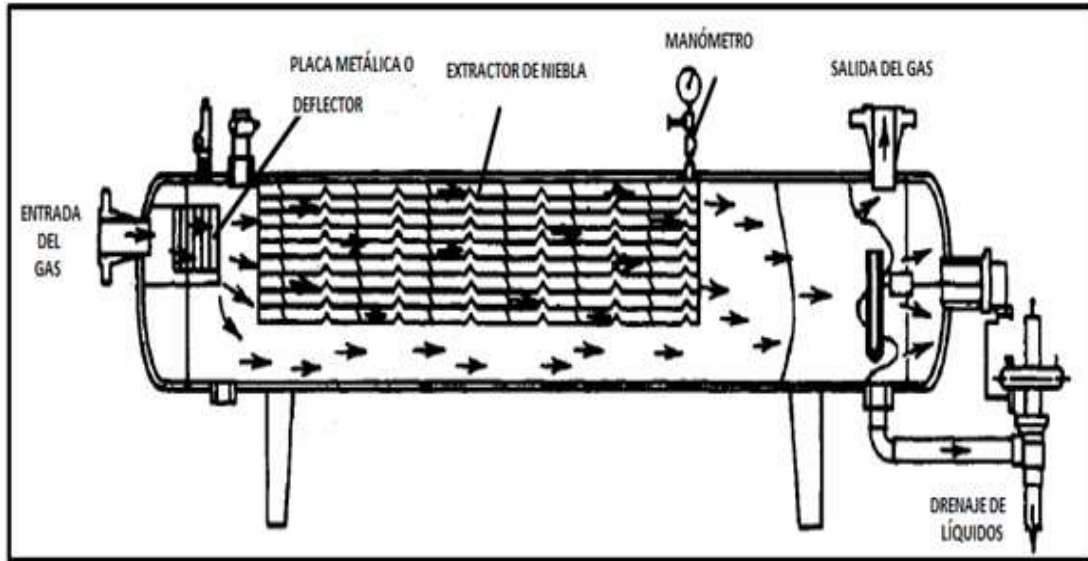


Figura 1.9 Separador horizontal gas-líquido
(GPSA, 2004)

Diseño de los separadores: Existen dos fuerzas que actúan sobre la gota líquida a separarse de la corriente gaseosa, estas son la fuerza de gravedad y la de arrastre, siendo esta última una fuerza contraria a la gravedad. Estas fuerzas se describen matemáticamente a través de la ecuación de la velocidad terminal o crítica mencionada posteriormente (GPSA, 2004).

En los procesos de separación gas – líquido, el tamaño y forma de la partícula líquida a separar, tiene influencia en la selección de las ecuaciones adecuadas de diseño. De tal manera se realiza la consideración que la forma de la partícula líquida es esférica y rígida, para poder aplicar las ecuaciones de diseño que a continuación se detallan. El tamaño de la gota (D_p), se determina con la ecuación [1], siendo el valor de K_{CR} (constante empírica para el dimensionamiento) específico para cada ley. Los valores de K_{CR} para las leyes de Stoke, Intermedia y Newton son: 18,13; 0,334; y 0,025 respectivamente dependiendo del tipo de flujo sea este laminar o turbulento (GPSA, 2004):

- **Ley de Stoke:** Esta ley se aplica para flujo laminar, es decir cuando se tiene número de Reynolds menores que dos.
- **Ley Intermedia:** Rige para flujos con número de Reynolds entre 2 y 500.
- **Ley de Newton:** Aplicable para número de Reynolds entre 500 y 200 000.

$$D_p = K_{CR} \left[\frac{\mu_g^2}{g \rho_g (\rho_l - \rho_g)} \right]^{0,33} \quad [1]$$

Donde:

D_p : diámetro de la gota en (ft)

K_{CR} : constante empírica para el dimensionamiento de separadores en (ft / s)

μ_g : viscosidad de la fase gaseosa en centipoise (g / cm s)

ρ_l : densidad de la fase líquida en (lb / ft³)

ρ_g : densidad de la fase gaseosa en (lb / ft³)

g : constante de la aceleración de la gravedad en (ft / s²)

Con cada una de las leyes se obtiene distintos tamaños de partícula a separar, pero por lo general se escoge la ecuación donde se obtiene el menor tamaño de gota a remover, para tener una separación más eficiente. Calculado el tamaño de gota a separar, se procede a determinar la velocidad terminal o crítica de separación mediante las ecuaciones [2], [3] y [4] para cada ley (GPSA, 2004):

- Stoke:

$$V_t = \frac{(g)(D_p)^2(\rho_l - \rho_g)}{18\mu_g} \quad [2]$$

- Intermedia:

$$V_t = \frac{3,49(g)^{0,71}(D_p)^{1,14}(\rho_l - \rho_g)^{0,71}}{\rho_g^{0,29}\mu_g^{0,43}} \quad [3]$$

- Newton:

$$V_t = 1,74 \sqrt{\frac{gD_p(\rho_l - \rho_g)}{\rho_g}} \quad [4]$$

Donde:

V_t : velocidad terminal o crítica de sedimentación en (ft / s)

Capacidad de gas: La capacidad de gas con que operan los separadores se calcula mediante la relación de Souders – Brown que se muestra en la ecuación [5], donde aparece un término K que es función del tipo de separador y de los accesorios que disponga en su interior para separar las fases líquida y gaseosa. Los valores de K para diferentes tipos de separadores se indican en la Tabla 1.3 (Guo y Ghalambor, 2005).

$$V_t = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad [5]$$

Donde:

K: constante empírica para el dimensionamiento de separadores en (ft / s)

Tabla 1.3 Valores de K usados para varios diseños de separadores

Tipo de separador	K	Comentarios
Separador vertical	0,06 a 0,35	-
Separador horizontal	0,40 a 0,50	-
Extractor de niebla (malla de alambre)	0,35	-
Bandejas burbujeadoras	0,16	24 pulgadas de espaciamiento
Columnas de bandejas	0,18	24 pulgadas de espaciamiento

Guo y Ghalambor, 2005

El área de la malla de extracción de niebla se determina con la ecuación [6]:

$$A_M = \frac{Q_G}{V_t} \quad [6]$$

Donde:

A_M : área de la malla del separador en (ft²)

Q_G : caudal de gas por segundo en (ft³ / s)

La longitud del separador se determina con la consideración que el tiempo que tarda en salir el gas del separador, es el mismo que tiene la gota líquida en sepa-

rarse del gas, para esto se utiliza la ecuación [7] (GPSA, 2004).

$$L_{SEP} = \frac{4Q_G}{\pi V_t D_{SEP}} \quad [7]$$

Donde:

L_{SEP} : longitud del separador en (ft)

D_{SEP} : diámetro del separador en (ft)

Separación de agua y condensado: El gas natural de producción se encuentra asociado con agua e hidrocarburos condensables como el etano e hidrocarburos más pesados, por lo que es indispensable separar estas fases para evitar problemas en el transporte y uso del gas. Por lo tanto la remoción de agua y condensado se realiza por las siguientes razones (Hashim y Al-Shorachi, 2007; Chhetri e Islam, 2008):

- El agua se puede combinar con gases de bajo peso molecular, originándose los hidratos sólidos, los cuales ocasionan taponamientos en las líneas de flujo y accesorios como válvulas.
- Cumplir con requerimientos de empresas de transporte de gas con respecto de tener un punto de rocío de agua y de gas específicos, con el fin de evitar cambios de fase durante el proceso y así evitar problemas de operación.

Los hidratos se forman principalmente por dos causas que son: el gas se encuentra a condiciones de presión y temperatura adecuadas para el apareamiento de estos compuestos; y la otra se da cuando el gas está por debajo de la temperatura de rocío del agua y existe agua libre en su composición. Por lo que para una presión dada existe una temperatura que por debajo de la cual hay la formación de hidratos, y por encima de esta no se crean; en términos generales se tiene que la presión del gas es directamente proporcional a la temperatura de formación de hidratos. Estos hidratos se pueden prevenir con los siguientes métodos (Arnold y Stewart, 1999):

- Remover el vapor de agua del gas, para evitar que el gas se encuentre saturado y pueda así condensar el vapor.
- Suministrar calor al gas, para asegurar que la temperatura del gas está por encima de la temperatura de aparición de hidratos.
- Disminuir la temperatura de formación de hidratos, mediante la adición de inhibidores químicos como metanol, etilen glicol o dietilen glicol.
- Optimizar condiciones operativas como reducir las caídas de presión en el proceso para evitar enfriamiento en el gas debido a expansiones.

Existen algunos métodos de separación de las fases líquida – gaseosa, entre los principales se tiene la adsorción y la absorción (Guo y Ghalambor, 2005):

- Adsorción: Es un fenómeno de superficie donde el vapor de agua del gas se adhiere a la superficie del desecante sólido, como sílice, alúmina y ciertos silicatos. Este proceso presenta alta eficiencia debido a su gran capacidad de secado.
- Absorción: La absorción utiliza un desecante higroscópico que absorbe el vapor de agua del gas. El tratamiento se realiza en torres empacadas o provistas de bandejas, donde se tiene glicoles que sirven de desecantes, entre los cuales hay el etilen glicol (EG), trietilen glicol (TEG), y tetraetilen glicol.

Para poder seleccionar el desecante líquido adecuado, este debe cumplir ciertas características como:

- Alta higroscopicidad y alto punto de ebullición.
- Bajos valores de: presión de vapor, solubilidad y viscosidad.
- Alta estabilidad a la descomposición química y calórica.
- Debe ser económico y de fácil acceso a compra.

En los procesos de absorción se recomienda usar al TEG por cuanto presenta una menor pérdida al arrastre, absorbe mayor cantidad de vapor de agua y el proceso de regeneración a altas concentraciones es más fácil en comparación a

los otros glicoles. En cambio cuando se trabaja con grandes volúmenes de gas a altas presiones se aconseja usar los desecantes sólidos (Ghandhidasan, 2010; Chhetri e Islam, 2008).

Separación de compuestos ácidos: Compuestos como sulfuro de hidrógeno (H_2S), sulfuro de carbonilo (COS), mercaptanos (RSH), dióxido de carbono (CO_2) y disulfuros (CS_2) en ocasiones están presentes en el gas, por lo que es importante eliminarlos por razones de: seguridad, prevención de corrosión, especificaciones del gas, requisitos de normativas ambientales. Existen algunos métodos para remover estos compuestos como (Chhetri e Islam, 2008; Arnold y Stewart, 1999):

- Poner en contacto al gas con una solución alcanoamina como monoetanolamina (MEA) o dietanol amina (DEA) en un absorbedor, para que estas soluciones absorban el CO_2 y el H_2S . Las reacciones químicas que se dan en el proceso de absorción de H_2S son la [8] y la [9], y en cambio la absorción del CO_2 se muestra en la reacción [10]:

Para el H_2S :



Para el CO_2 :



- Absorción de H_2S a través de un lecho sólido como la esponja de hierro (Fe_2O_3). Este proceso se utiliza cuando se tiene concentraciones menores a 300 ppm de H_2S y se opera a presiones entre 50 y 500 psiag y a temperaturas menores a 110 °F. La reacción [11] muestra la absorción del H_2S con óxido de hierro (Fe_2O_3):



- Uso de tamices moleculares sintéticos como las zeolitas cristalinas, las cuales atrapan a las moléculas de H_2S y H_2O en sus sitios activos. Las zeolitas son regeneradas con el gas a temperaturas entre $300^\circ F$ y $400^\circ F$.
- Absorción de COS , CO_2 , H_2O e hidrocarburos pesados (C_3+) mediante carbonato de propileno, donde se deshidrata y desulfuriza al gas.
- Absorción de COS , CS_2 , H_2S y RSH mediante una solución de hidróxido de sodio ($NaOH$) en un proceso en contracorriente. El proceso de absorción de H_2S y CO_2 se muestran en las reacciones [12] y [13] respectivamente. Algunos métodos de procesamiento de gas natural se muestra en la Figura 1.10 (Chhetri e Islam, 2008).

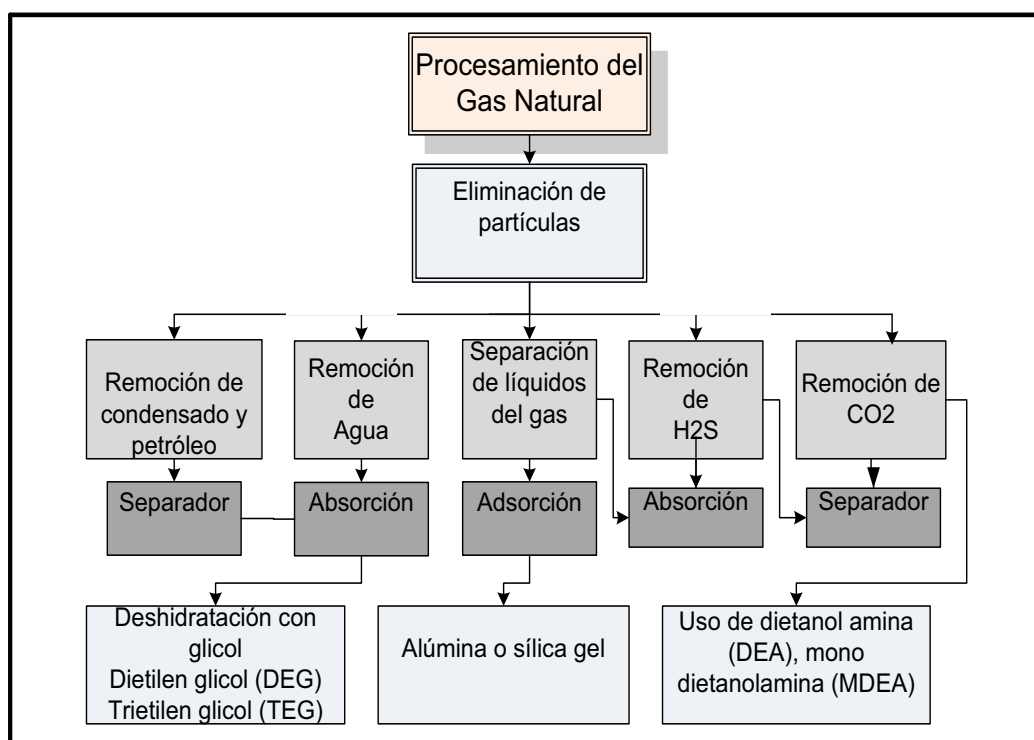


Figura 1.10 Métodos de procesamiento de gas natural
(Chhetri e Islam, 2008)

1.2.3.2 Compresión

Los sistemas de estaciones de compresión se utilizan cuando no existe la suficiente energía potencial para el transporte del gas natural. Así también cuando se requiere licuar al gas, por cuanto es más económico y eficiente transportar al gas en estado licuado que en su forma gaseosa, ya que su volumen disminuye aproximadamente en 600 veces con relación a la forma gaseosa. Para obtener en estado líquido a toda la mezcla se debe alcanzar una temperatura de $-162,0\text{ }^{\circ}\text{C}$ (Guo y Ghalambor 2005; Arnold y Stewart, 1999; Ristic, 2009).

Evaluación del trabajo de compresión: Para evaluar el trabajo de compresión se utiliza el diagrama presión vs entalpía, donde se determina las entalpías en las condiciones de entrada y salida. Por otro lado otra forma de evaluar el trabajo (W) que realiza un sistema en ir desde una presión P_1 hasta una P_2 se lo hace por medio de la ecuación [14] (GPSA, 2004):

$$W = \int_{P_1}^{P_2} v dP \quad [14]$$

Donde:

W : trabajo realizado por un sistema en (Btu)

v : volumen a comprimir de gas en (ft^3)

dP : diferencial de presión

Así también cuando se evalúa un trabajo de compresión hay que caracterizar el camino termodinámico que sigue el sistema, por lo que puede tratarse de:

- Camino isotérmico: En este la temperatura permanece constante y el valor del exponente n es igual a la unidad por lo que se tiene PV^n . Este requiere menor trabajo de compresión, ya que el área bajo la curva presión vs volumen es menor que los otros caminos, como se ve en la Figura 1.11.
- Camino isoentrópico reversible: En este proceso no existe calor ganado ni perdido y la entropía es constante. Aquí aparece el término k que relaciona

las capacidades caloríficas a presión y a volumen constante, por tanto el cálculo del trabajo se reduce a PV^k .

- Camino politrópico reversible: Se consideran todos los cambios que sufre el gas durante la compresión, por lo que se acerca al camino real. En general los procesos de compresión siguen el camino politrópico acercándose al isoentrópico, como se puede observar en la Figura 1.11.

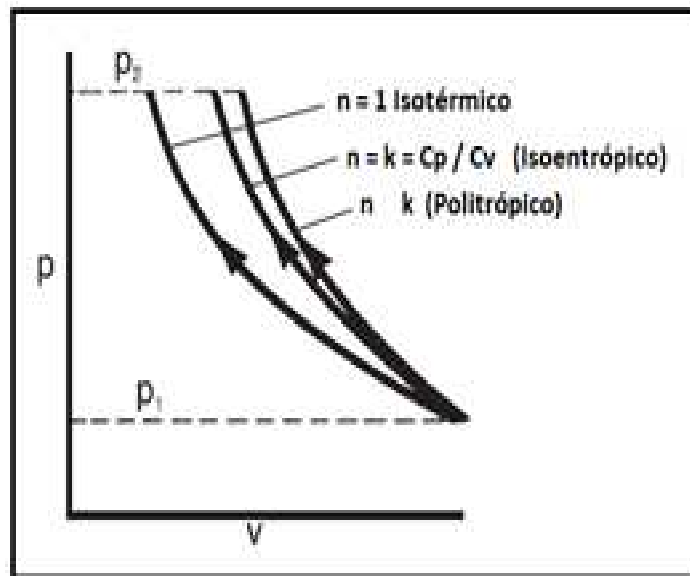


Figura 1.11 Curvas de compresión
(GPSA, 2004)

Al efectuar la compresión la temperatura del gas aumenta por lo tanto es necesario la instalación de enfriadores luego del proceso, para que no exista riesgo de explosiones y evitar el consumo innecesario de potencia por parte del equipo. La temperatura de salida post compresión y la potencia requerida por el compresor se determinan con las expresiones [15], [16] y [17] respectivamente (Guo y Ghalambor 2005; Arnold y Stewart, 1999):

$$\Delta T_{actual} = \frac{T_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]}{n_{is}} \quad [15]$$

$$T_2 = T_1 + \Delta T_{actual} \quad [16]$$

Donde:

ΔT : incremento de temperatura por compresión en ($^{\circ}R$)

T_1 : temperatura del gas al ingreso al compresor en ($^{\circ}R$)

T_2 : temperatura del gas a la salida del compresor en ($^{\circ}R$)

P_1 : presión del gas al ingreso al compresor en (psia)

P_2 : presión del gas a la salida del compresor en (psia)

η_{is} : eficiencia de compresión

$$BHP = 3,03 \cdot Z \cdot \left(\frac{Q_{gd} T_1}{E} \right) \left(\frac{k}{k-1} \right) \left(\frac{P_S}{T_S} \right) \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \quad [17]$$

Donde:

BHP: potencia del compresor al freno (brake horse power) en (hp)

P_S : presión del gas en condiciones estándar en (hp)

T_S : temperatura del gas en condiciones estándar en ($^{\circ}R$)

Q_{Gd} : caudal de gas por día en (ft^3/d)

k : exponente isoentrópico es el cociente entre C_p y C_v (adimensional)

Z : factor de compresibilidad del gas (adimensional)

E : eficiencia de compresión

Clasificación de los compresores: En la Figura 1.12 se muestra la clasificación de los compresores (GPSA, 2004).

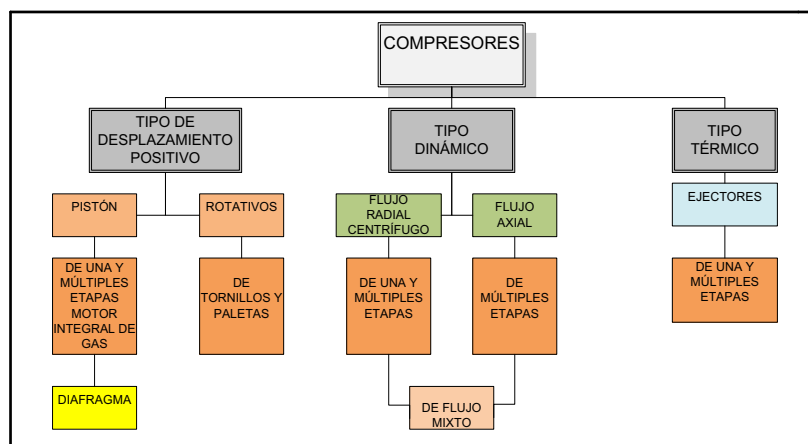


Figura 1.12 Clasificación de los compresores (GPSA, 2004)

Compresores de desplazamiento positivo: Estos compresores reducen el volumen del gas por lo tanto incrementa la presión del gas. Es el caso de los compresores alternativos o de pistón y rotativos.

- **Compresor de Pistón:** Manejan volúmenes de hasta 30 000 ft³/min y presiones de descarga de hasta 30 000 psiag. Las relaciones de compresión a usar dependen de la temperatura de descarga del gas, ya que es aconsejable tener temperaturas menores a 300 °F en la salida del compresor, sobre todo cuando hay la presencia de oxígeno en el gas ya que pueden existir problemas de explosión. El principio de funcionamiento del compresor radica en el trabajo que realizan uno o varios pistones que desplazan el gas en cilindros, con lo cual provocan la compresión del gas, como se aprecia en la Figura 1.13 (Arnold y Stewart, 1999; GPSA, 2004).

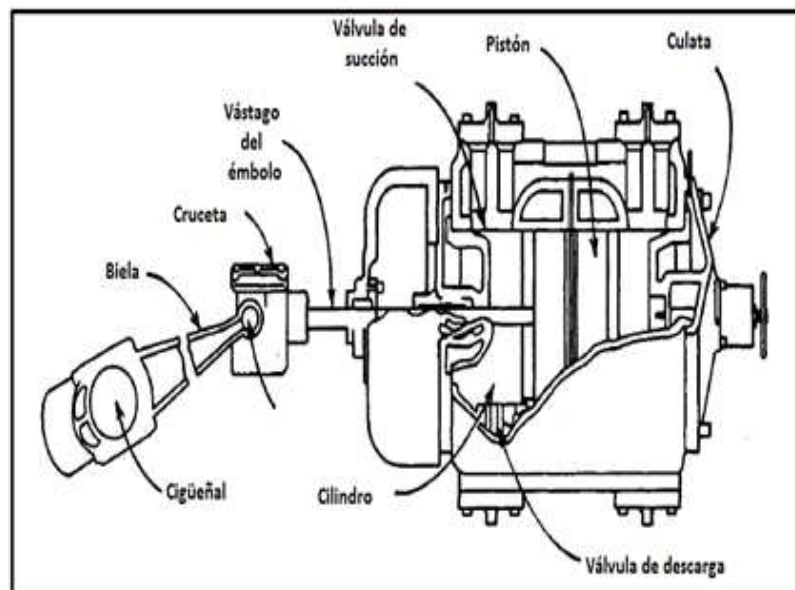


Figura 1.13 Compresor de pistón
(Guo y Ghalambor, 2005)

- **Compresor Rotativo:** El compresor rotativo generalmente usa de 8 a 20 paletas, las cuáles se deslizan hacia dentro y fuera de un eje de rotación de tal manera que el volumen de gas que se encuentra entre dos capas adyacentes se reduce y así se aumenta la presión. Las presiones de descarga son de hasta 200 psia, y son usadas en requerimientos de vacío (Arnold y Stewart, 1999).

- **Compresor de Tornillo:** Este tipo de compresor utiliza dos rotores (macho y hembra), los cuales giran o rotan alternativamente, es decir la rotación del lóbulo hembra genera un vacío, con lo cual succiona al gas y en cambio la rotación del lóbulo macho comprime al gas. El compresor de tornillo trabaja con flujos desde 180 hasta 35 000 ft³/min, y presiones de descarga de hasta 580 psiag. En la Figura 1.14 se muestra las partes del compresor (GPSA, 2004).

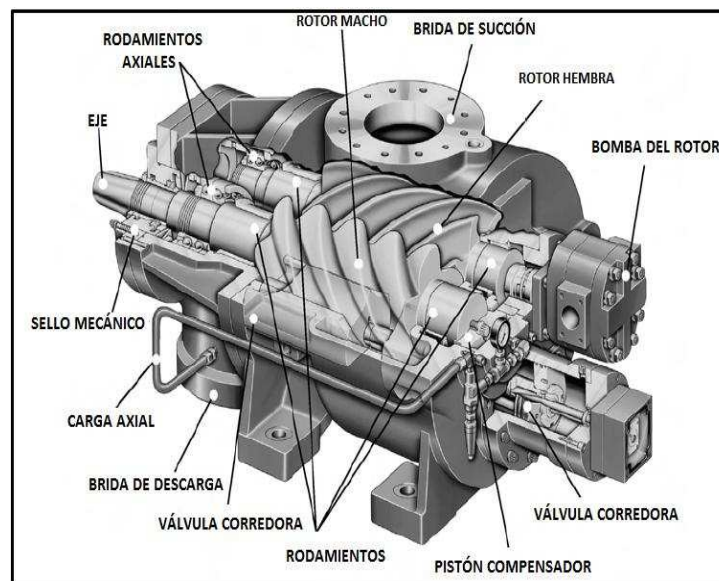


Figura 1.14 Compresor de tornillo
(GPSA, 2004)

Compresores de tipo dinámico: Los compresores de tipo dinámico convierten la energía cinética en presión estática por medio de un difusor, es el caso del compresor centrífugo y axial que a continuación se describen (Guo y Ghalambor, 2005):

- **Compresor Centrífugo:** Un impulsor realiza el trabajo sobre el gas. A diferencia de los compresores de desplazamiento positivo, este compresor puede trabajar con altos volúmenes de gas pero las relaciones de compresión son bajas, por ejemplo maneja volúmenes mayores a 100 000 ft³/min de gas y presiones de descarga de hasta 100 psiag.
- **Compresor de Flujo Axial:** El fluido a comprimir se dirige de forma axial a través del equipo, donde a través de cuchillas fijas se transfiere la energía

del rotor al gas, lo que provoca un aumento en la presión. Este tipo de compresor puede tener presiones de descarga de hasta 500 psiag con caudales de fluido de hasta 400 000 ft³/min.

Compresores de tipo térmico: Se tiene al eyector dentro de estos compresores.

- **Eyectores:** Este tipo de compresor es un tipo de boquilla larga donde la energía de presión es convertida a energía cinética y así se tiene una mayor presión en la zona de descarga en relación a la entrada. Estas máquinas se usan generalmente para aplicaciones de vacío (GPSA, 2004).

1.2.3.3 Enfriamiento

En el procesamiento del gas natural se utilizan intercambiadores de calor como: de tubos y coraza, de placas, tubos concéntricos, aerofriadores; con el fin de disminuir la temperatura del gas, para que condensen hidrocarburos pesados como: butanos, pentanos y hexanos, y así poder removerlos de la corriente gaseosa (Ghandidasan, 2010).

Diseño térmico: Por lo general los datos necesarios en el diseño térmico son: propiedades físicas del gas a enfriar como: capacidad calorífica (Cp), viscosidad (μ), constante de conductividad térmica (k); así también datos de flujo, presión, temperaturas de entrada y salida de los fluidos caliente y frío, y carga calórica a remover del gas. En la ecuación [18] se muestra el coeficiente global de transferencia de calor (Arnold y Stewart, 1999; GPSA, 2004):

$$U = \frac{Q}{A_t \cdot LMTD} \quad [18]$$

Donde:

U: coeficiente global de transferencia de calor en (Btu / h ft² °F)

Q: flujo de calor en (Btu / h)

A_t : área de transferencia de calor en ft^2

LMTD: diferencia de temperatura media logarítmica en ($^{\circ}\text{F}$)

El coeficiente global de transferencia de calor representa el inverso de todas las resistencias a la transferencia como son las resistencias al: ensuciamiento, a la película de los fluidos, al material de los tubos y coraza. En la ecuación [19] se ilustra el coeficiente total de transferencia de calor (GPSA, 2004).

$$U = \frac{1}{r_i \left(\frac{A_0}{A_i} \right) + r_o + r_w + r_{fo} + r_{fi} \left(\frac{A_0}{A_i} \right)} \quad [19]$$

Donde:

r_i : resistencia a la transferencia de calor interno por el lado de los tubos en ($\text{h ft}^2 \text{ } ^{\circ}\text{F} / \text{Btu}$)

r_o : resistencia a la transferencia de calor externo por el lado de los tubos en ($\text{h ft}^2 \text{ } ^{\circ}\text{F} / \text{Btu}$)

r_w : resistencia a la transferencia de calor por el material del tubo en ($\text{h ft}^2 \text{ } ^{\circ}\text{F} / \text{Btu}$)

r_{fo} : resistencia a la transferencia de calor por ensuciamiento por el lado de la coraza ($\text{h ft}^2 \text{ } ^{\circ}\text{F} / \text{Btu}$)

r_{fi} : resistencia a la transferencia de calor por ensuciamiento por el lado de los tubos en ($\text{h ft}^2 \text{ } ^{\circ}\text{F} / \text{Btu}$)

Tipos de Intercambiadores de Calor: Existen una gran variedad de intercambiadores de calor que pueden utilizarse. Según los requerimientos de diseño existirán diferencias en el tipo de: materiales de construcción, accesorios internos a usar, tipo de área de transferencia y geometría de la configuración de flujo, como: flujo paralelo, en contracorriente, una sola corriente, flujo cruzado, contraflujo cruzado (Mills, 1995). Los siguientes son algunos tipos de intercambiadores de calor:

Aeroenfriador: El aeroenfriador es un ventilador que usa el aire ambiental para

disminuir la temperatura de un fluido a una temperatura cercana a la del medio ambiente. Los accesorios de un aroenfriador son: el ventilador, banco de tubos, reductores de velocidad y la estructura de soporte. Según la ubicación del banco de tubos el aroenfriador puede ser de tiro forzado o inducido, en el primero el banco de tubos se encuentra a la descarga del ventilador y en el otro caso está en la zona de succión del aire por parte del ventilador, como se muestra en la Figura 1.15 (GPSA, 2004; Arnold y Stewart, 1999).

- **Aroenfriador de tiro forzado:** Estos equipos requieren menor potencia, presentan mayores facilidades para mantenimiento y por otro lado los tubos están expuestos a la intemperie. Este tipo de aroenfriadores se usan cuando el fluido caliente tiene temperaturas mayores a los 350 °F (GPSA, 2004).
- **Aroenfriador de tiro inducido:** Consume mayor potencia que el aroenfriador de tiro forzado. Por razones de seguridad la temperatura del aire efluente está limitada a 200 °F (GPSA, 2004).

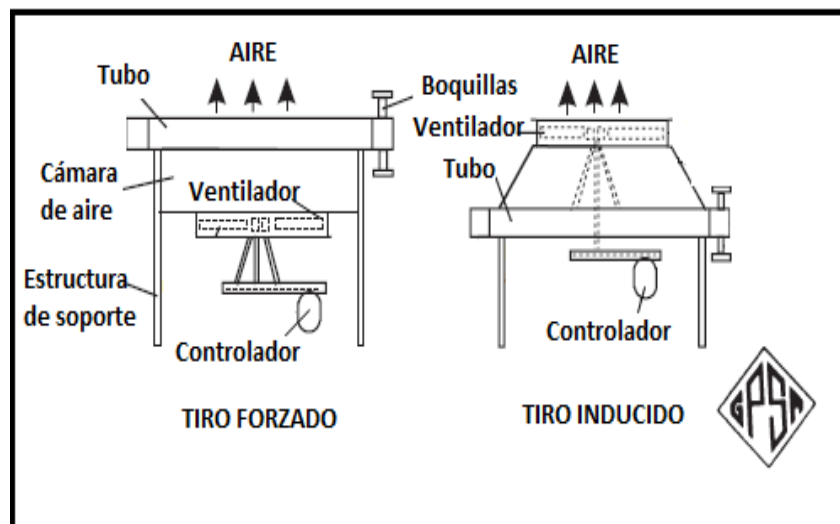


Figura 1.15 Tipos de aroenfriadores
(GPSA, 2004)

Diseño de aroenfriadores: El diámetro de estos equipos por lo general es de 14 a 16 ft de diámetro, con motores eléctricos de gas o turboexpansores. La longitud de los tubos está en el rango de 6 a 50 ft con diámetros de 5/8 a 3/2 in (pulgadas).

A continuación se describe los pasos para dimensionar el equipo (Arnold y Stewart, 1999; GPSA, 2004):

- Seleccionar un coeficiente de transferencia de calor de bibliografía. Para este trabajo se utiliza el coeficiente U_x del GPSA (2004), el cuál es función del tipo de fluido y de la presión a la que se encuentre este.
- Determinar la temperatura del aire ambiental a usar en los cálculos, por lo general es la que prevalece la mayor parte del tiempo y constituye la temperatura de bulbo seco.
- Establecer un valor aproximado del aumento de temperatura del aire, ya que la cantidad de aire a usar en el aerofriador no es fija, y por lo tanto la temperatura del aire de salida es desconocida.
- Calcular el CMTD (Diferencia de temperatura media corregida) que es función del tipo de configuración de flujo del intercambiador.
- Dimensionar los tubos y ventiladores con las respectivas ecuaciones de diseño.

Intercambiador de calor de tubos y coraza: Los equipos de transferencia de calor que se usan en la industria del gas natural son: tubos y coraza, tubos concéntricos, y de placas. Los de tubos y coraza se utilizan cuando se necesitan grandes superficies de transferencia de calor (Kern, 1999; Arnold y Stewart, 1999).

El intercambiador de tubos y coraza sirve para aplicaciones líquido-líquido, vapor-líquido y vapor-vapor. En la Figura 1.16 se muestra las partes de este equipo (Arnold y Stewart, 1999; GPSA, 2004).

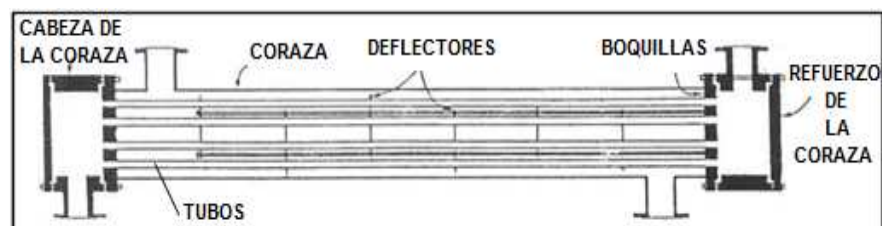


Figura 1.16 Intercambiador de calor de tubos y coraza
(Arnold y Stewart, 1999)

En la Tabla 1.4 se indican las expresiones usadas para caídas de presión y resistencias a la transferencia de calor en intercambiadores.

Tabla 1.4 Expresiones usadas para caídas de presión y resistencias a la transferencia de calor en intercambiadores

Variable *	Régimen del flujo	$r_2 = (f).(r_1)**$		$\Delta P_2 = (f)(\Delta P_1)**$	
		Coraza	Tubo	Coraza	Tubo
Viscosidad	Turbulento	$(u_2 / u_1)^{0,27}$	$(u_2 / u_1)^{0,47}$	$(u_2 / u_1)^{0,15}$	$(u_2 / u_1)^{0,2}$
Viscosidad-corrección pared	Laminar		$\left[\frac{u_2}{u_1} \cdot \frac{u_{w2}}{u_{w1}} \right]^{0,14}$		(u_2 / u_1)
Conductividad térmica	Turbulento o laminar	$(k_1 / k_2)^{0,67}$	$(k_1 / k_2)^{0,67}$		
Capacidad calorífica	Turbulento o laminar	$(C_{p1} / C_{p2})^{0,33}$	$(C_{p1} / C_{p2})^{0,33}$		
Velocidad másica	Turbulento	$(G_1 / G_2)^{0,6}$	$(G_1 / G_2)^{0,8}$	$(G_2 / G_1)^{1,85}$	$(G_2 / G_1)^{1,8}$
Velocidad másica	Laminar		$(G_1 / G_2)^{0,33}$		(G_2 / G_1)
Densidad	Turbulento o laminar			(ρ_1 / ρ_2)	(ρ_1 / ρ_2)
Diámetro del tubo	Turbulento	$(D_{o2} / D_{o1})^{0,4}$	$(D_{i2} / D_{i1})^{0,2}$	$(D_{o1} / D_{o2})^{0,15}$	$(D_{i1} / D_{i2})^{1,2}$
Diámetro del tubo	Laminar		$(D_{i2} / D_{i1})^{0,33}$		$(D_{i1} / D_{i2})^2$
Longitud del tubo	Laminar		$(L_2 / L_1)^{0,33}$		
Pasos por el tubo	Turbulento				(N_{p2} / N_{p1})
Número de espacios de deflectores	Turbulento o laminar			(SP_2 / SP_1)	
Número de tubos cruzados ***	Turbulento o laminar			(RC_2 / RC_1)	

*Usar unidades consistentes para cada una de las variables.

** f es la relación entre el nuevo y el antiguo valor. f es el producto de las fs.

*** Número de filas de tubos expuestas a cruce de flujo.

Sistemas de refrigeración: En la industria del gas natural se utilizan equipos de refrigeración para separar agua e hidrocarburos pesados o condensables, para así lograr obtener mayor volumen de líquidos separados que los que podría obtenerse al trabajar a temperaturas ambientales. Como ejemplos de aplicación de sistemas de refrigeración se tiene: licuefacción del gas natural, separación de nitrógeno del gas, extracción de helio, obtención de gas licuado de petróleo (LPG), control del punto de rocío de hidrocarburos (Guo y Ghalambor, 2005; Katz *et al.*, 1959).

Una unidad de refrigeración consiste en: un separador de baja temperatura, equipos de transferencia de calor, equipos reductores de presión, y el fluido refrigerante que para el caso del procesamiento de gas natural se puede usar etano o propano, los que se seleccionan según requerimientos de: temperatura, costos, consideraciones ambientales, y experiencia en el manejo. Por ejemplo el propano puede enfriar hasta $-40\text{ }^{\circ}\text{F}$, cuando se requiere temperaturas del gas natural bajas, pero se debe considerar las resistencias de las tuberías y equipos con que se trabaje (GPSA, 2004; Arnold y Stewart, 1999).

Refrigeración Mecánica: El sistema de refrigeración mecánica consiste en un circuito cerrado que comprenden 4 subprocesos, mediante los cuales se efectúa el enfriamiento del gas natural a través de un refrigerante. Estos procesos son: expansión (A-B), evaporación (B-C), compresión (C-D) y condensación (D-A); los cuáles se los representan en las Figuras 1.17 y 1.18 que corresponden a diagramas presión vs entalpía (GPSA, 2004).

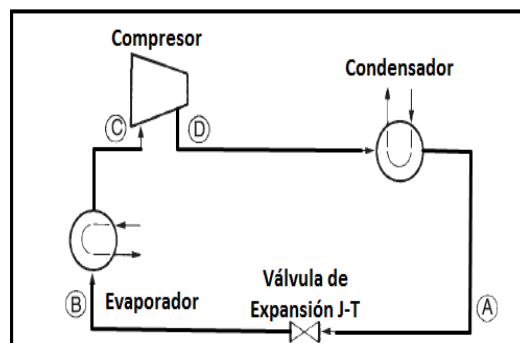


Figura 1.17 Diagrama de flujo del proceso de refrigeración (GPSA, 2004)

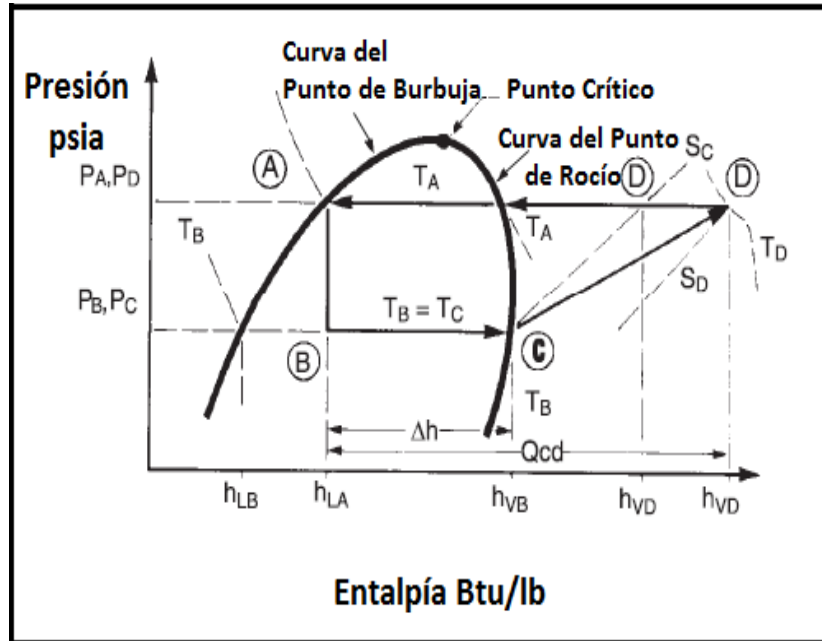


Figura 1.18 Diagrama presión vs entalpía
(GPSA, 2004)

- **Proceso de Expansión (A-B):** Este proceso es isoentálpico, donde el propano ingresa a la válvula como líquido saturado (punto de burbuja) a la presión de saturación (P_A), y sale como una mezcla líquido vapor a la presión (P_B). La cantidad de vapor que se forma en la expansión con una entalpía h_{VB} es $(1-x)$; donde x es la fracción líquida a la P_B con una entalpía h_{LB} . El balance de calor en la formación del líquido se determina con la ecuación [20]:

$$xh_{LB} + (1-x)h_{VB} = h_{LA} \quad [20]$$

Donde:

x : fracción molar de la fase líquida

h_{LB} : entalpía del líquido saturado en el punto B en (Btu/lb)

h_{VB} : entalpía del vapor saturado en el punto B en (Btu/lb)

h_{LA} : entalpía del líquido saturado en el punto A en (Btu/lb)

- **Proceso de Evaporación (B-C):** El enfriamiento del gas natural se debe a la evaporación de la fracción líquida del refrigerante a presión y temperatura constante.

El efecto de refrigeración y la cantidad de refrigerante a usar se determinan con las ecuaciones [21] y [22]:

$$\text{Efecto refrigerante} = x(h_{VB} - h_{LB}) = (h_{VB} - h_{LA}) \quad [21]$$

$$m_{ref} = \frac{Q_{ref}}{(h_{VB} - h_{LA})} \quad [22]$$

Donde:

m_{ref} : cantidad de refrigerante en (lb / h)

Q_{ref} : flujo calórico de refrigeración en (Btu / h)

- **Proceso de Compresión (C-D):** Los vapores de la evaporación son comprimidos isoentrópicamente hasta llegar a la presión P_A a lo largo de la línea A-B. El trabajo ideal de compresión W_i se lo define con la ecuación [23]:

$$W_i = m_{ref}(h_{VD} - h_{VB}) \quad [23]$$

Donde:

W_i : trabajo ideal isoentrópico de compresión en (hp)

h_{VD} : entalpía del vapor sobrecalentado en el punto D en (Btu/lb)

- **Proceso de Condensación (D-A):** Producto de la compresión el refrigerante sale sobrecalentado punto D, por ello se lo enfría con agua, aire o algún otro refrigerante.

Para llegar al punto A que corresponde al estado de líquido saturado, se debe remover todo el calor y trabajo ganado en los procesos de evaporación y compresión. El calor de condensación se lo calcula con la expresión [24]:

$$Q_{D-A} = m_{ref}[(h_{VB} - h_{LA}) + (h_{VD} - h_{VB})] \quad [24]$$

Donde:

Q_{D-A} : calor removido desde el punto D al A en el diagrama presión vs entalpía en (Btu / h)

h_{VD} : entalpía del vapor sobrecalentado en el punto D en (Btu/lb)

h_{VB} : entalpía del vapor saturado en el punto B en (Btu/lb)

h_{LA} : entalpía del líquido saturado en el punto A en (Btu/lb)

1.2.4 APLICACIONES DEL GAS NATURAL

Estudios de exploración indican que el gas natural es más abundante que el petróleo y representa un combustible más limpio en relación a los otros combustibles fósiles, ya que su combustión genera menores emisiones de carbono a la atmósfera, por lo que el uso de gas natural a nivel mundial se ha incrementado, y los países usan cada vez en mayor proporción el gas para diferentes aplicaciones como (Mokhatab, 2010; Balat, 2009):

- Generación de electricidad: La generación de electricidad por medio de la combustión del gas es una de las principales aplicaciones, por ejemplo la generación aumentó de 740 a 3 419 Teravatios-hora del año 1973 al 2 005
- Uso en el hogar como: calentamiento de agua, combustible de cocinas.
- Combustible de vehículos: El uso de gas natural de vehículos (GNV) puede disminuir emisiones de óxidos de nitrógeno, material particulado y contaminantes cancerígenos. En la Figura 1.19 se puede apreciar la distribución de los usos del gas a nivel mundial.

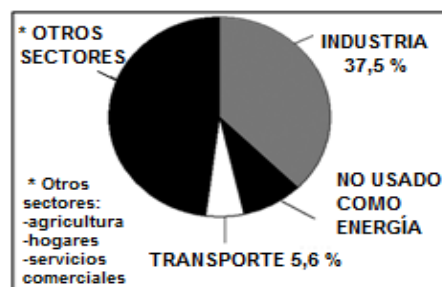


Figura 1.19 Consumo del gas natural por sectores a nivel mundial en el año 2004 (Balat, 2009)

1.3 GENERACIÓN ELÉCTRICA MEDIANTE EL USO DE GAS NATURAL

El uso de gas natural como combustible de generadores de electricidad ha crecido en más del 50,0 % entre los años de 1 996 y 2 005 a nivel mundial, debido a que existen las facilidades en la construcción de las plantas generadoras y así también hay una predisposición por parte de los gobiernos para proveer de permisos de operación de estas plantas. Después del uso del carbón, el gas natural es la fuente de generación de electricidad con amplio crecimiento a nivel mundial como se aprecia en la Figura 1.20 (Balat, 2009).

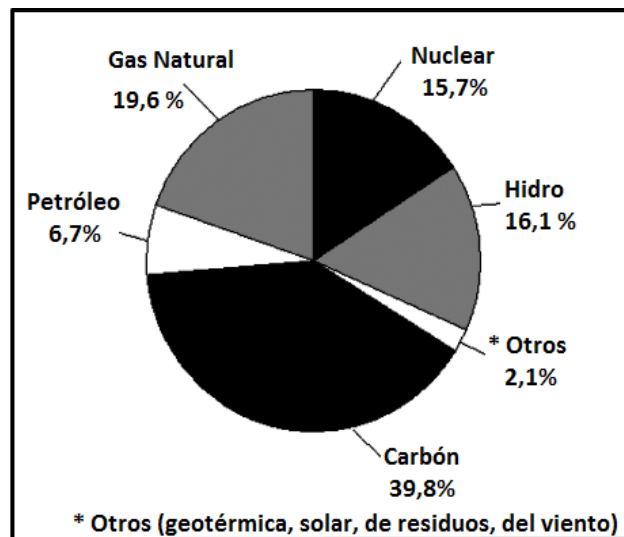


Figura 1.20 Generación de electricidad global
(Balat, 2009)

1.3.1 MOTORES DE COMBUSTIÓN INTERNA

Los motores de combustión interna (MCI) han tenido un gran desarrollo en los últimos 100 años, ya que se usan en la industria del transporte, en plantas de generación eléctrica, en máquinas industriales, etc. Debido a su masivo uso alrededor del mundo, los gobiernos cada vez buscan que estos motores sean eficientes tanto en consumo de combustibles y en emisiones de contaminantes a la atmósfera (Martínez *et al.*, 2006).

Los motores de combustión interna y turbinas de gas son utilizados en procesos de generación eléctrica. Los primeros generan potencias entre 100 a 3 500 hp y las turbinas de 1 500 a 75 000 hp. Los MCI para generación pueden trabajar con combustibles gaseosos y líquidos como: basura, madera, gas natural procesado, gas natural de yacimiento, propano, diesel. Sin embargo los motores que funcionan a gas natural presentan mayor eficiencia que al usar un combustible líquido, esto se debe a que un equipo a gas puede trabajar con relaciones de compresión del orden de doce a trece y el otro a nueve. En la Figura 1.21 se muestra un motor de combustión interna para generación de electricidad, que se asemeja a los utilizados en la Central de Producción de Facilidades (CPF) del bloque Mauro Dávalos Cordero (MDC) (División de Motores Waukesha, 2009; Arnold y Stewart, 1999; Villares, 2003).

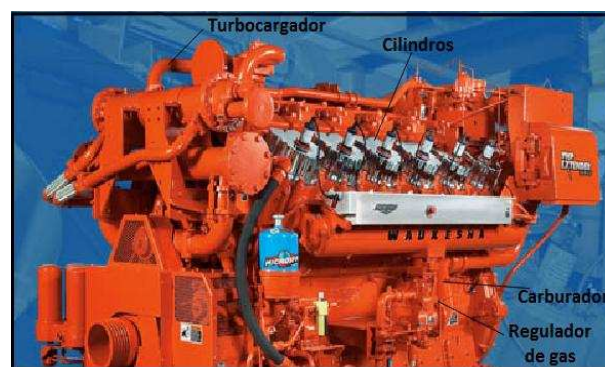


Figura 1.21 Motor de combustión interna de generación de electricidad
(División de Motores Waukesha, 2009)

El funcionamiento de un motor de combustión interna es el siguiente (División de Motores Waukesha, 2009; Arnold y Stewart, 1999):

- Proceso de admisión: El aire y combustible ingresan a los cilindros del motor, donde la cantidad de aire que ingresa se debe determinar de acuerdo al tamaño de la tubería, filtro de aire, etc.; en cambio el combustible se controla al hacer ajustes en el sistema de combustible. Conforme ingresa la carga del motor, la relación aire combustible debe mantenerse constante para una mejor eficiencia del motor en generación de potencia. Por lo general se usa una relación de 0,06 a 0,07 lb de combustible por lb de aire.

- Proceso de compresión: La mezcla aire combustible se comprime y se enciende, producto de esto la presión y la temperatura se incrementa; por lo que es necesario circular agua de refrigeración para disminuir la temperatura del cilindro.
- Combustión del combustible: Este proceso libera energía, transformándose así una fracción de esta en energía mecánica. Una parte de la energía mecánica se usa para contrarrestar efectos de fricción.
- Escape de productos de combustión: Se liberan los compuestos de la combustión como: dióxido de carbono (CO₂), monóxido de carbono (CO), vapor de agua (H₂O), óxidos de nitrógeno (NO_x) a través de chimeneas hacia la atmósfera.

La cantidad de trabajo total o potencia indicada (*ihp*) que puede desarrollar un motor representa la sumatoria tanto del trabajo externo o potencia al freno (*bhp*) por sus siglas en inglés y el trabajo realizado para mantener en operación al motor denominado potencia a la fricción (*fhp*), por lo tanto se tiene la ecuación [25]:

$$ihp = bhp + fhp \quad [25]$$

Donde:

ihp: cantidad de trabajo total o potencia indicada

bhp: trabajo externo o potencia al freno

fhp: potencia a la fricción

1.4 CONTAMINACIÓN DEL AIRE POR GENERADORES DE ELECTRICIDAD

De acuerdo al tipo de combustible que se use se emitirá en mayor proporción un tipo de compuesto de combustión de otro, por ejemplo el uso de un combustible líquido tiende a tener mayores concentraciones de material particulado e hidrocarburos no quemados; por el contrario la combustión de un gas emana al

aire mayores cantidades de óxidos de nitrógeno en relación a la utilización de un combustible líquido (Arnold y Stewart, 1999).

A continuación se enuncian los compuestos emitidos por la combustión en generadores que operan a gas natural.

Dióxido de carbono: El CO_2 es un gas de efecto invernadero, incoloro que es emitido al aire por procesos de combustión completa, donde para que se efectúe esta debe existir la suficiente cantidad de comburente es decir oxígeno, como se aprecia en la relación [26] (De Nevers, 1998):



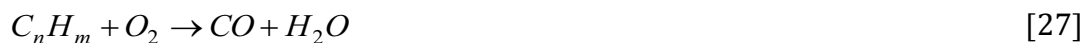
La combustión de gas natural emite aproximadamente la mitad de cantidad de CO_2 por unidad de energía producida que la que emitiría la combustión de carbón y un 25,0 % menos que el petróleo; esto es por cuanto el gas natural tiene en su composición menor cantidad de carbono en relación a los otros dos como se aprecia en la Tabla 1.5 (Balat, 2009; De Nevers, 1998).

Tabla 1.5 Emisiones de dióxido de carbono por tipo de combustible

Tipo de Combustible	Cantidad de CO_2 emitido (Ton / GWh)
Petróleo	600 – 700
Carbón	950 – 1 100
Gas Natural	320 – 370

Karacsonyi, 2010

Monóxido de Carbono: El (CO) es un gas inodoro, incoloro, insípido y tóxico que se produce por procesos de combustión incompleta, es decir cuando existe falta de oxígeno en la cámara de combustión. Su concentración en la atmósfera es de alrededor de 0,1 ppm, por lo que la combustión de este en motores de combustión interna representa la fuente de mayor producción de CO ya que se puede tener emisiones sobre los 100 ppm de CO. En procesos de combustión incompleta se tiene la reacción [27] (Sbarato, 2009):



El CO a concentraciones por debajo de los 100 ppm no produce ningún daño a la vegetación, en cambio en los seres humanos es sumamente tóxico, por ejemplo a 200 ppm durante tres horas causa dolor de cabeza, a 500 ppm por un tiempo de exposición de una hora causa mareos, náuseas y a 750 ppm causa la muerte en una hora y media (Sbarato, 2009; Palate, 2009).

Dióxido de Azufre: El (SO_2) es un gas de la familia de los óxidos de azufre SO_x , que se produce principalmente por la combustión de compuestos que presentan en su composición azufre (S), el cual reacciona con el oxígeno del aire y produce SO_2 .

Este es un gas incoloro no flamable, no explosivo, con sabor ácido picante, y a concentraciones superiores a 3 ppm el olor es acre e irritante, así también es un agente muy reductor y soluble en agua, el cual por una oxidación produce el trióxido de azufre (SO_3) el que puede reaccionar con agua para producir ácido sulfúrico (H_2SO_4), como lo muestran las reacciones [28] y [29] (Palate, 2009; Warner y Wark, 2002).



Los óxidos de azufre tienen un tiempo de residencia de 3 a 4 días en el aire, sin embargo los efectos que causan al medio ambiente son drásticos. Por ejemplo la lluvia ácida que se origina de la reacción del SO_3 con el vapor de agua de las nubes dan origen al H_2SO_4 , que corroe estructuras metálicas, aumenta el grado de acidez de las aguas de los mares, lagos. Por otro lado, con respecto a la salud de las personas se tiene cambios en la función pulmonar a $1\ 000\ \mu\text{g}/\text{m}^3$ con un tiempo de exposición de 10 min, se incrementan los síntomas respiratorios a $250\ \mu\text{g}/\text{m}^3$ durante 24 horas y a $1\ 330\ \mu\text{g}/\text{m}^3$ causa la muerte de 3 a 5 min (Palate, 2009; Sbarato, 2009).

Óxidos de Nitrógeno: Los (NO_x) están conformados por el dióxido de nitrógeno (NO_2), el óxido nítrico (NO), el tetróxido de nitrógeno (N_2O_4), el monóxido de dinitrógeno (N_2O), y otros; pero los que representan importantes contaminantes del aire son el NO y el NO_2 . El dióxido de nitrógeno es un gas café rojizo que junto con el monóxido de nitrógeno son producidos por procesos de combustión, donde el nitrógeno reacciona con el oxígeno en exceso del aire a altas temperaturas. A partir de las reacciones [30] y [31] se forman el NO y el NO_2 (Arnold y Stewart, 1999; Palate, 2009):



En procesos de combustión se forman los óxidos de nitrógeno térmico, inmediatos y del combustible. Los primeros se producen por el calentamiento del oxígeno y el nitrógeno por medio de una llama, en cambio los óxidos inmediatos se forman por la interacción del nitrógeno y el oxígeno con especies del carbono del combustible, y finalmente el óxido de nitrógeno del combustible se forma por la conversión del nitrógeno del combustible en NO_x , como lo muestra la Figura 1.22 (De Nevers, 1998).

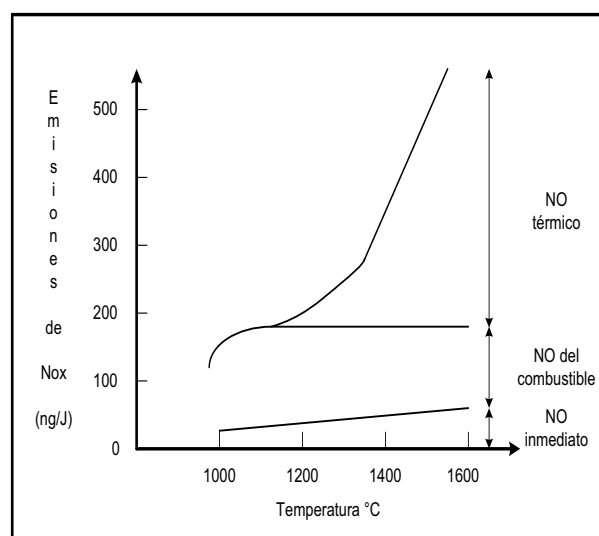


Figura 1.22 Aportaciones de los tres mecanismos del NO en la formación del NO_x totales en la combustión del carbón mineral (De Nevers, 1998)

Cuando un hidrocarburo como por ejemplo el gas natural se quema en la cámara de combustión, la concentración de NO_x formados dependen de la relación aire – combustible (A-C) que ingresa al motor. La Figura 1.23 muestra las tendencias de las emisiones de CO, NO_x e hidrocarburos no combustionados (HNC) según las relaciones (A-C) (Arnold y Stewart, 1999).

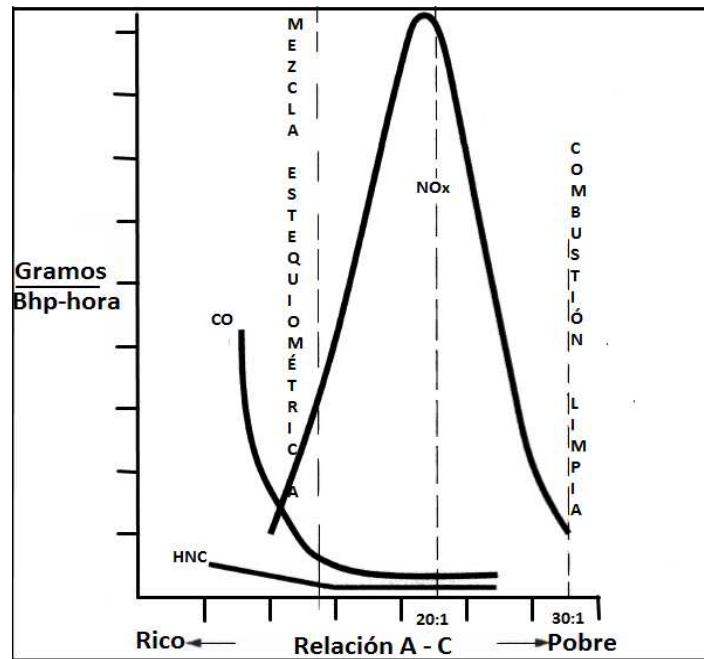


Figura 1.23 Tendencia de las emisiones de CO, hidrocarburos no combustionados (HNC) y NO_x frente a la relación aire – combustible (A-C) para un motor típico (Arnold y Stewart, 1999)

Para un típico motor de combustión interna la relación (A-C) ideal para la mínima formación de los NO_x es treinta a uno; sin embargo, como la cantidad de aire y combustible que ingresa al motor no es uniforme, el aumento de la relación (A-C) puede provocar fallos en el encendido del motor debido a que la mezcla es pobre (poca cantidad de combustible) al ingreso a la bujía (Arnold y Stewart, 1999).

Debido a que la relación de formación del NO_2 con respecto a la del NO es de nueve a uno, se procede a mencionar los efectos que causa solamente el NO_2 a la atmósfera y a la salud los cuales son (De Nevers, 1998):

- Reacciona con el vapor de agua del aire para formar HNO_3 (ácido nítrico) lo que origina la lluvia ácida.

- Absorbe la luz visible a una concentración de 0,25 ppm.
- Irritación al sistema respiratorio de las personas.
- Bronquitis a niños de dos a tres años a concentraciones menores de 0,01 ppm.
- Cuando reacciona con los HNC en presencia de luz solar forman el neblumo fotoquímico.

1.5 NORMATIVA AMBIENTAL VIGENTE

El Texto Unificado de Legislación Secundaria del Ministerio del Ambiente (TULMAS) y el Decreto Ejecutivo 1215 creado en el Gobierno de Gustavo Noboa dan el marco legal de la Normativa Ambiental para las Operaciones Hidrocarburíferas en el Ecuador, posteriormente la Dirección de Protección Ambiental (DINAPA) reforma los límites máximos permisibles de emisiones a la atmósfera, cambios que se publicaron en el Registro Oficial N° 430 del 4 de enero de 2007.

Este reglamento establece parámetros, valores referenciales y límites máximos permisibles de emisiones a la atmósfera producto de procesos en fuentes fijas como: generadores de electricidad que operan a (gas natural, gas licuado de petróleo, diesel, bunker o crudo), hornos, calderos, turbinas, etc. A continuación se enuncian los criterios más importantes del reglamento ambiental para procesos de combustión en motores de combustión interna (Registro Oficial 430, 2007).

1.5.1 LÍMITES MÁXIMOS PERMISIBLES DE EMISIÓN A LA ATMÓSFERA

Se fijan los valores máximos permitidos de emisiones a la atmósfera en motores de combustión interna, de acuerdo al tipo de combustible usado, al 15,0 % de oxígeno de referencia, a condiciones normales de presión y temperatura (presión de 1 atmósfera y temperatura de 0 °C) y en base seca como se muestra en la siguiente Tabla 1.6 (Registro Oficial 430, 2007).

Tabla 1.6 Límites máximos permitidos para emisiones de motores de combustión interna

Contaminante (mg/Nm ³)	Combustible		
	GLP o Gas	Diesel	Bunker o Crudo
Material Particulado (MP)	N.A.	100	150
Óxidos de Carbono (CO)	N.A.	1 500	150
Óxidos de Nitrógeno (NO _x)	1 400	2 000	2 000
Óxidos de Azufre (SO ₂)	30	700	1 500
HAPs	0,1	0,1	0,1
COVs	5	10	10

Registro Oficial 430, 2007

Donde:

mg / Nm³: miligramo de contaminante por metro cúbico de gas seco referido a condiciones normales de presión y temperatura

% O₂: corrección de la concentración del contaminante gaseoso a una dilución constante de oxígeno de referencia (15,0 % O₂ referencia)

HAP_s: hidrocarburos aromáticos policíclicos que corresponde a la fracción de fenantreno, pireno y criseno medidos mediante cromatografía

COV_s: compuestos orgánicos volátiles que corresponde a la fracción de: benceno, etilbenceno, tolueno, y xileno medidos por cromatografía

MP: el material particulado corresponde a la materia sólida como: hollín, óxidos, o cenizas. El método de muestreo es realizado isocinéticamente, es decir la velocidad con la que circula el gas por la chimenea debe ser igual a la velocidad de succión del muestreo

N.A.: no aplica

1.5.2 MÉTODOS DE MUESTREO Y MEDICIÓN DE EMISIONES DE COMBUSTIÓN

A continuación se enuncian los métodos de muestreo para determinar la concen-

tracción de los respectivos gases de chimenea, (Registro Oficial 430, 2007):

- Dióxido de carbono: EPA Método 3, CTM 22.
- Monóxido de carbono: EPA Método 10, CTM 30.
- Dióxido de nitrógeno y monóxido de nitrógeno: EPA Método 7, CTM 30.
- Dióxido de azufre: EPA Método 6.
- VOC: EPA Método 30.
- HAP_S: EPA Método 23, ASTM D 6209.
- Material Particulado: EPA Método 5 para chimeneas de diámetro mayor a 30 cm y Método 1A menores a 30 cm.

El muestreo se lo realiza en chimeneas o en la salida del respectivo ducto con la ayuda de los respectivos equipos como el tren isocinético para cuantificar material particulado y el equipo analizador de gases. Adicionalmente a los parámetros especificados anteriormente se reportarán los valores de oxígeno (% O₂) y temperatura para cada medición. Cabe recalcar que los métodos anteriores no son normalizados por la autoridad ambiental del país que es el Ministerio de Medio Ambiente, sin embargo se ajustan para efectuar los monitoreos. El monitoreo se efectuará cada tres meses en el caso de generadores (Gobierno del Ecuador, 2001).

2. PARTE EXPERIMENTAL

2.1 DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE GAS NATURAL EN MDC

2.1.1 UBICACIÓN Y DESCRIPCIÓN GENERAL

El bloque Mauro Dávalos Cordero (MDC) se encuentra ubicado en la provincia de Orellana, y está conformado por seis locaciones que son: MDC N°: 1, 2, 3, 16, 12, y 13, las cuales disponen de 17 pozos en producción. El crudo de los pozos es enviado a la locación N° 1 denominada Central de Producción de Facilidades (CPF) mediante líneas de transferencia de 6 pulgadas de diámetro, en este se separan las fases líquidas (agua y crudo) de la gaseosa (gas asociado) y posteriormente el petróleo es bombeado a la Estación Sacha por medio de líneas de transferencia de 4 pulgadas y media. Para el año 2007 ENAP SIPEC produjo 16 500 barriles por día, correspondiente a 14 000 barriles de crudo y 2 500 barriles de agua.

Cabe recalcar que las unidades utilizadas en este trabajo de investigación corresponden al sistema inglés e internacional, esto se debe a que ENAP SIPEC utiliza en sus procesos ambos sistemas, por lo que es conveniente expresarlas en las mismas unidades a las que están familiarizados.

2.1.2 FACILIDADES DE SUPERFICIE EN MDC

La Central de Producción de Facilidades de MDC cuenta con una superficie de 13 hectáreas. En esta locación se encuentran:

- Cinco pozos productores identificados como: MDC: 1, 4, 10, 11, 14.
- Cuatro teas para desfogue de gas.
- Manifold para recepción de fluidos.

- Tres tanques para almacenamiento de crudo.
- Dos botas para separación de fluidos.
- Dos separadores de producción y uno de prueba.
- Cuatro bombas de transferencia de crudo.
- Pileta API donde se almacenan líquido.
- Una planta de tratamiento de agua.
- Scrubbers para deshidratar al gas.
- Sistema contra incendios.
- Centro de generación provisto de seis generadores a gas.
- Rack de tuberías y cables para distribución de fluidos y energía.
- Una nave cubierta de químicos de producción con bombas de inyección.
- Una finca integral con sembríos de: yuca, papaya, plátanos, pepino, etc.
- Edificio principal, laboratorio, talleres.

En la Figura 2.1 se aprecia el mapa petrolero ecuatoriano y la ubicación del bloque MDC (ENAP SIPEC ECUADOR, 2009).

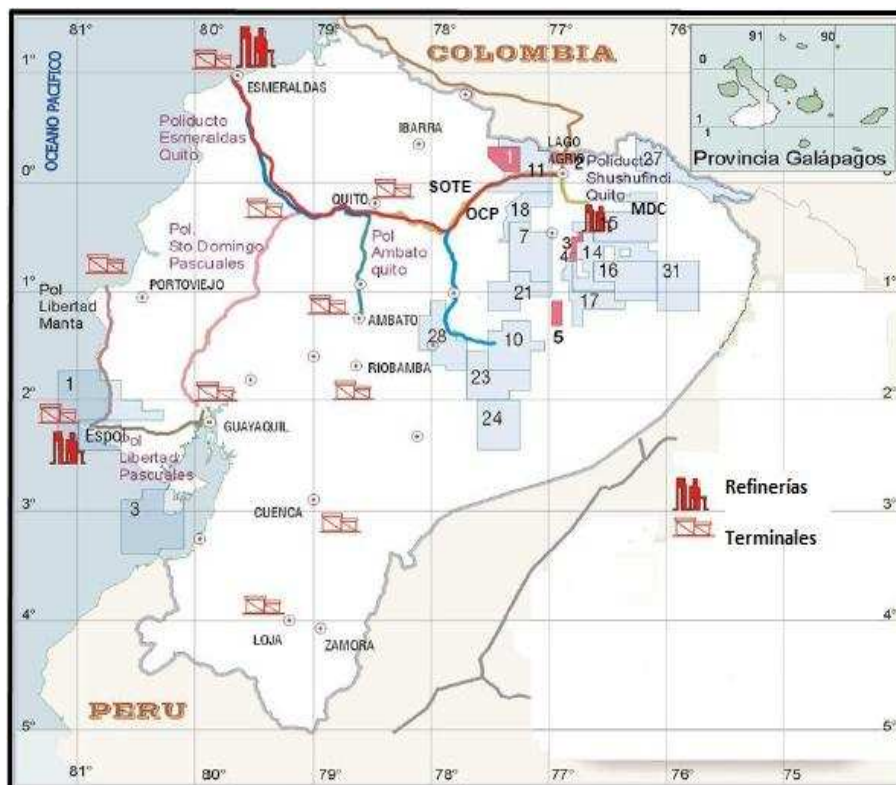


Figura 2.1 Mapa petrolero ecuatoriano
(EP- PETROECUADOR, 2011)

2.1.2.1 Área de Manifold

El área de Manifold corresponde a un conjunto de válvulas de 14 posiciones que sirven para la recepción de fluidos de 17 pozos. El Manifold está provisto de receptor de chanchos en líneas de 4, 6 y 8 pulgadas y representa la primera etapa del proceso de la CPF. En la Figura 2.2 se puede apreciar el área de Manifold.



Figura 2.2 Manifold de MDC

2.1.2.2 Área de separadores

El crudo ingresa a una sección de separación de sus fases líquidas (agua y crudo) y gaseosa (gas natural asociado), mediante tres separadores. Estos equipos son: un separador de prueba, y dos de producción (un bifásico y un trifásico). El bifásico separa dos fases: la líquida que corresponde a la mezcla crudo y agua de la gaseosa; en cambio el trifásico separa tres fases: crudo, gas y agua. La capacidad de los separadores de prueba, bifásico y trifásico son respectivamente: 28, 39, 39 m³ y la presión de operación está en el rango de 20 a 22 psiag, estos equipos se aprecian en la Figura 2.3.



Figura 2.3 Separadores de MDC

2.1.2.3 Área de tanques de almacenamiento

El crudo que sale de cada uno de los separadores, se dirige a los tanques de almacenamiento. En esta área existen 3 tanques, uno corresponde al recipiente de lavado, donde se efectúa la separación de crudo y agua; en cambio en los otros dos se almacena el crudo, que posteriormente se bombeará a la Estación Sacha por medio de bombas de despacho. Cada tanque está provisto de botas de separación, que cumplen la función de separar los gases de venteo que luego se enviarán a las teas. En la Figura 2.4 se aprecia el área de almacenamiento y de lavado.



Figura 2.4 Tanques de lavado y almacenamiento de crudo

2.1.2.4 Sistema de tratamiento de gas

Una fracción del gas que sale de cada uno de los separadores se dirige a la zona de tratamiento de gas, y la otra a las cuatro teas para ser quemado, con el fin de evitar posibles explosiones. Alrededor de $1,2E+06$ ft³/d de gas ingresa a la CPF del bloque MDC, de este valor el 70,0 % se usa como combustible en los generadores, y el 30,0 % se ventea y quema. El tratamiento del gas se realiza de acuerdo al siguiente procedimiento:

- El gas ingresa a un tanque pulmón, el mismo que cumple la función de almacenar gas. Posteriormente el gas entra a un filtro coalescente, donde las gotas se separan de la fase gaseosa en una malla metálica por medio del principio de coalescencia. Luego las fases líquida y gaseosa no separadas ingresan a un scrubber cuya función es remover gas y líquido mediante una placa deflectora donde se produce un cambio de magnitud y dirección del flujo de las fases, para que por el principio de momentum y coalescencia se efectúe la separación. Las capacidades del tanque pulmón es de $2,5$ m³ y del scrubber y filtro coalescente son de 2 m³.
- Luego de que el gas pasa por el scrubber, se dirige a un tanque pulmón de gas y finalmente a los generadores, para servir como combustible. Cabe recalcar que en la zona donde se encuentran los generadores, se encuentra un scrubber adicional.
- Los gases de venteo de los tanques de almacenamiento de crudo y el exceso de gas que no es utilizado como combustible en los generadores, se dirigen a tres recipientes de drenaje de líquidos, los cuáles cumplen la función de separar líquidos del gas y así poder enviar este gas a las teas para ser quemado. Los líquidos recolectados se enviarán a la pileta API, donde serán almacenados.

Todo este tratamiento que se realiza al gas, es con la finalidad de separar agua e hidrocarburos condensables, para que el gas ingrese a los generadores en condiciones más secas. En la Figura 2.5 se aprecia la sección de tratamiento del gas.



Figura 2.5 Sección de tratamiento del gas

2.2 CARACTERIZACIÓN DEL GAS NATURAL, CONDENSADO Y EMISIONES GASEOSAS DE LOS GENERADORES

2.2.1 CARACTERIZACIÓN DEL GAS NATURAL

Para realizar la caracterización del gas, se tomaron muestras en el campo, a continuación se mencionan los muestreos y los análisis efectuados.

2.2.1.1 Muestreo de los gases

Se realizó el muestreo del gas natural en la CPF del bloque MDC, para el efecto se utilizaron cuatro bombonas metálicas (balas) para coleccionar en estas el gas de los separadores: prueba, bifásico y trifásico y del filtro coalescente que se ubica antes de los generadores. Estas bombonas están construidas en acero inoxidable para evitar problemas de corrosión y provistas de dos válvulas en sus extremos, como se puede apreciar en la Figura 2.6.



Figura 2.6 Bombona o bala para muestreo de gases

El muestreo se realizó de la siguiente manera.

- Se acopló un extremo de la bombona al separador o a la sección de ingreso del gas a los generadores.
- Posteriormente se abrieron las dos válvulas durante 10 minutos para lavar la bombona con el gas.
- Finalmente se cerró una válvula, y se abrió la válvula acoplada, para así poder colectar el gas. El tiempo de muestreo fue de 20 minutos.

2.2.1.2 Cromatografía del gas

Se inyectó la muestra de gas al cromatógrafo a las condiciones de muestreo, es decir a una temperatura de 40,0 °C y una presión de 20 psia, para proceder a determinar la composición de los hidrocarburos, nitrógeno, dióxido de carbono, y agua del gas natural. El equipo que se usó fue el cromatógrafo de gases marca Clarus 500, el mismo que usa un gas portador inerte (helio, nitrógeno, etc) para transportar el gas problema o analito a través de la columna que se encuentra dentro de un horno enrollada en forma helicoidal.

Los respectivos analitos o compuestos del gas se separan de acuerdo a sus respectivos puntos de ebullición y finalmente con un detector de conductividad

térmica (TCD) se constató que el gas analito salió de la columna. El análisis cuantitativo y cualitativo de los componentes de la muestra se realizó con base en el tiempo de retención y por medio de la medición de la altura de los picos o integrando las áreas de cada compuesto respectivamente. En el Anexo I se encuentra los resultados de la cromatografía de gas realizada por la E.P.N.

2.2.1.3 Cuantificación de sulfuro de hidrógeno H_2S , sulfuro de carbonilo COS y mercaptanos RSH en el gas natural

Para la determinación de sulfuro de hidrógeno H_2S , sulfuro de carbonilo COS y mercaptanos RSH en el gas natural, se utilizó el método UOP 212-77 detallado en el Anexo II y que se resume a continuación.

- Se colocó 100 mL de hidróxido de potasio KOH al 40,0 % en dos absorbedores, y 20 mL de monoetanolamina al 5,0 % en el tercer absorbedor.
- Se armó el tren de burbujeo, compuesto por: la bombona (contiene el gas), los tres absorbedores, y un medidor de flujo marca Precision Scientific.
- Se burbujeó el gas problema por las soluciones de potasa, luego por la de monoetanolamina y finalmente por el medidor de flujo, el cual registró el volumen y la velocidad de burbujeo, como se muestra en la Figura 2.7.



Figura 2.7 Tren de burbujeo

- Se tituló potenciométricamente la solución de potasa con el fin de determinar la concentración de sulfuro de hidrógeno y mercaptanos en el gas. Una solución de nitrato de plata alcohólico 0,01 N se utilizó como titulante. Previo a la titulación, se mezclaron las soluciones de potasa en un matraz de 250 mL, se agregó 5 mL de hidróxido de amonio 1N, y se aforó con agua destilada.
- Se agregó 100 mL de solvente de titulación ácido a la solución de monoetanolamina.
- Se cuantificó sulfuro de hidrógeno y mercaptanos en las muestras de gas mediante el uso de las ecuaciones [32] y [33] respectivamente.
- Se tituló potenciométricamente la solución de monoetanolamina para determinar sulfuro de carbonilo, y se usó una solución de nitrato de plata alcohólico como titulante. Mediante la ecuación [34] se determinó la concentración de sulfuro de carbonilo. En la Figura 2.8 se constata el titulador potenciométrico automático.

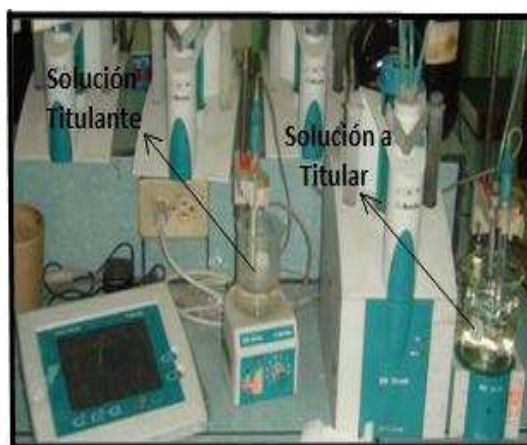


Figura 2.8 Titulador potenciométrico automático

Mediante las ecuaciones [32], [33] y [34], se determinaron los tres compuestos de azufre en el gas natural. En el Anexo III se muestra el ejemplo de cálculo.

- Sulfuro de hidrógeno:

$$C_{H_2S} = \frac{1131 \cdot V_t \cdot N_s \cdot K_s}{1,815 \cdot 0,937 \cdot V_g} \quad [32]$$

- Mercaptanos:

$$C_{RSH} = \frac{1131 \cdot V_t \cdot N_s \cdot K_s}{1,815 \cdot 0,937 \cdot V_g} \quad [33]$$

- Sulfuro de carbonilo:

$$C_{COS} = \frac{565 \cdot V_t \cdot N_s \cdot K_s}{1,815 \cdot 0,937 \cdot V_g} \quad [34]$$

Donde:

V_t = volumen de la solución de nitrato de plata usado para la titulación en mL

N_s = normalidad de la solución de nitrato de plata

K_s = constante de la solución de nitrato de plata

V_g = volumen de gas natural burbujeado en ft^3

C_{RSH, COS, H_2S} = concentración de mercaptanos, sulfuro de carbonilo y sulfuro de hidrógeno respectivamente en ppm (partes por millón)

2.2.2 CARACTERIZACIÓN DEL CONDENSADO

Se realizó la caracterización del condensado recolectado en los dos scrubbers que se encuentran al ingreso de los generadores y en los recipientes de drenaje de líquido. La prueba consistió en un análisis de azufre total en los hidrocarburos condensables del gas natural asociado combustible de los generadores de la CPF de MDC; La metodología que se usó es la Norma ASTM 4294, prueba que se basa en la Fluorescencia y Difracción de Rayos X que se adjunta en el Anexo IV.

2.2.2.1 Muestreo y cuantificación de condensado en el bloque MDC

Muestreo: El muestreo del condensado se realizó en cuatro puntos del campamento de producción de MDC, en los cuales se encuentran adaptadas las válvulas de drenaje, por lo que amerita realizar el muestreo en cada uno de estos

equipos.

- Recipiente de drenaje de líquidos de los tres separadores.
- Recipiente de drenaje de líquidos de gas de venteo de botas y tanques.
- Scrubber grande (entrada de los generadores antiguos).
- Scrubber pequeño (entrada de los generadores nuevos).

En la Figura 2.9 se aprecia el diagrama de flujo de los puntos muestreados, donde el scrubber pequeño, grande y el recipiente de drenaje de líquidos se encuentran de color verde, tomate y rojo respectivamente. En las Figuras 2.10 y 2.11 se muestran los equipos en donde se muestreó el condensado.

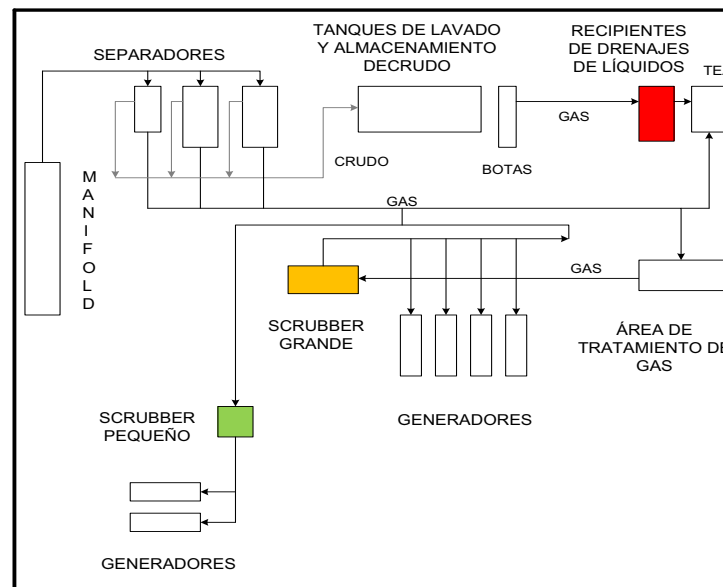


Figura 2.9 Diagrama de flujo del proceso de MDC

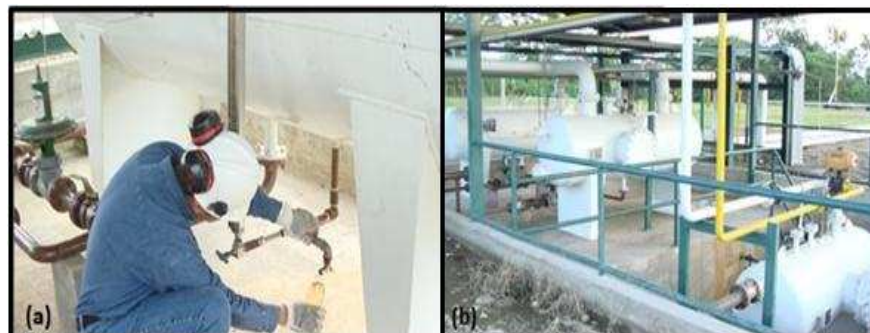


Figura 2.10 (a) Muestreo de condensado en recipiente de drenaje de líquidos
(b) Recipiente de drenaje de líquido

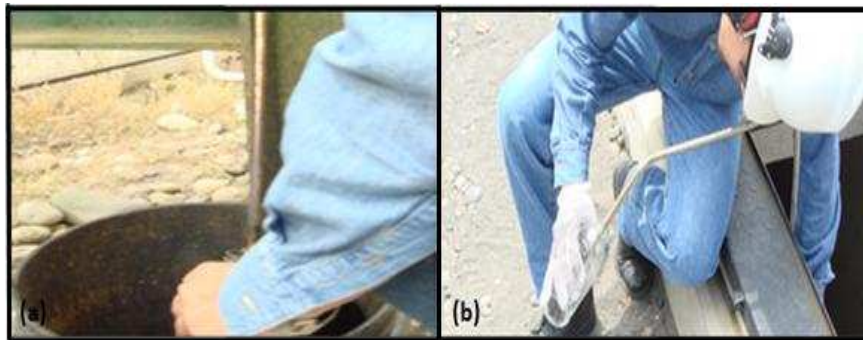


Figura 2.11 (a) Muestreo de condensado en scrubber (entrada a generadores antiguos)
(b) Muestreo de condensado en scrubber (entrada a generadores nuevos)

El muestreo se realizó en la mañana y en la tarde, con la finalidad de tener muestras representativas para el análisis y se efectuó de la siguiente manera:

- Se realizó una inspección previa a la CPF del bloque MDC, con la finalidad de constatar en que puntos es factible tomar muestras de condensado.
- Se abrieron las válvulas respectivas, y se procedió a coleccionar condensado en frascos de vidrio con una capacidad de 500 mL.

Se realizó la cuantificación de condensado en los dos scrubbers de la CPF del bloque MDC, ya que en estos dos equipos se efectúa la separación de condensado y agua del gas. Esta actividad se efectuó durante el transcurso de dos días con 12 horas de muestreo en cada día. En la Figura 2.12 se aprecian los dos scrubbers en donde se cuantificó hidrocarburos condensables.

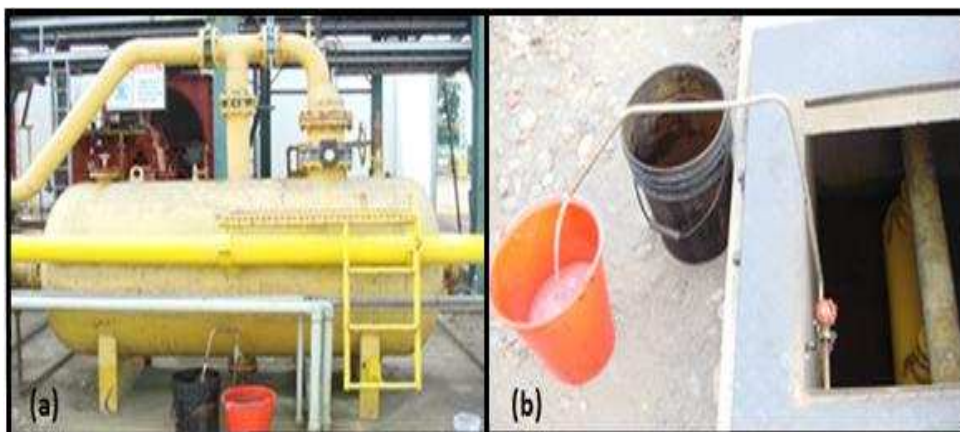


Figura 2.12 (a) Cuantificación de condensado en scrubber (entrada a los generadores antiguos) (b) Cuantificación de condensado en scrubber (entrada a los generadores nuevos)

2.2.2.2 Cuantificación de azufre total en el condensado con el Método ASTM 4294

Se determinó la concentración de azufre total en el condensado, basándose en la metodología ASTM 4294 que se encuentra en el Anexo IV. El procedimiento fue el siguiente:

- Se vertió el condensado en la celda del equipo, con la precaución de llenar las tres cuartas partes de la celda.
- Se colocó un film a manera de tapa de la celda. El film es una delgada película plástica de polipropileno.
- La celda preparada se introdujo en el equipo analizador de azufre total, el cuál emite un haz de rayos X que atraviesan la muestra, y mediante espectrometría el azufre total de las muestras es cuantificado.

2.2.3 CARACTERIZACIÓN DE LAS EMISIONES GASEOSAS

Se realizó la caracterización de los gases de combustión de los generadores, para determinar la concentración de dióxido de azufre (SO_2) en el gas que se emite a la atmósfera. El equipo que se utilizó fue el Equipo Analizador de Gases marca Testo, metodología que se basa en sensores electroquímicos. Este equipo consta de una sonda para medición de la temperatura, otra para medir presión diferencial y una de medición electroquímica de gases, además cuenta con sensores para los diferentes gases a analizar. El procedimiento fue el siguiente:

- Se comprobó la calibración del equipo de medición.
- Se encendió el generador con una carga (flujo de combustible) aproximadamente igual a la que opera normalmente.
- Se instaló la celda electroquímica para medición de dióxido de azufre, en el analizador de gases.
- Se programó el equipo para determinar la concentración de SO_2 en los gases de combustión.
- Se ubicó la sonda de medición de gases en el puerto correspondiente (chi-

menea), con el fin de monitorear SO_2 . El tiempo de monitoreo fue de 8 minutos, y se registró la concentración del gas.

2.3 DIMENSIONAMIENTO DEL SEPARADOR DE CONDENSADO Y GAS

Se realizó el dimensionamiento del separador de condensado y gas, el mismo que constituye una de las operaciones unitarias en el proceso de remoción de condensado y gas. El dimensionamiento consistió en determinar la longitud y el diámetro de un separador de forma cilíndrica.

Este equipo está provisto de:

- Una placa metálica ubicada al ingreso del separador.
- Una malla de alambre o área de extracción de niebla, localizada a la salida del gas.
- Un recipiente donde se almacena el condensado de los hidrocarburos y el agua, como se puede ver en la Figura 2.13.

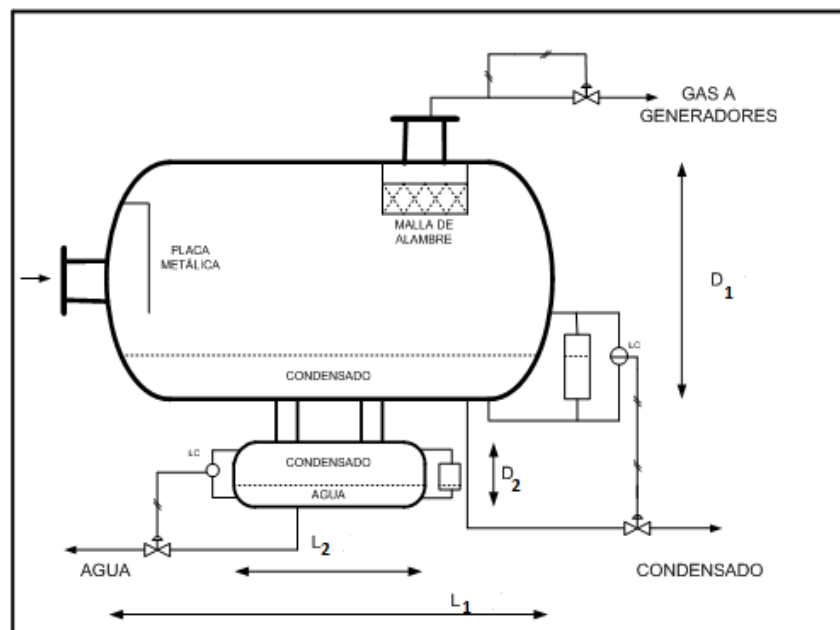


Figura 2.13 Separador de gas, condensado y agua

Los datos necesarios para realizar el dimensionamiento son:

- La composición del gas.
- Presión y temperatura del gas.
- Flujo de gas.
- Propiedades del gas como: densidad, peso molecular.

Por medio de manómetros y termocuplas alojadas en la tubería por donde circula el gas, se obtuvieron los datos de presión y temperatura. En cambio el flujo de gas utilizado en el campo, se lo obtuvo del Forecast (Datos de producción del bloque de MDC). La composición del gas se lo determinó del análisis cromatográfico efectuado al gas natural asociado.

Se dimensionó este separador, basándose en la metodología del Gas Processors Suppliers Application (GPSA, 2004); cuyo procedimiento se menciona a continuación:

2.3.1 DETERMINACIÓN DE LA LONGITUD Y DIÁMETRO DEL SEPARADOR

La determinación de la longitud y diámetro del separador se realizó de la siguiente manera:

- Se consideró a la partícula líquida a separar de forma esférica.
- Se determinó el tamaño de partícula a separar, con las respectivas ecuaciones de la Ley de Stoke, Intermedia y de Newton. Es decir se obtuvieron tres posibles tamaños de partículas a separar, y así con estos tres resultados se escogió una de estas leyes para emplear en los cálculos posteriores.
- Seleccionada la ley que rige la separación, se obtuvo la velocidad crítica de la partícula, o velocidad a la cual la gota se separa de la corriente gaseosa.
- Se determinó el coeficiente de arrastre de la partícula.

- Se obtuvo el flujo másico y volumétrico del gas.
- Se asumió un diámetro del separador y con este valor se determinó la longitud de este.

Cálculo de propiedades del gas natural:

Las propiedades del gas natural asociado como: densidad en (lb/ft³), viscosidad en centipoise (cP) y el factor de compresibilidad se las obtuvieron del simulador Hysys, el mismo que tiene una amplia gama de información de propiedades físicas y químicas de componentes hidrocarbúricos y otros.

Mediante las ecuaciones [35] y [36] se determinaron el flujo másico y volumétrico de gas respectivamente.

- Flujo másico y volumétrico del gas:

$$M_{gas} = \frac{(V_{gas})(PM)}{(P_{esp\ molar})(24)(3600)} \quad [35]$$

$$Q_{gas} = \frac{M_{gas}}{\rho_{gas}} \quad [36]$$

Donde:

M_{gas} : flujo másico del gas en lb/s

Q_{gas} : flujo volumétrico del gas en ft³/s

$P_{esp\ molar}$: peso específico molar en ft³/lb mol

V_{gas} : volumen de gas en ft³

ρ_{gas} : densidad del gas en lb/ft³

Determinación del tamaño de partícula:

Se determinaron tres tamaños de partículas a separar, mediante las Leyes de: Stoke, Intermedia y de Newton. La ecuación que se utilizó es la [1], la misma que se empleó para las tres leyes, lo que difiere una de otra es el valor de la constante K_{CR} .

Determinación de la velocidad crítica de la partícula:

Del paso anterior se escogió la Ley de Stoke, por lo tanto para todos los cálculos posteriores se trabajará con esta Ley. Con las ecuaciones [37] y [38] se obtuvieron el coeficiente de arrastre y velocidad de sedimentación de la partícula respectivamente.

- Cálculo del coeficiente de arrastre:

$$C' \text{Re}^2 = \frac{(0,95)(10^8)(\rho_g D_p^3)(\rho_l - \rho_g)}{\mu_g^2} \quad [37]$$

Donde:

C': coeficiente de arrastre de la partícula (adimensional)

Re: número de Reynolds (adimensional)

Dp: diámetro de la gota en pies (ft)

- Cálculo de la velocidad crítica de la partícula:

$$V_t = \frac{(g)(D_p)^2(\rho_l - \rho_g)}{18\mu_g} \quad [38]$$

Donde:

V_t: velocidad terminal o crítica de sedimentación en (ft / s)

Determinación de la longitud y diámetro del separador:

Una vez determinado el flujo volumétrico de gas y la velocidad crítica del gas, se asumió un valor del diámetro del separador, para el efecto de encontrar un primer valor de longitud del separador. Posteriormente se realizó un cálculo iterativo, para obtener los valores finales del diámetro y longitud del separador mediante la ecuación [39]. GPSA recomienda una relación L/D igual a dos.

$$L_{SEP} = \frac{4Q_G}{\pi V_t D_{SEP}} \quad [39]$$

Donde:

L_{SEP} : longitud del separador en (ft)

D_{SEP} : diámetro del separador en (ft)

Q_G : caudal de gas por segundo en (ft^3 / s)

2.3.2 DETERMINACIÓN DEL ÁREA DE LA MALLA DE EXTRACCIÓN DE NIEBLA

Este extractor de niebla va integrado en el interior del separador, en la salida del gas hacia al exterior. En esta malla se logró separar las gotas que no pudieron separarse por gravedad, a través de toda la sección del separador. El principio de separación es por coalescencia. El procedimiento para determinar el área de la malla, es el siguiente:

- Con las dimensiones del separador, se escogió la respectiva ecuación para calcular la constante (K) para dimensionar la malla. Este valor de K es función de la longitud del separador, como se aprecia en la Tabla 2.1.
- Se determinó la nueva velocidad crítica del gas.
- Se obtuvo el área de la malla con la respectiva ecuación.
- El espesor de la malla elegido fue el recomendado por GPSA.

Se determinaron la constante K, velocidad de sedimentación y área de la malla de extracción de niebla con el uso de las ecuaciones [40], [41] y [42] respectivamente

Tabla 2.1 Relación de K para el extractor de niebla con la longitud del separador

Longitud del separador (ft)	K ft/s
10	0,40 - 0,50
Otros	$K_{10}(L/10)$

GPSA (2004)

$$K = K_{10} \frac{L_{SEP}}{10} \quad [40]$$

$$V_t = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad [41]$$

$$A_M = \frac{Q_G}{V_t} \quad [42]$$

Donde:

A_M : área de la malla del separador en (ft²)

Q_G : caudal de gas por segundo en (ft³ / s)

K : constante empírica para el dimensionamiento de separadores en (ft / s)

K_{10} : constante de bibliografía para el dimensionamiento de separadores con una longitud de 10 ft

2.3.3 CÁLCULO DEL TIEMPO DE RETENCIÓN DEL LÍQUIDO

El cálculo del tiempo de retención del líquido, se lo determinó así:

- Se determinó el caudal de líquido que manejan los equipos separadores en la CPF del bloque MDC. Esto se realizó por medio de la cuantificación de líquido explicados en la caracterización de condensado.
- Se obtuvo las dimensiones del recipiente donde se va a almacenar los líquidos, de acuerdo al volumen a contener.
- Se determinó el tiempo de retención con la ecuación [43]

$$t_{reten} = \frac{V_{liq}}{60 * Q_l} \quad [43]$$

Donde:

t_{reten} : tiempo de retención de líquido en segundos (s)

V_{liqid} : volumen de líquido almacenados en el separador en ft³

Q_i : flujo de líquido que maneja el separador en ft^3/s

2.4 SIMULACIÓN DEL PROCESAMIENTO DE SEPARACIÓN DE CONDENSADO DEL GAS, MEDIANTE EL SOFTWARE HYSYS

2.4.1 INTRODUCCIÓN A LA SIMULACIÓN

Se efectuó la simulación de un proceso de remoción de condensado del gas, con el objetivo de determinar: el flujo de gas y condensado separado en el proceso a diferentes condiciones de presión de compresión y temperaturas de enfriamiento como se explica en los acápites 3.3.2.2, 3.3.2.3, composición del gas tratado en los acápites 3.3.2.5, 3.3.2.6 y poder calorífico del gas expuesto en el acápite 3.3.2.4.

El software Hysys, trabaja con ecuaciones de estado típicas o recomendadas para un proceso en particular. Para procesos de hidrocarburos ya sea petróleo o gas, Hysys recomienda usar la ecuación de estado de Peng Robison, mediante la cual se realizan los cálculos de equilibrio líquido vapor, y con balances de masa y energía se determina los respectivos flujos de líquido y gas separados. En la expresión [44] se expone la ecuación de estado de Peng Robinson, y con el uso de las ecuaciones desde la [45] hasta la [49] se obtienen los términos de la ecuación anterior (Aspen Tech, 2004).

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a}{V(V + b) + b(V - b)} \quad [44]$$

$$a = a_c \alpha \quad [45]$$

$$a_c = 0,45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad [46]$$

$$b = 0,077480 \frac{RT_c}{P_c} \quad [47]$$

Donde:

P: presión del sistema

R. constante de los gases

T: temperatura del sistema

V: volumen del sistema

a: constante de la ecuación de Peng Robinson

b: volumen ocupado por las moléculas

a_c : factor acéntrico

T_c : temperatura crítica

P_c : presión crítica

El término “a” se obtiene con las siguientes relaciones:

$$\sqrt{\alpha} = 1 + S(1 - T_r^{0,5}) \quad [48]$$

$$S = 0,37464 + 1,5422W - 0,26992W^2 \quad [49]$$

Donde:

S: valor calculado

T_r : temperatura reducida del gas

W: constante dependiendo de cada tipo de compuesto

A continuación se citan los pasos para simular el proceso

- Se inició Hysys dando clic en el botón: inicio, programas, Hyprotech, Hysys.
- Se creó un nuevo caso en el simulador, dando clic en File, New case.
- Se procedió a crear un paquete de fluido, es decir una corriente de material, donde se ingresaron las variables de diseño o grados de libertad, que se puede especificar o establecer en forma independiente. En la Figura 2.14 se aprecia la lista de componentes de hidrocarburos a seleccionar y en la Figura 2.15 la selección del paquete de fluido.

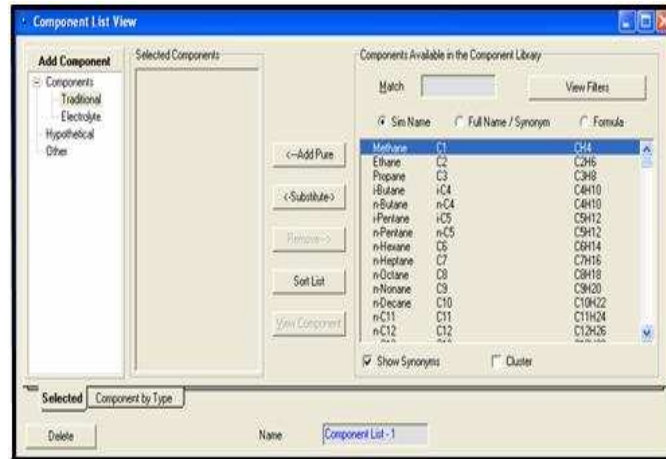


Figura 2.14 Ventana de la lista de componentes

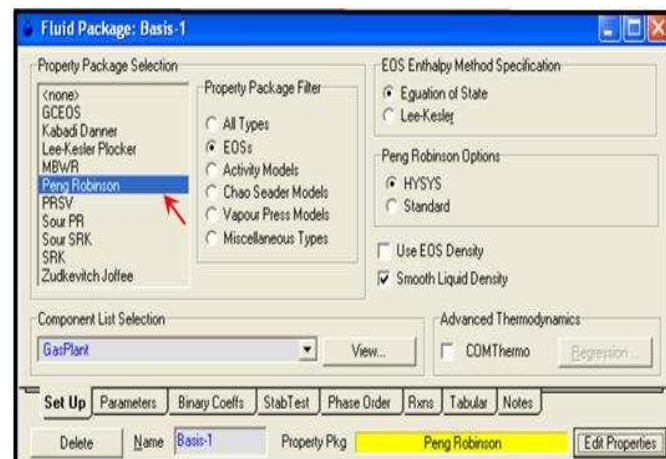


Figura 2.15 Ventana de selección de un paquete de fluidos

- Se seleccionaron los componentes a usar, haciendo doble clic sobre cada uno de ellos, o pulsando el botón Add pure (Agregar puro). La lista de componentes se desglosan según su fórmula química. Ya seleccionados todos los componentes, se cerró la ventana.
- Se ingresó la corriente “Gas natural”; dando clic en F4 apareció la paleta Case (Main), se seleccionó la flecha azul y se la arrastró. Dando doble clic sobre la flecha se ingresaron las variables requeridas en nuestro paquete de fluido, que son: presión, temperatura, flujo y composición del gas. Las tres primeras variables se las obtuvieron de datos tomados en campo, y en cambio la composición de los resultados de la cromatografía que se realizó. En la Figura 2.16 se muestra la barra de herramientas de equipos y corrientes a usar en una simulación.

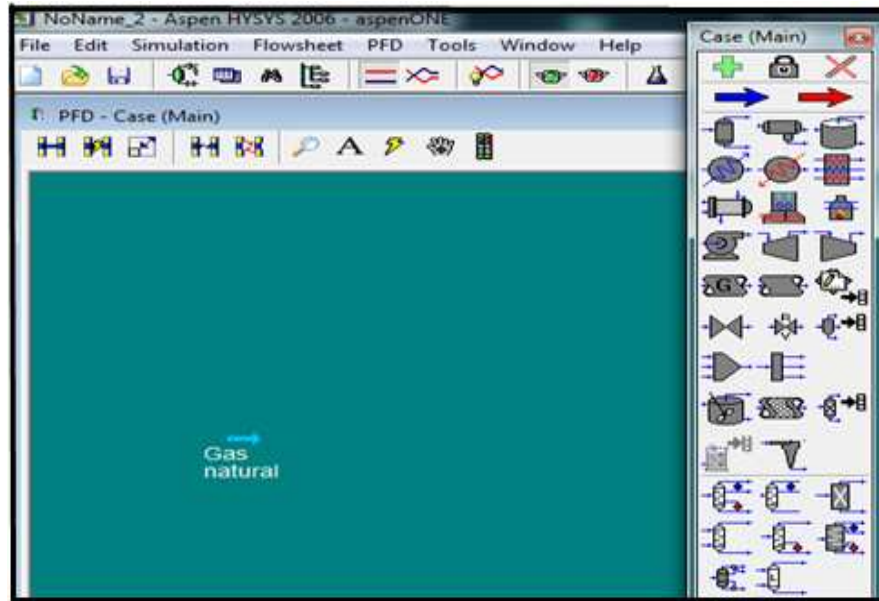


Figura 2.16 Ventana de selección de corrientes y equipos

2.4.2 DIMENSIONAMIENTO DE OPERACIONES UNITARIAS A UTILIZAR EN LA SIMULACIÓN

Se procedió a dimensionar los siguientes equipos: separador, aereo enfriador, y el intercambiador de calor gas-gas y se determinaron los parámetros de operación del compresor y del sistema de refrigeración. Esto con el fin de ingresar los parámetros requeridos en el simulador, y así poder efectuar la simulación.

El separador de gas y condensado ya fue dimensionado en el capítulo anterior, obteniéndose la longitud y el diámetro de este, parámetros que se usaron en la simulación.

2.4.2.1 Parámetros de operación del compresor

El compresor se encuentra luego del separador de admisión. Este equipo incrementó la presión del gas a diferentes valores (citados en el acápite 2.4.4) con el fin de remover condensado del gas producto de la condensación de hidrocarburos pesados mediante el enfriamiento con aire. A continuación se citan los parámetros de operación del compresor:

- Se determinó la relación de compresión, con el fin de determinar el número de etapas a usar en la compresión.
- Se calculó el valor del exponente isoentrópico k del gas, el cual es el cociente de las capacidades caloríficas del gas a presión y a volumen constante.
- Se estableció la temperatura del gas en cada una de las etapas de compresión.
- Se determinaron los factores de compresibilidad a la entrada y salida del compresor mediante el simulador Hysys.
- Finalmente se obtuvo la potencia del compresor necesaria para que comprima el gas hasta la presión requerida.

2.4.2.2 Dimensionamiento del aerofriador

El aerofriador es un ventilador que consta de una serie de aspas, que mediante el giro de estas provocan crear turbulencia en el aire circundante, para efectos de enfriar al gas caliente que sale del proceso de compresión. El objetivo del dimensionamiento fue determinar el diámetro y potencia del aerofriador a partir del siguiente procedimiento:

- Se determinaron las siguientes propiedades del gas: capacidad calorífica a presión constante (C_p), viscosidad (μ) y constante de conductividad térmica (k) con la ayuda del Hysys.
- Se fijó la temperatura del aire, la cual corresponde a la temperatura de bulbo seco que es de 40,0 °C.
- Se calculó el flujo calórico a remover del gas, caída de presión en los aerofriadores mediante la simulación realizada en el Hysys.
- Se realizaron los cálculos para determinar en orden: el coeficiente global de transferencia de calor para una presión de operación específica, incremento de la temperatura del aire, diferencia media de temperatura corregida CMTD, área y número de tubos, velocidad másica del gas, cantidad y velocidad másica del aire.

- Finalmente se determinó el diámetro y la potencia del aerofriador.

2.4.2.3 Dimensionamiento del intercambiador de calor

Se dimensionó el intercambiador de calor de tubos y coraza, el mismo que se encuentra luego del proceso de compresión, enfriamiento con aire y separación de condensado del gas. Este equipo cumple la función de dar un preenfriamiento a la corriente gaseosa mediante el intercambio calórico con una corriente más fría de gas que proviene del sistema de refrigeración con propano. Las dimensiones de los tubos y coraza fueron determinadas mediante la siguiente secuencia:

- Se determinaron las temperaturas de entrada y salida de los fluidos caliente y frío, así también el flujo de calor a intercambiar, el área de transferencia, las dimensiones del intercambiador y finalmente el coeficiente de transferencia de calor de la simulación (U_{sim}) mediante el software Hysys.
- Se calculó el coeficiente de transferencia de calor analítico ($U_{analítico}$), para ello se realizó un cálculo analítico de los siguientes parámetros: diferencia media de temperatura logarítmica LMTD, caídas de presión y resistencias a la transferencia de calor por el lado de tubos y coraza.
- Finalmente se compararon los valores de los coeficientes de transferencia de calor (analítico y determinado por Hysys), con el fin de determinar el porcentaje de varianza entre los valores de los coeficientes y determinar la factibilidad de uso de un intercambiador dimensionado analíticamente.

2.4.2.4 Parámetros de operación del sistema de refrigeración

El gas que salió del intercambiador de calor gas-gas se enfrió en un ciclo mecánico de refrigeración cerrado con el uso de propano como refrigerante. A continuación se describen los pasos realizados para obtener los parámetros de operación de este sistema refrigeración calculados analíticamente.

- Se fijaron la temperatura de condensación y evaporación a sus respectivas presiones de vapor del propano.
- Se determinaron mediante el uso del Hysys: cantidad de refrigerante, flujo calórico intercambiado y la potencia del compresor real.
- Se realizó el balance energético (entalpías) en cada etapa del ciclo de refrigeración (expansión, evaporación, compresión y condensación) para obtener la cantidad de refrigerante y la potencia teórica del compresor y así compararlos con los resultados que obtuvo el simulador.

2.4.3 SIMULACIÓN DEL PROCESO DE REMOCIÓN DE CONDENSADO Y AGUA DEL GAS

Se simuló el proceso de remoción de líquidos del gas natural, mediante el software Hysys. Este proceso tiene como finalidad la separación de condensado de hidrocarburos pesados y agua del gas. En la Figura 2.17 se indica el diagrama de flujo del proceso simulado.

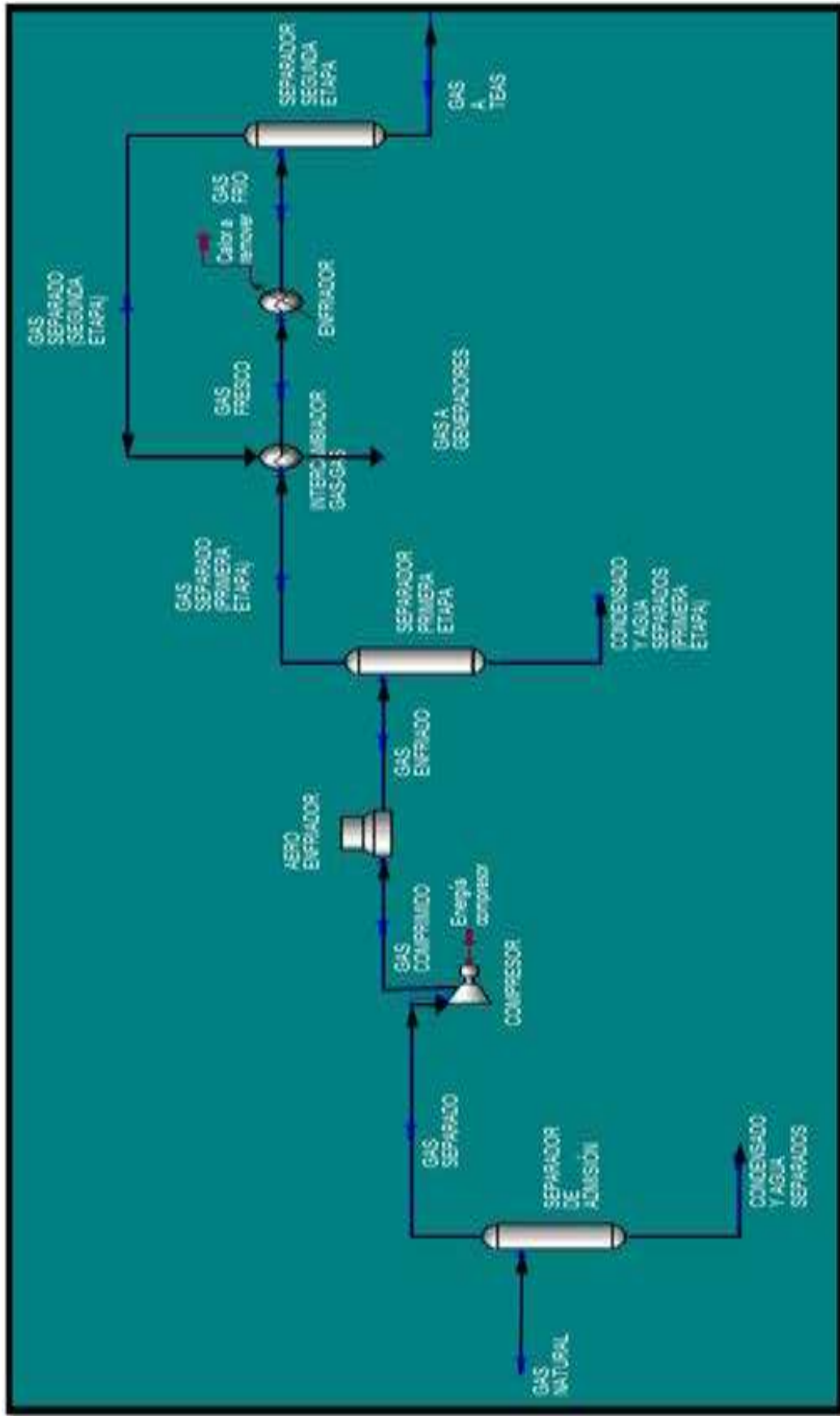


Figura 2.17 Diagrama de flujo del proceso de remoción de condensado y agua del gas

El proceso de simulación se dividió en dos etapas, que son:

Etapas de compresión y enfriamiento con aire:

- Un flujo de $1,0E+06 \text{ ft}^3/\text{d}$ de gas a una temperatura de $40,0 \text{ }^\circ\text{C}$ y $34,3 \text{ psia}$ ingresó primeramente a un separador de admisión, esto con el fin de remover agua.
- La corriente (gas separado) se dirigió a un compresor, donde se tiene como variable independiente la presión de la corriente (gas comprimido).
- Posteriormente el gas calentado producto de la compresión, se lo enfrió con un aroenfriador (ventiladores), el cual trabaja con el aire ambiente como fluido enfriador. La temperatura del aire corresponde a la temperatura de bulbo seco.
- Finalmente el gas que se enfrió ingresa a un separador de gas, agua y condensado (separador primera etapa). En la Figura 2.18 se ilustra el diagrama de flujo para esta primera etapa.

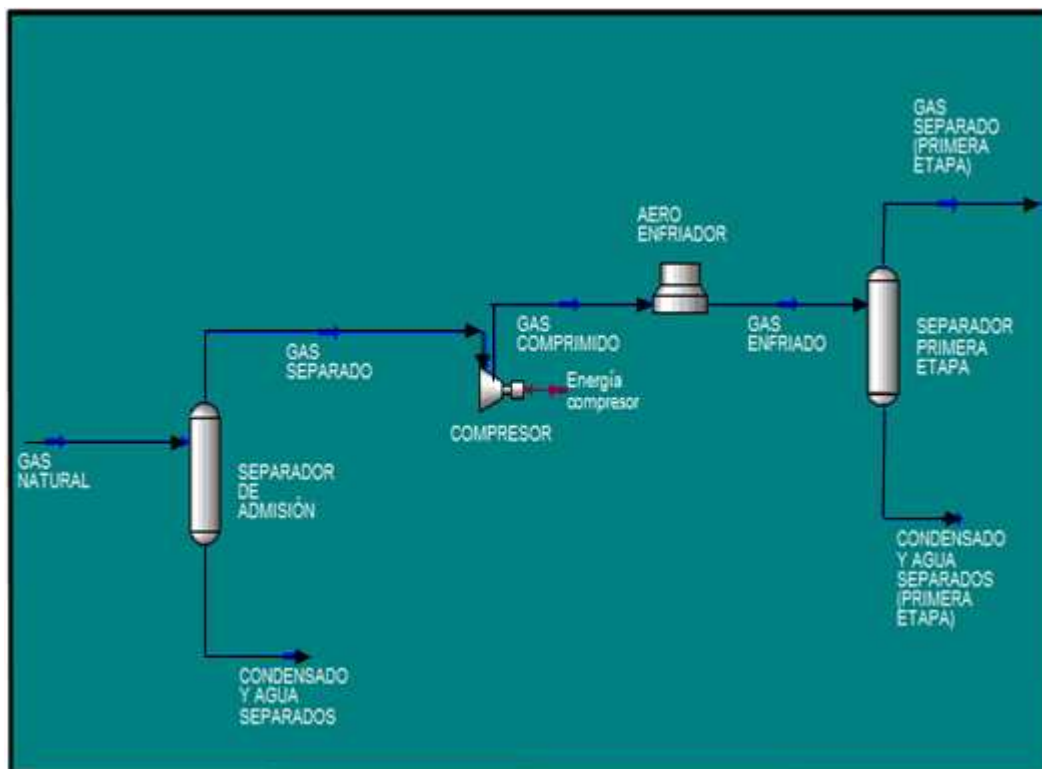


Figura 2.18 Diagrama de flujo del proceso simulado en Hysys (etapa de compresión y enfriamiento con aire)

Etapa de enfriamiento con intercambiador de calor gas-gas y refrigeración con propano:

- El gas que salió del separador de la primera etapa, fue pre-enfriado en un intercambiador de calor gas-gas (tubos y coraza).
- Luego se bajó la temperatura del gas en un enfriador que usa como fluido refrigerante propano. El gas frío ingresó a un separador de baja temperatura y en este se dio la segunda separación de gas.
- La corriente de gas separada (gas separado segunda etapa) se la recirculó al intercambiador gas-gas para que sea utilizada como fluido de enfriamiento en este equipo, con lo que adquiere calor de la corriente (gas separado primera etapa) por lo que se calentó.
- Finalmente el gas libre de condensado de hidrocarburos pesados y agua se dirigió a los generadores para ser utilizado como combustible.
- El condensado separado en el separador (segunda etapa), pasó al estado gaseoso (gas a teas), debido a que al someterse en contacto con el medio, su temperatura aumenta y su presión disminuye. En la Figura 2.19 se aprecia el diagrama de flujo de la segunda etapa de separación.

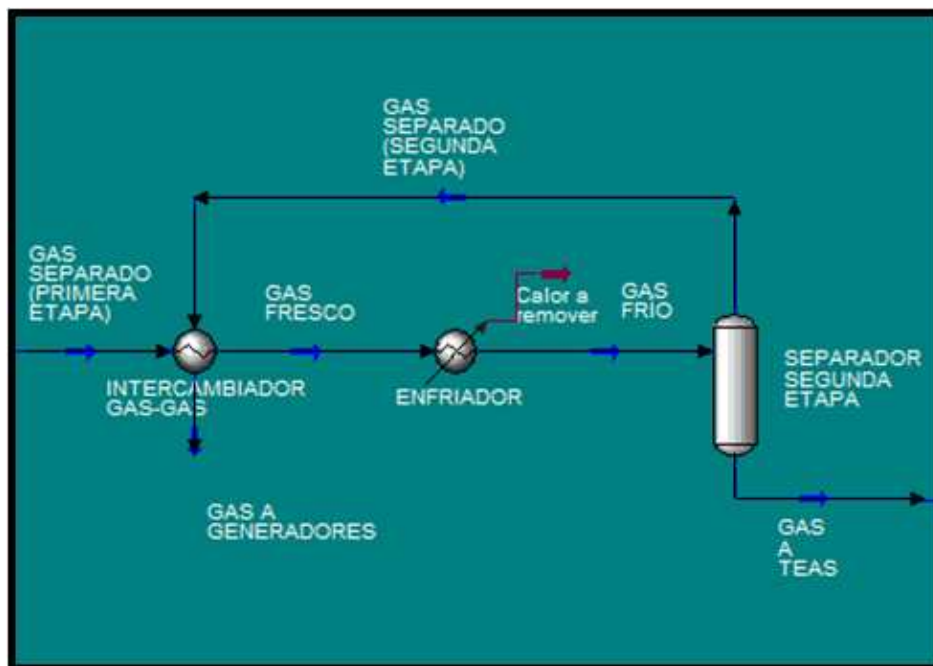


Figura 2.19 Diagrama de flujo del proceso simulado en Hysys (etapa de enfriamiento con intercambiador de calor gas-gas y refrigeración con propano)

Realización de la simulación del proceso: Para construir la simulación se realizaron los pasos a continuación descritos:

- Se procedió a dimensionar analíticamente los siguientes equipos: separador, aerofriador y el intercambiador de calor, con la finalidad de ingresar los parámetros requeridos de estos en la simulación. Por otro lado se determinaron los parámetros de operación del compresor y del sistema de refrigeración tanto analíticamente como con el uso del software Hysys, con el fin de comparar estos resultados y cuantificar el porcentaje de varianza entre los valores.
- Se determinaron las variables independientes a usar en la simulación como presión de compresión y temperatura de la corriente (gas frío).
- Se realizó una simulación complementaria a la simulación principal. La simulación que se efectuó es la del ciclo de refrigeración con propano, para el efecto de poder determinar parámetros en este sistema de refrigeración como: cantidad de refrigerante a utilizar para un requerido flujo de calor a remover del gas, potencia del compresor (sistema de refrigeración). En la Figura 2.20 se ilustra el diagrama de flujo del ciclo de refrigeración que se simuló en el Hysys.

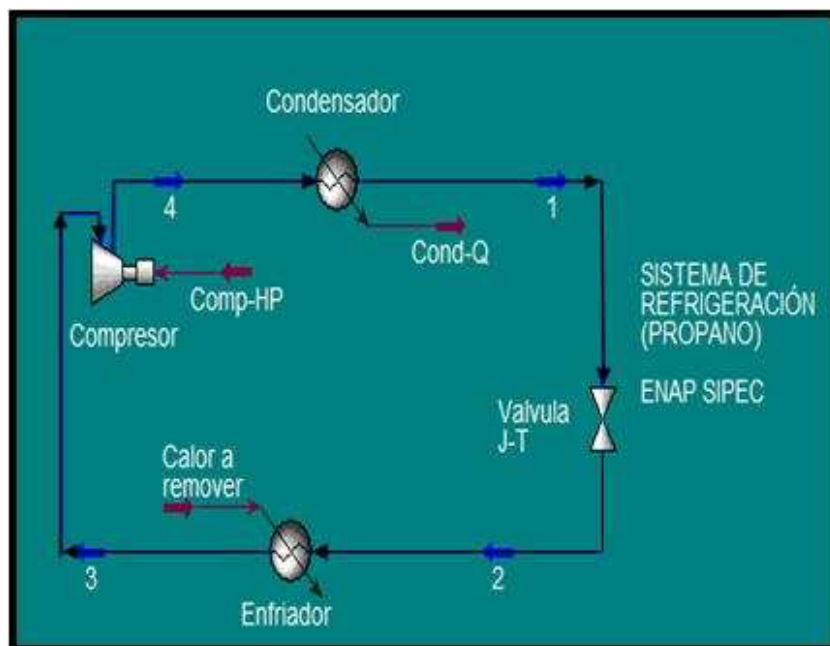


Figura 2.20 Diagrama de flujo del ciclo de refrigeración

Los datos que se utilizaron en el sistema de refrigeración son:

- Flujo de calor a remover del gas (obtenido anteriormente en la simulación).
- Temperaturas luego del evaporador o enfriador y del condensador, es decir de las corrientes 1 y 3 respectivamente.
- Fracciones de vapor en las corrientes anteriores.

2.4.4 VARIABLES INDEPENDIENTES A USAR EN LA SIMULACIÓN DEL PROCESO

Se procedió a evaluar diferentes escenarios de simulación, con el fin de determinar la relación óptima volumen de condensado y volumen de gas que se puede obtener. Las variables manipuladas con las que se trabajaron son la presión de compresión y la temperatura de la corriente (gas frío), ya que estas representan variables independientes del proceso y se las puede variar. En la siguiente Tabla 2.2 se muestra los niveles de presión y temperatura.

Tabla 2.2 Valores de presión de compresión y temperaturas de enfriamiento

Presión (psia)	50	100	150	200	250	300	350	400	450	500
Temperatura (° C)	-20	- 15	- 10	- 5	0	5	10			

Cabe recalcar que para cada valor de presión utilizado, se usaron todos los siete niveles de temperaturas de la corriente (gas frío). Es decir todas las variables se relacionaron entre sí, donde se obtuvieron 70 diferentes simulaciones a evaluar.

2.5 ESTIMACIÓN DEL COSTO DEL PROCESO DE REMOCIÓN DE LÍQUIDOS Y GAS

Finalmente luego de que se obtuvo el diseño del proceso de tratamiento de gas, se establecieron los costos del proceso. Esto se realizó mediante cotizaciones

directas de varias empresas especializadas en venta y construcción de equipos de compresión, enfriamiento, y separación de gas, donde se proveyó al vendedor de todos los parámetros técnicos necesarios de trabajo que fueron:

- Flujo, composición, temperatura, presión y propiedades físicas del gas.
- Condiciones ambientales del lugar en el que trabajará el equipo como: presión atmosférica, temperatura ambiental, altura con respecto al nivel del mar.
- Presiones y temperaturas de entrada y salida del gas a cada equipo.
- Potencia del equipo y carga calórica a intercambiar.

Aguilar (2007), indica que si no es posible obtener el costo de un equipo para diferentes capacidades de operación, se usa la ley exponencial o de potencias que se describe en la ecuación [50], la que se utilizará en el subcapítulo 3.5:

$$I_E = I_B(Q/Q_B)^n \quad [50]$$

Donde:

I_E : costo del equipo a la capacidad requerida Q

I_B : costo del equipo a la capacidad base o conocida Q_B

Q_B : capacidad base o conocida

Q : capacidad requerida

n : constante que depende del tipo de equipo

Los valores de las constantes n de algunos equipos se muestran en la Tabla 2.3.

Tabla 2.3 Valores de los exponentes n para diferentes equipos según sus capacidades

Equipo	Rango del tamaño	Unidades	Valor de n
Compresor Centrífugo	200 – 30 000	hp	0,62
Intercambiador de calor	20 – 20 000	ft ²	0,59
Motor	10 – 25 / 25 – 200	hp	0,56 / 0,57
Otros equipos	NA	---	0,60

Olson *et al.*, 2006

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1 CARACTERIZACIÓN DEL GAS NATURAL, CONDENSADO Y EMISIONES GASEOSAS DE LOS GENERADORES

3.1.1 CARACTERIZACIÓN DEL GAS NATURAL

Se caracterizó el gas natural asociado que se utiliza como combustible en los generadores de la empresa ENAP SIPEC. Se efectuaron los análisis de: cromatografía de gas y determinación de compuestos de azufre, con el fin de establecer el adecuado tratamiento de gas a aplicar. De los resultados expuestos en los subcapítulos 3.1.1.1 y 3.1.1.2 se determinó que hay que someter al gas a un proceso de deshidratación, y remoción de hidrocarburos pesados como: butanos, pentanos y hexano.

3.1.1.1 Cromatografía del gas natural

La cromatografía del gas natural se realizó para determinar la composición de los hidrocarburos livianos (metano, etano, propano), pesados (butanos, pentanos, hexano), además agua, dióxido de carbono, y nitrógeno.

En la Tabla 3.1 se indican los resultados de la composición de gas que ingresa a los generadores, además se puede observar que la composición del metano es de alrededor del 50,0 % en fracción molar, por lo tanto entra en la categoría de gas natural asociado, ya que para definirlo como natural puro debe tener una composición mínima en metano de 80,0 % en fracción molar y los demás componentes presentar mínimas concentraciones. La concentración típica de una corriente de gas natural se puede apreciar en la Tabla 1.1.

La concentración de los hidrocarburos pesados como: butanos, pentanos y hexanos representan alrededor de un 12,0 % en fracción molar de la composición

total del gas y el propano alrededor de un 15,0 % en fracción molar. Según Arnold y Stewart (1999) se puede remover hidrocarburos pesados mediante un tratamiento de compresión, enfriamiento y separación de gas, y así se puede llegar a las temperaturas de rocío de estos componentes, con ello se los obtendrá en estado líquido o condensado y finalmente se los puede separar de la corriente gaseosa.

La concentración de agua es de un 3,0 % en fracción molar aproximadamente, por lo que es necesario realizar una separación agua - gas mediante separadores, scrubbers, filtros coalescentes para que el gas ingrese libre de humedad a los generadores. Cabe recalcar que actualmente la CPF del bloque MDC cuenta con un sistema de deshidratación de gas, sin embargo como aún existe la presencia de agua y condensado en el gas que ingresa a los generadores, es indispensable el uso de otros equipos de separación gas-líquido en la CPF.

Tabla 3.1 Resultados de la composición y poder calorífico del gas natural mediante cromatografía de gases

Componente	Fórmula	% Peso	Fracción molar
Metano	CH ₄	26,29	0,4934
Etano	C ₂ H ₆	9,63	0,0964
Propano	C ₃ H ₈	21,22	0,1448
iso-Butano	i-C ₄ H ₁₀	6,23	0,0322
n-Butano	n-C ₄ H ₁₀	8,50	0,0440
iso-Pentano	i-C ₅ H ₁₂	4,28	0,0179
n-Pentano	n-C ₅ H ₁₂	2,97	0,0124
Pentano	C ₅ H ₁₂	0,15	0,0006
iso-Hexano	i-C ₆ H ₁₄	2,04	0,0071
n-Hexano	n-C ₆ H ₁₄	1,66	0,0058
Hexano	C ₆ H ₁₄	0,18	0,0006
Nitrógeno	N ₂	2,97	0,0318
Dióxido de Carbono	CO ₂	12,29	0,0839
Agua	H ₂ O	1,77	0,0295
PODER CALORÍFICO DEL GAS (Btu/ft³)			1 486

3.1.1.2 Concentración de azufre como: sulfuro de hidrógeno H₂S, sulfuro de carbonilo COS y mercaptanos RSH en el gas natural

La presencia de compuestos ácidos como sulfuro de hidrógeno H₂S, sulfuro de carbonilo COS y mercaptanos RSH en el gas natural le confiere la particularidad de gas agrio. Por lo cual es necesario conocer la composición de los compuestos con azufre en el gas, para darle el respectivo tratamiento de separación. En la Tabla 3.2 se indican los resultados de la concentración de los tres compuestos en el gas natural asociado que ingresa a los generadores, y los gases de tres diferentes arenillas (H, UH y T) que componen los yacimientos.

Tabla 3.2 Resultados de la concentración de compuestos ácidos en el gas natural de las arenillas (H, UH y T) y el gas combustible de los generadores

Nombre del compuesto	Fórmula	Concentración	Gas (ingresa a generadores)	Gas (arenilla H)	Gas (arenilla UH)	Gas (arenilla T)
Sulfuro de carbonilo	COS	ppm	31,30	69,60	21,15	42,20
Mercaptanos	RSH	ppm	0,00	109,10	38,81	82,30
Sulfuro de hidrógeno	H ₂ S	ppm	0,00	0,00	0,00	0,00

Como se aprecia en la Tabla 3.2 no existe la presencia de mercaptano ni sulfuro de hidrógeno en el gas que ingresa a los generadores, pero sí de una pequeña concentración de COS. Por otro lado se constata concentraciones entre 20 y 100 ppm de COS y RSH en los gases de las arenillas H, UH y T. Según Arnold y Stewart (1999) el sulfuro de carbonilo se forma principalmente por la reacción entre sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono (CO₂), pero también puede originarse a partir de interacciones o reacciones del azufre elemental presente en el condensado y el CO₂, siendo este último factor el desencadenante del origen del COS en las muestras de gases. Por otro lado los mercaptanos se producen por reacciones entre azufre (S) e hidrocarburos de la familia de los alcanos, además los disulfuros (R-S-S-R') pueden reaccionar con un agente reductor como hidruro de litio aluminio para formar dos mercaptanos distintos.

Las muestras de los gases de las arenillas (H, UH y T) fueron tomadas en los separadores bifásicos y trifásicos, zona previa al tratamiento de separación de condensados y gas, por lo tanto el gas coexiste con la fase líquida. Por lo que existe la presencia de COS y RSH en estos tres gases de las arenillas, por cuanto el azufre presente en el condensado interacciona o reacciona con el CO_2 e hidrocarburos de alcanos del gas natural asociado.

Por otro lado existe solamente la presencia de COS en el gas que ingresa a los generadores, ya que el gas ya fue sometido al proceso de separación de condensado y gas, por lo tanto el contenido de azufre en el condensado es mucho menor, con lo cual hay menor posibilidad de que se produzcan reacciones entre el azufre del condensado, el CO_2 y alcanos de hidrocarburos. Sin embargo hay la presencia de una mínima concentración de COS, debido a que aún queda condensado que coexiste en el gas y por ende el azufre elemental reacciona con los compuestos mencionados anteriormente para formar COS. Con el diseño propuesto de separación de condensado del gas se logrará remover mayor volumen de condensado y así se tenderá a reducir las concentraciones de compuestos con azufre.

Con los resultados del análisis de compuestos de azufre que se efectuó, se determinó que el gas que ingresa a los generadores como combustible no es de tipo ácido, ya que de los tres compuestos sólo existe COS en mínima concentración, por lo tanto el tratamiento que se le debe dar al gas no es de remoción de compuestos ácidos. Si a futuro ENAP SIPEC explora nuevos yacimientos y encuentra gas natural ácido, este debe ser sometido a un tratamiento de remoción de compuestos de azufre, que según Guo y Ghalambor 2005, se puede usar solventes físicos, químicos o materiales adsorbentes sólidos, para que absorban o adsorban el compuesto ácido en una columna de tratamiento. Este tratamiento sería necesario debido a que estos compuestos en el gas provocan problemas de corrosión en tuberías y equipos, además el azufre de los compuestos al reaccionar con el oxígeno del aire genera dióxido de azufre a la atmósfera.

3.1.2 CARACTERIZACIÓN DEL CONDENSADO

3.1.2.1 Cuantificación de condensado en MDC

La cuantificación del condensado se realizó en dos scrubbers (grande y pequeño) de la CPF del bloque de MDC, los que se encuentran en la zona de ingreso del gas a los generadores, a unos tres metros de distancia de separación scrubbers – generadores. La recolección se efectuó en dos días para cada uno de los scrubbers. Para el scrubber grande se determinó un volumen acumulado de condensado en el día uno de 130 L y en el día dos de 274 L y para el scrubber pequeño en el día uno 123 L y en el día dos 207 L como se muestra en las Tablas 3.3 y 3.4 respectivamente. Cabe resaltar que se obtuvo mayor volumen de condensado en las horas de la noche y madrugada, ya que la temperatura ambiental baja y los vapores de los hidrocarburos (butanos, pentanos, hexanos) empiezan a condensar; por el contrario en horas donde la temperatura ambiental se incrementa (medio día), se tiene menor volumen de condensado.

Tabla 3.3 Resultados de la cuantificación de condensado en el scrubber grande

Día de muestreo	Intervalo de tiempo entre muestreo (horas)	Tiempo acumulado de muestreo (horas)	Volumen de condensado recolectado en (L)	Volumen acumulado total recolectado en (L)
Día 1	0	0	0	0
	3	3	31	31
	3	6	29	60
	3	9	40	100
	2	11	30	130
Día 2	13	13	147	147
	3	16	34	181
	5	21	40	221
	2	23	26	247
	2	25	27	274

Tabla 3.4 Resultados de la cuantificación de condensado en el scrubber pequeño

Día de muestreo	Intervalo de tiempo entre muestreo (horas)	Tiempo acumulado de muestreo (horas)	Volumen de condensado recolectado en (L)	Volumen acumulado total recolectado en (L)
Día 1	0	0	0	0
	4	4	43	43
	3	7	35	78
	2	9	21	99
	2	11	24	123
Día 2	13	13	107	107
	3	16	26	133
	3	19	23	156
	3	22	24	180
	2	24	27	207

Se determinó un flujo promedio de condensado de 10 L/h en cada uno de los scrubbers, con un flujo de 480 L/d de condensado para ambos equipos en los dos días, de los cuales las dos terceras partes aproximadamente correspondieron a agua y la otra parte a condensado. Debido a que al realizar la cuantificación del líquido se visualizó dos fases, la acuosa se depositó al fondo del recipiente debido a su mayor densidad en relación a la fase condensada. Por lo tanto se obtuvo 320 L/d de agua y 160 L/d de condensado aproximadamente.

Los componentes que primero condensan son los hidrocarburos pesados, es decir el hexano, pentano, después los demás compuestos en orden descendente según el peso molecular hasta llegar al metano. Además hay que mencionar que la temperatura de rocío de cada componente es función de su presión parcial, y se tiene una relación directa entre presión y temperatura de la fase inicial de condensación, es decir si la presión aumenta de igual manera la temperatura de rocío se incrementa.

En la Tabla 3.5 se muestra las temperaturas de rocío de cada componente del gas (entrada a generadores) a su respectiva presión parcial. La presión total del

gas es 34,3 psia, y para obtener la presión parcial de cada componente se multiplica la fracción molar por la presión total. Estas temperaturas de rocío se las obtiene del diagrama presión vs entalpía o de algún simulador de procesos petroleros como el Hysys.

Tabla 3.5 Temperaturas de rocío de cada componente del gas que ingresa a los generadores

Componente	Presión parcial (psia)	Temperatura de rocío (°C)
Metano	16,92	- 160,19
Etano	3,31	-107,11
Propano	4,97	-61,54
iso-Butano	1,10	-42,00
n-Butano	1,51	-30,64
iso-Pentano	0,61	-7,83
n-Pentano	0,45	0,00
Hexano	0,46	29,50

3.1.2.2 Concentración de azufre total en el condensado

Dentro de los factores de la presencia de sulfuro de carbonilo en el gas está la reacción entre el azufre elemental y el dióxido de carbono del gas y en cambio para los mercaptanos de igual manera está la reacción del azufre e hidrocarburos del gas. Por lo tanto radica la importancia de determinar la concentración del azufre en el condensado que coexiste con la fase gaseosa del gas natural asociado, estos resultados se exponen en la Tabla 3.6, en donde se constata una concentración de 1 230 ppm de azufre total en la muestra tomada en el recipiente de drenaje de líquidos de los separadores de las arenas (T, U y H), esto se debe a la coexistencia de condensado agua y crudo, y al poseer este último alto contenido de azufre en su composición, el crudo contamina al condensado, prueba de esto es la coloración negra que tomó la muestra. Se tiene la mezcla condensado y crudo por cuanto la muestra tomada corresponde a la primera etapa de separación de fases líquidas (crudo, condensado, agua) y gaseosa, por

ende aún no se ha realizado un proceso adicional de separación por gravedad o por coalescencia para obtener condensado libre de los demás compuestos.

Tabla 3.6 Resultados de la concentración de azufre total en el condensado (Método ASTM 4294)

Lugar muestreado	Color de la muestra	Hora del muestreo	Concentración de Azufre Total (S) (% peso)	Concentración de Azufre Total (S) (ppm)
Condensado en recipiente de alivio del gas (separadores) arenas T-U-H	Negro	7:20	0,123	1 230
Condensado en recipiente de alivio del gas (botas)	Amarillo claro	7:35	0,0195	195
Condensado en recipiente de alivio del gas (botas)	Amarillo claro	11:15	0,0175	175
Condensado del scrubber grande	Amarillo claro	7:43	0,0215	215
Condensado del scrubber grande	Amarillo claro	11:25	0,0203	203
Condensado del scrubber pequeño	Amarillo claro	7:55	0,0258	258
Condensado del scrubber pequeño	Amarillo claro	11:40	0,0307	307

La concentración de azufre total en la muestra del recipiente de drenaje de líquido del gas de venteo de botas y tanques (alrededor de 200 ppm) es menor que la anterior, por cuanto los fluidos ya fueron sometidos a un proceso de separación tanto en los separadores como en los tanques de lavado, por lo cual el condensado se encuentra libre de crudo y con menor cantidad de agua.

Se determinaron concentraciones de azufre total en el rango de 200 ppm para el condensado del scrubber grande y entre 260 a 300 ppm en el pequeño,

resultados que no varían significativamente según la hora de muestreo. Por este motivo el azufre total en el condensado reacciona con el dióxido de carbono del gas para formar sulfuro de carbonilo y con hidrocarburos de la familia de los alcanos para dar como producto mercaptanos.

Por lo tanto con la remoción de condensado, se reduce considerablemente las concentraciones de compuestos de azufre en el gas y por consecuencia al combustionar al gas no se tiene emisiones de gases con azufre como el dióxido de azufre. Si se utiliza el condensado para recuperación de gasolina natural, es necesario remover el azufre, que según Arnold y Stewart (1999) se lo realiza por medio de una torre líquida-líquida en contracorriente, en el que soluciones como: hidróxido de potasio (KOH), metanol (CH₃OH) y cloruro de cobre (CuCl) absorben al azufre, o también se usan para estos fines tamices moleculares o carbón activado.

3.1.3 CARACTERIZACIÓN DE LAS EMISIONES GASEOSAS DE LOS GENERADORES

La caracterización de las emisiones gaseosas de los generadores se basó en el monitoreo de dióxido de azufre (SO₂) emitido al aire como producto de la combustión del gas natural asociado. En la Tabla 3.7 se muestra los resultados de la concentración del SO₂ para cuatro monitoreos efectuados trimestralmente en el año 2010.

De trimestre a trimestre los valores respectivos de concentración de SO₂ para cada generador varían considerablemente, siendo el valor máximo de aproximadamente 234 mg/m³. Este valor se acerca a los resultados de azufre en el condensado de los scrubbers expuestos en la Tabla 3.6, ya que se encuentran en el rango de 200 a 300 ppm, por lo que se concluye que por balance de masa el azufre contenido en el condensado sale en el gas en SO₂, ya que la cantidad de azufre que ingresa al generador es aproximadamente igual a la que sale por las chimeneas. Entonces si continúa el ingreso de gas con condensado ácido, no se

podrá dar cumplimiento con la Normativa Ambiental con respecto a valores máximos permisibles de emisión de SO₂.

Tabla 3.7 Resultados de la concentración de dióxido de azufre en las emisiones gaseosas de los generadores a la atmósfera para el año 2010

EQUIPO	Primer Trimestre Concentración SO₂ (mg/m³)	Segundo Trimestre Concentración SO₂ (mg/m³)	Tercer Trimestre Concentración SO₂ (mg/m³)	Cuarto Trimestre Concentración SO₂ (mg/m³)
GENERADOR 1	<10	94,1	233,2	N.O.
GENERADOR 2	10,9	21,9	135,5	N.O.
GENERADOR 3	<10	212,8	N.O.	135,1
GENERADOR 4	<10	22,1	218,0	135,1
VALOR LÍMITE	30 mg / m³			

N.O.: No operativo

Según Guo y Ghalambor (2005) la combustión de gas natural no debería generar compuestos de azufre en los gases de chimenea, ya que este gas por lo general no tiene en su composición azufre, es por esto que la normativa es estricta para este tipo de combustible.

Al no poseer un adecuado sistema de separación de condensado, agua y gas la CPF del bloque MDC, tanto el gas como los líquidos ingresan a la cámara de combustión de los generadores. Por lo tanto el azufre contenido en el condensado reacciona con el oxígeno del aire, lo que da como resultado emisiones de SO₂ a la atmósfera. Así también las detonaciones o golpeteos al interior de los generadores son otro indicio de la presencia de líquidos en la cámara de combustión, ya que las detonaciones aparecen cuando una corriente de vapor atraviesa una fase condensada. Estos golpeteos generan fuerzas violentas de los fluidos que generalmente ocasionan serios daños a las instalaciones ya sea tuberías o equipos (GPSA, 2004).

3.2 DIMENSIONAMIENTO DEL SEPARADOR DE CONDENSADO Y GAS

La separación de las fases líquidas (condensado y agua) de la gaseosa se realiza en un separador, el mismo que consiste en un cilindro de acero al carbono dispuesto en una posición horizontal.

3.2.1 DIMENSIONAMIENTO

Los cálculos realizados para el dimensionamiento del separador son de acuerdo a las condiciones de ingreso del gas y de sus propiedades físicas. A continuación se describe el dimensionamiento del separador de condensado y gas con base en la metodología del GPSA (2004). En el subcapítulo 2.3 se encuentra la descripción de cada término a emplear en las ecuaciones de diseño.

Datos a utilizar del gas:

Estos datos fueron tomados de la CPF del bloque de MDC y son:

$$P_{\text{absoluta}} = 34,44 \text{ psia}$$

$$T = 40,0 \text{ °C}$$

$$\text{Flujo de gas a generación} = 1,0 \text{ E}+06 \text{ ft}^3/\text{d}$$

Consideraciones:

La partícula líquida a separar es una esfera rígida y se utiliza un separador horizontal para que la separación sea más eficiente, ya que el flujo de gas se dirige en dirección perpendicular a la gravedad, lo cual facilita la separación.

Propiedades del gas y del condensado:

Las propiedades del gas y del condensado que se citan a continuación fueron tomadas del simulador Hysys y son:

- Densidad de la fase gaseosa (ρ_g) con un valor de 0,1698 lb/ft³
- Densidad de la fase líquida (ρ_l) de 61,99 lb/ft³

- Viscosidad de la fase gaseosa μ_g de 0,0094 g/(cm s) o llamado (centipoise)
- Peso molecular del gas de 30,03 lb/lbmol

Determinación del tamaño de partícula a separar:

Se determina el tamaño de gota a separar mediante la ecuación [51], y para aplicar las respectivas Leyes de: Stoke, Intermedia y de Newton se utiliza el respectivo valor de K_{CR} . Finalmente se escoge la Ley donde menor tamaño de partícula se obtenga, para lograr que la separación sea más eficiente.

Ley de Stoke:

$$D_p = K_{CR} \left[\frac{\mu_g^2}{g\rho_g(\rho_l - \rho_g)} \right]^{0,33} \quad [51]$$

$$K_{CR} = 0,025$$

$$D_p = 0,025 \left[\frac{(0,0094cP)^2}{\left(32,2 \frac{ft}{s^2}\right) \left(0,1698 \frac{lb}{ft^3}\right) (61,99 - 0,1698) \frac{lb}{ft^3}} \right]^{0,33}$$

$$D_p = 0,000168 \text{ ft} = 51,21 \mu m$$

Ley Intermedia:

$$K_{CR} = 0,334$$

$$D_p = 0,00225 \text{ ft} = 685,8 \mu m$$

Ley de Newton:

$$K_{CR} = 18,13$$

$$D_p = 0,1219 \text{ ft} = 37237,4 \mu m$$

Por lo tanto con los resultados obtenidos se escoge la **Ley de Stoke**, ya que se lograría separar gotas más pequeñas y la separación sería más eficiente.

Determinación de la velocidad crítica de la partícula

Se determina previamente el coeficiente de arrastre C' , para posteriormente determinar la velocidad de sedimentación.

Ley de Stoke:

Se calcula el número de Reynolds para comprobar si este valor se encuentra en el régimen laminar y pertenece a la Ley de Stoke. Mediante la Figura 3.1 se determina el coeficiente de arrastre (C'):

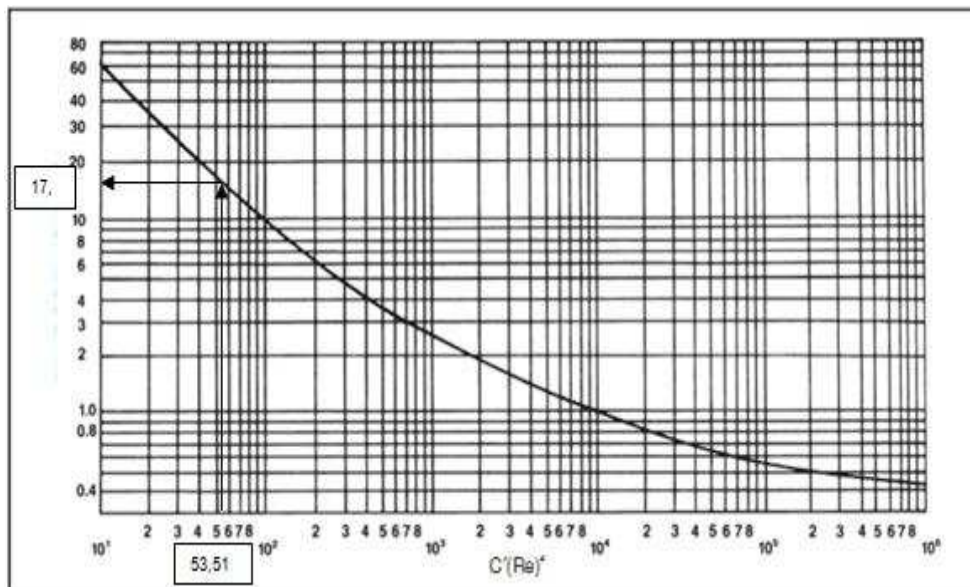


Figura 3.1 Determinación del coeficiente de arrastre para esferas rígidas C' vs $C'Re^2$ (GPSA, 2004)

El coeficiente de arrastre C' se calcula con la ecuación [52].

$$C'Re^2 = \frac{(0,95)(10^8)(\rho_g D_p^3)(\rho_l - \rho_g)}{\mu^2} \quad [52]$$

$$C'Re^2 = \frac{(0,95)(10^8)(0,1698) \frac{lb}{ft^3} (0,000168)^3 ft^3 (61,99 - 0,1698) \frac{lb}{ft^3}}{(0,0094cP)^2}$$

$$C' \text{Re}^2 = 53,51$$

$$C' = 17,1$$

$$C' = 24 \text{Re}^{-1}$$

$$\text{Re} = 1,40$$

Por lo tanto con el valor obtenido de Reynolds se comprueba que se encuentra en el régimen laminar, y la Ley que rige el proceso es la de Stoke.

Se determina la velocidad de sedimentación de las partículas líquidas mediante la ecuación [53].

$$V_t = \frac{g D_p^2 (\rho_l - \rho_g)}{18 \mu_g} \quad [53]$$

$$V_t = \frac{(32,2) \frac{ft}{s^2} (0,000168)^2 ft^2 (61,99 - 0,1698) \frac{lb}{ft^3}}{18(6,32 \times 10^{-6}) \frac{lb}{ft \cdot s}}$$

$$V_t = 0,494 \frac{ft}{s}$$

Determinación de la longitud y diámetro del separador bifásico.

Se determina el flujo másico y volumétrico de gas que va a ingresar al separador, con el fin de determinar la longitud y diámetro del equipo mediante las ecuaciones desde la [54] hasta la [57].

$$P_{esp \text{ molar}} = \frac{MW}{\rho_{gas}} = \frac{30,03 \frac{lb}{lbmol}}{0,1698 \frac{lb}{ft^3}} = 176,87 \frac{ft^3}{lbmol} \quad [54]$$

$$M_{gas} = \frac{(MM_{scfd})(MW)}{(P_{esp\ molar})(24)(3600)} \quad [55]$$

$$M_{gas} = \frac{(1,0 \times 10^6) ft^3 (30,03) \frac{lb}{lbmol}}{(176,87) \frac{ft^3}{lbmol} (24h) \left(\frac{3600s}{1h} \right)}$$

$$M_{gas} = 1,965 \frac{lb}{s}$$

$$Q_{gas} = \frac{M_{gas}}{\rho_g} \quad [56]$$

$$Q_{gas} = \frac{1,965 \frac{lb}{s}}{0,1698 \frac{lb}{ft^3}} = 11,57 \frac{ft^3}{s}$$

$$L_{SEP} = \frac{4 Q_{gas}}{\pi V_t D_{SEP}} \quad [57]$$

Donde:

$P_{esp\ molar}$: peso específico molar del gas en $ft^3 / lbmol$

MW: peso molecular del gas en $lb / lbmol$

M_{gas} : flujo másico de gas en lb / s

MM_{scfd} : flujo de gas en ft^3 a condiciones estándar de presión y temperatura

Q_{gas} : flujo volumétrico del gas en ft^3/s

L_{SEP} : longitud del separador en ft

D_{SEP} : diámetro del separador en ft

V_t : velocidad de sedimentación de la partícula en ft / s

Se asume un diámetro del separador, con ese valor se determina la longitud del separador. Según GPSA (2004) la relación que se recomienda para separadores horizontales de L/D es igual a dos. El diámetro del separador asumido es de 1,5 m o 4,92 ft, y con este valor se realiza un cálculo iterativo hasta determinar la rela-

ción recomendada L/D.

$$L_{SEP} = \frac{4(11,57) \frac{ft^3}{s}}{\pi(0,494) \frac{ft}{s} (4,92) ft} = 6,06 ft$$

A partir del cálculo iterativo se determina que la longitud del separador es de 2,33 m y el diámetro es de 1,16 m.

Determinación del área de extracción de niebla

Como el equipo va a estar integrado con un extractor de niebla, se necesita determinar la nueva velocidad terminal del gas V_t para el extractor con el fin de calcular el área de la malla metálica. En la Tabla 3.8 se muestran algunos valores de la constante K para diferentes longitudes.

Tabla 3.8 Relación de K para el extractor de niebla con la longitud del separador

Longitud del separador (ft)	K (ft/s)
10	0,40 – 0,50
Otros	$K_{10}(L/10)$

(GPSA, 2004)

Como la longitud calculada del separador no es de 10 ft, se utiliza la relación para otras longitudes de separador. Para la longitud de 10 ft se escoge el K de 0,40 ft/s. A partir de la ecuación [58] hasta la [60] se muestra el cálculo de obtención del área de la malla coalescedora metálica.

$$K = K_{10} \frac{L}{10} \quad [58]$$

$$K = 0,40 \frac{7,64}{10} = 0,31$$

$$V_t = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad [59]$$

$$V_t = 0,31 \sqrt{\frac{61,99 - 0,1698}{0,1698}} = 5,92 \frac{ft}{s}$$

$$A_M = \frac{Q}{V_t} = \frac{11,57 \frac{ft^3}{s}}{5,92 \frac{ft}{s}} = 1,95 ft^2 = 1816 cm^2 \quad [60]$$

El área de la malla metálica es de forma rectangular, y los resultados se encuentran en la Tabla 3.9.

Determinación del tiempo de retención de líquidos

El recipiente colector de líquidos es de forma cilíndrica y tiene un volumen de $0,017 m^3$, con un diámetro de 0,2 m y longitud de 0,4 m y el flujo máximo a tratar por día es de 80 barriles. Con la ecuación [61] se determina el tiempo de retención.

$$t_{reten} = \frac{0,017 m^3}{\frac{80 \text{barriles}}{d} \cdot \frac{42 \text{gal}}{\text{barriles}} \cdot \frac{3,785 L}{1 \text{gal}} \cdot \frac{1 m^3}{1000 L} \cdot \frac{1 d}{24 h} \cdot \frac{1 h}{60 \text{min}}} = 2 \text{min} \quad [61]$$

Dimensiones de los separadores del proceso

Los cálculos del dimensionamiento para todos los separadores son los mismos, por lo tanto se realizó solo el ejemplo de cálculo para un separador que es el de admisión.

Resultados de las dimensiones del separador

Se dimensionó las siguientes secciones del equipo:

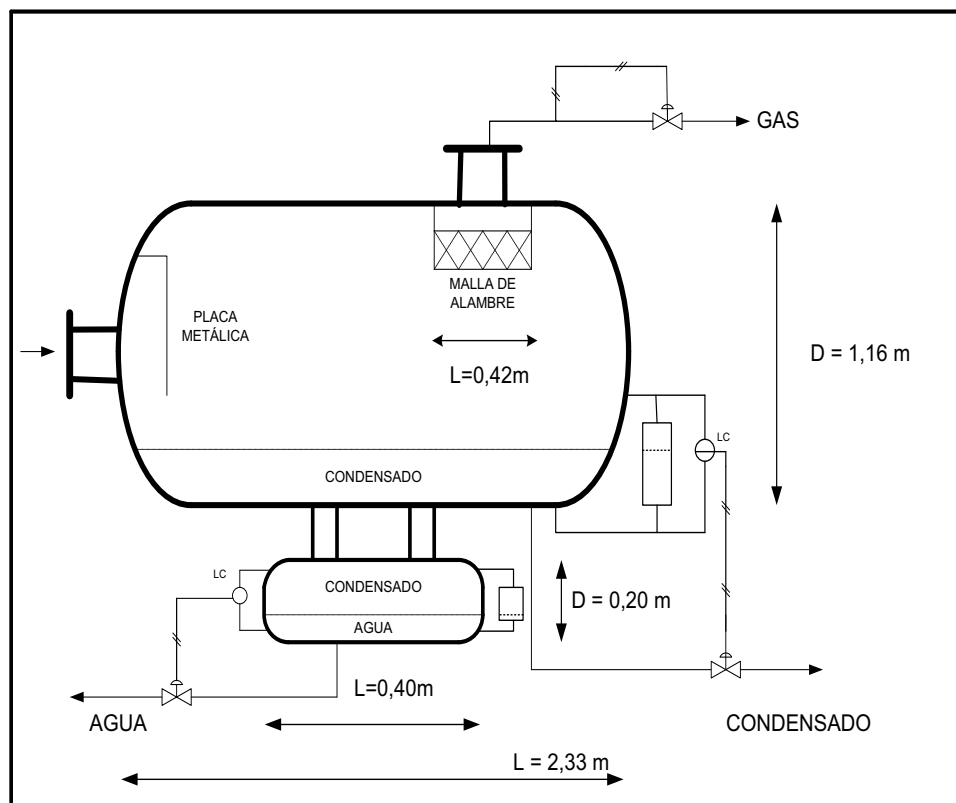
- Longitudes y diámetros del separador
- Longitud del recipiente colector de líquidos
- Longitud y área de la malla coalescedora

Los resultados del dimensionamiento del equipo separador se muestran en la Tabla 3.9.

Tabla 3.9 Resultados de las dimensiones del separador de gas y condensado

Parámetro	Valor	Unidad
Longitud del separador	2,33	m
Diámetro del separador	1,16	m
Área de la malla de alambre	0,18	m ²
Longitud de la malla de alambre	0,42	m
Longitud del recipiente colector de condensado	0,40	m
Diámetro del recipiente colector de condensado	0,20	m

En la Figura 3.2 se muestra el separador horizontal de gas y condensado con las respectivas dimensiones.

**Figura 3.2** Resultados del dimensionamiento del separador de gas y condensado

El dimensionamiento de un separador depende del flujo a tratarse como de las propiedades del gas (peso molecular, densidad, viscosidad), es por esto que es importante aclarar que en la simulación del proceso de tratamiento de gas se usaron tres separadores que son: de admisión, de la primera etapa y segunda

etapa. Los dos primeros trabajan con un flujo de un millón de pies cúbicos de gas y el de la segunda etapa opera con un flujo menor que depende tanto de la presión de compresión como de la temperatura de enfriamiento en el sistema de refrigeración con propano, ya que a medida que aumenta la presión del gas y disminuye la temperatura del gas, el flujo de condensado aumenta y por ende el de gas disminuye. Por lo que los resultados de la Tabla 3.9 del dimensionamiento del separador son solamente para el separador de admisión, en cambio los resultados de los otros dos equipos separadores se encuentran en el subcapítulo 3.3.

Para el cálculo del tiempo de retención de líquidos se determinó el flujo máximo a remover de condensado, por medio de la simulación en Hysys. El caudal máximo a manejar corresponde a la presión de compresión más alta a usar en la simulación, la cual es de 500 psia. En la Tabla 3.10 se muestra los resultados del tiempo de retención de líquidos como del volumen de condensado separado para la presión mencionada anteriormente.

Tabla 3.10 Resultados del tiempo de retención de líquidos y del flujo de condensado separados a una presión de compresión de 500 psia

Parámetro	Valor	Unidad
Tiempo de retención del líquido	2,0	min
Flujo de líquidos separados	60	barriles /d

Como se puede apreciar en la Tabla 3.10 se determinó un tiempo de retención de líquidos de dos minutos, lo cual está en el rango normal de tiempos de retención de los procesos de separación gas – condensado, ya que según GPSA 2004 este tiempo es entre uno a dos minutos. Por otro lado se obtuvo un flujo de condensado separado de 60 barriles por día, sin embargo el separador puede manejar flujos de hasta 80 barriles por día con igual tiempo de residencia de dos minutos, si en un caso la producción de gas aumentara. Así también el separador de admisión el cual recibe el gas del bloque MDC, puede operar normalmente con el fin de remover el flujo de condensado cuantificado de 480 L/d o lo que corresponde a tres barriles por día.

3.3 SIMULACIÓN DEL PROCESAMIENTO DE SEPARACIÓN DE CONDENSADO Y GAS, MEDIANTE EL SOFTWARE HYSYS

3.3.1 DIMENSIONAMIENTO Y PARÁMETROS DE OPERACIÓN DE LOS EQUIPOS A USAR EN LA SIMULACIÓN DEL PROCESO DE REMOCIÓN DE CONDENSADO Y GAS

3.3.1.1 Parámetros de operación del compresor

El gas natural que sale del separador de admisión donde se separa agua, debe ser sometido a un proceso de compresión con el fin de remover agua e hidrocarburos condensables. El equipo compresor seleccionado puede ser de pistón o de tornillo, los cuales se eligieron ya que según GPSA (2004) estos pueden operar a las condiciones necesarias de este proceso, es decir para el flujo de $1,0E+06 \text{ ft}^3/\text{d}$, una presión de entrada de 34,3 psia y presión de descarga máxima de 500,0 psia.

Se realizó el cálculo de la potencia del compresor para la presión de 300,0 psia, valor que se eligió porque proporciona mejores resultados con respecto a: poder calorífico obtenido, flujo requerido de gas a generadores, composición de los hidrocarburos; sin embargo el cálculo es el mismo para cualquier presión a evaluar. Además del cálculo de la potencia del compresor, se determinó el número de etapas de compresión, es decir se va a comprimir el gas en la primera etapa desde 34,3 psia hasta 103,0 psia y desde 100,0 psia hasta 300,0 psia, la diferencia de 3,0 psia es por la caída de presión. En el acápite 3.3.2.1 se explica con detalle la elección de la presión de 300,0 psia para el proceso. A continuación se enuncian los resultados de los parámetros de operación del compresor.

Descripción de los parámetros de operación del compresor

Este equipo comprime $1,0E+06 \text{ ft}^3/\text{d}$ de gas. La presión y temperatura de entrada al compresor es 34,3 psia y 104 °F o 40,0 °C respectivamente y la presión de

salida o descarga es de 300,0 psia.

Datos a usar

MW: Peso molecular del gas de 30,12 lb/lbmol tomado del análisis cromatográfico del gas

Relación de compresión

Se determina la relación de compresión mediante el cociente entre la presión de salida (2) y la de entrada (1) del compresor con la ecuación [62]:

$$RC = \frac{P_2}{P_1} \quad [62]$$

$$RC = \frac{300,0 \text{ psia}}{34,3 \text{ psia}} = 9$$

Se necesitará un compresor de 2 etapas, donde la relación por etapa se determina con la ecuación [63]:

$$\text{Relación etapa} = \sqrt{RC} \quad [63]$$

$$\text{Relación etapa} = \sqrt{9} = 3$$

Entonces en la primera etapa se tiene que la presión de descarga es de 103,0 psia, siendo 3,0 psia la caída de presión entre la descarga de la primera etapa a la segunda etapa. Por lo tanto 100,0 psia es la presión de entrada a la segunda etapa y la de salida de la segunda etapa es de 300,0 psia.

Exponente K que relaciona las capacidades caloríficas a presión y a volumen constante

Se calcula el valor del exponente k de 1,17 mediante la Figura 3.3. Se necesita el peso molecular del gas, y el GPSA (2004) recomienda escoger una temperatura de 150 °F en este gráfico para la mayoría de aplicaciones de compresión.

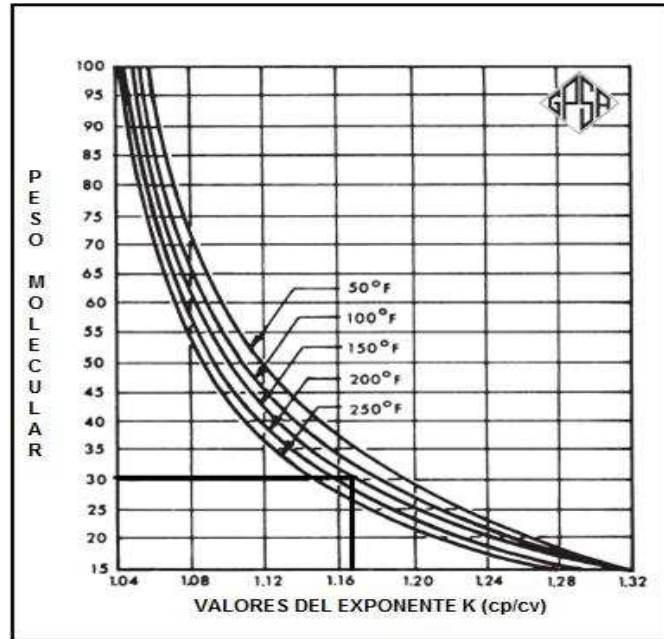


Figura 3.3 Exponente k de la relación de las capacidades caloríficas de hidrocarburos gaseosos (GPSA, 2004)

Determinación de la temperatura de descarga de las dos etapas

Las temperaturas de descarga de las dos etapas se determinaron con la ecuación [64]. En el acápite 1.2.3.2 se encuentra la descripción de cada término usado en la ecuación.

$$\Delta T_{actual} = \frac{T_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]}{n_{is}} \quad [64]$$

- Primera etapa:

$$\Delta T_{actual} = \frac{563,67^\circ R \left[\left(\frac{100}{34,3} \right)^{\frac{1,17-1}{1,17}} - 1 \right]}{0,78} = 121,56^\circ R$$

$$T_2 = T_1 + \Delta T_{actual} = 563,67 + 121,56 = 685,23^\circ R = 225,56^\circ F$$

- Segunda etapa:

$$\Delta T_{actual} = \frac{685,23^{\circ}R \left[\left(\frac{300}{100} \right)^{\frac{1,17-1}{1,17}} - 1 \right]}{0,78} = 152,05^{\circ}R$$

$$T_2 = T_1 + \Delta T_{actual} = 685,23 + 152,05 = 837,27^{\circ}R = 377,6^{\circ}F$$

Factor de compresibilidad en la entrada y salida del compresor

Los factores de compresibilidad (z) se obtuvieron tanto a la entrada como a la salida del compresor mediante la simulación en el HYSYS y son: Z a la entrada de 0,99 y Z a la salida de 0,96, por lo que se acerca a las condiciones ideales.

Potencia del compresor

Se calcula la potencia del compresor en cada una de las dos etapas, y la total representa la suma de las dos. Mediante la ecuación [65] se determinó la potencia del compresor.

$$BHP = 3,03 \cdot Z \cdot \left(\frac{Q_{gd} T_1}{E} \right) \left(\frac{k}{k-1} \right) \left(\frac{P_S}{T_S} \right) \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \quad [65]$$

- Primera Etapa:

$$BHP_1 = 3,03 \cdot 0,99 \cdot \left(\frac{1 \cdot 563,67}{0,82} \right) \left(\frac{1,17}{1,17-1} \right) \left(\frac{14,65}{520} \right) \left[\left(\frac{100}{34,3} \right)^{\frac{1,17-1}{1,17}} - 1 \right] = 66,60 \text{ hp}$$

- Segunda Etapa:

$$BHP_2 = 3,03 \cdot 0,99 \cdot \left(\frac{1 \cdot 563,67}{0,82} \right) \left(\frac{1,17}{1,17-1} \right) \left(\frac{14,65}{520} \right) \left[\left(\frac{300}{100} \right)^{\frac{1,17-1}{1,17}} - 1 \right] = 67,10 \text{ hp}$$

$$BHP_{total} = BHP_1 + BHP_2 = 66,60 + 67,10 = 133,70 \text{ hp}$$

Para una presión de descarga de 300,0 psia con una succión de 34,3 psia se necesita de un compresor de 134 hp; siendo este valor calculado analíticamente. En el software Hysys se determinó a través de las ecuaciones de estado la

potencia requerida por el compresor para una sola etapa, estos resultados se encuentran en el acápite 3.3.2.1. Cabe recalcar que los resultados del Hysys son más cercanos al real, ya que el software utiliza factores de corrección para los cálculos a diferencia del cálculo manual que se realizó anteriormente.

Para la presión de descarga de 300,0 psia se necesita de una potencia de 161 hp y al comparar este valor con el obtenido analíticamente de 134 hp se tiene un porcentaje de varianza de 16,77 %. Esto se da por cuanto el software contempla factores de corrección y por ende su resultado es más cercano a la realidad, sin embargo cuando no se dispone de herramientas como simuladores el cálculo analítico nos provee de resultados cercanos a la realidad que pueden usarse. Los resultados de los parámetros del compresor calculados analíticamente se encuentran en la Tabla 3.11.

Tabla 3.11 Resultado de los parámetros del compresor a una presión de descarga de 300 psia

Parámetro	Valor	Unidad
Potencia requerida	133,7	hp
Número de etapas	2,0	--
Presión de entrada a la primera etapa	34,3	psia
Presión de salida de la primera etapa	103,0	psia
Presión de entrada a la segunda etapa	100,0	psia
Presión de salida de la segunda etapa	300,0	psia

3.3.1.2 Dimensionamiento del aroenfriador

Posteriormente a la etapa de compresión, se dimensionó un aroenfriador es decir un ventilador, cuyo fin es enfriar al gas calentado producto de la combustión. Se usó en el simulador una temperatura de bulbo seco del aire de 40,0 °C, ya que esta es la que predomina la mayor parte del tiempo en MDC y la temperatura

requerida del gas luego del aerofriador se fijó en 45 °C, por cuanto según GPSA (2004) y experiencia de campo la temperatura del gas enfriado debe ser superior al menos en unos 5 °C a la ambiental. A continuación se muestra los resultados del dimensionamiento del aerofriador.

Dimensionamiento

La temperatura del gas caliente que ingresa al aerofriador se la obtuvo del Hysys y la de salida del gas natural del ventilador se fijó por sobre 5 °C a la temperatura ambiental promedio del campo que es de 40,0 °C.

Propiedades del gas natural

Las propiedades del gas se las obtiene del software Hysys y son:

- Capacidad calorífica c_p de 0,556 Btu / lb °F.
- Viscosidad μ de $1,68 \times 10^{-2}$ g / cm s (centipoise).
- Constante de conductividad térmica K de $2,696 \times 10^{-2}$ Btu / h ft °F.

Condiciones del proceso

La temperatura de entrada del gas al aerofriador, la caída de presión y flujo de calor intercambiado se obtiene con el simulador Hysys.

- Temperatura de entrada del gas al aerofriador (T_1) es 372 °F o 188,9 °C.
- Temperatura de salida del gas del aerofriador (T_2) es 113 °F o 45,0 °C.
- Caída de presión en el aerofriador (ΔP) es de 2,9 psia.
- Flujo de calor intercambiado es de $-5,087E+06$ Btu / h.

Datos para el aire

- La temperatura del aire (t_1) es de 104 °F o 40,0 °C, ya que es la que predomina en la CPF del bloque de MDC.
- La capacidad calorífica del aire a presión constante ($C_{p_{aire}}$) es de 0,24 Btu / lb °F.

Consideraciones

Se realiza una serie de consideraciones para el dimensionamiento del aerofriador que son:

- Tipo de aerofriador: Tiro forzado (ya que la temperatura de entrada del gas al aerofriador es superior a los 350 °F).
- Tubos: De 1 in de diámetro externo con 5/8 in de alto aletas.
- Configuración del tubo: Triangular de 2 1/2 in.
- Diseño: 3 filas de tubos con un paso. (Tubos de 10 ft de largo).

Elección del coeficiente global de transferencia

Se selecciona el coeficiente global de transferencia de calor (U_x) en función de la presión de operación del proceso que es de 300 psia. En la Figura 3.4 se muestra los coeficientes de transferencia de calor a diferentes presiones.

Presión (psig)	U_b	U_x	U_b	U_x
50	30	2.1	35	1.6
100	35	2.4	40	1.9
300	45	3.1	55	2.6
500	55	3.8	65	3.0
750	65	4.5	75	3.5
1000	75	5.2	90	4.2

Figura 3.4 Coeficientes de transferencia de calor típicos para aerofriadores (GPSA, 2004)

El coeficiente seleccionado es para 300 psia que es de 2,6 Btu / (h ft² °F).

Aumento de temperatura del aire

Se calcula el incremento de la temperatura del aire mediante la ecuación [66]:

$$\Delta t_a = \frac{U_x + 1}{10} \cdot \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right) \quad [66]$$

$$\Delta t_a = \frac{2,6 + 1}{10} \cdot \left(\frac{372 + 113}{2} - 104 \right) = 49,86 \text{ } ^\circ F$$

Donde:

Δt_a : incremento de temperatura del aire en °F

U_x : coeficiente de transferencia de calor (2,6) para enfriamiento de gas a presión de 300 psia en Btu / (h ft² °F)

T_1 : temperatura de ingreso del gas natural al aerofriador en °F

T_2 : temperatura de salida del gas natural del aerofriador en °F

t_1 : temperatura de ingreso del aire en °F

Diferencia de temperaturas media corregida

Se determina una diferencia de temperatura media logarítmica corregida (CMTD), con las ecuaciones desde la [67] hasta la [69]:

$$LMTD = \frac{GTTD - LTTD}{\ln \frac{GTTD}{LTTD}} \quad [67]$$

$$GTTD = T_1 - t_2 = (372 - 153,86)^\circ\text{F} = 218,14^\circ\text{F} \quad [68]$$

$$LTTD = T_2 - t_1 = (113 - 104)^\circ\text{F} = 9^\circ\text{F} \quad [69]$$

$$LMTD = 65^\circ\text{F}$$

Donde:

GTTD: diferencia de temperatura mayor

LTTD: diferencia de temperatura menor

CMTD: diferencia de temperatura media corregida

C: factor de corrección que es igual a uno

t_2 : temperatura de salida del aire en °F

Superficie exterior de los tubos

Se determina la superficie exterior del tubo mediante la ecuación [70].

$$A_x = \frac{Q}{U_x \cdot CMTD} = \frac{5087000 \frac{\text{Btu}}{\text{h}}}{2,6 \cdot 65} = 30100,6 \text{ ft}^2 \quad [70]$$

Donde:

Q: flujo calórico removido del gas en Btu/h obtenido en Hysys

A_x : superficie exterior de los tubos en ft^2

Área de los haces de tubos

El área externa de los haces de tubos (APSF) se determina de la Tabla 3.12, con un banco de tres filas y dispuestos en arreglo triangular.

Tabla 3.12 Datos de áreas del tubo de una pulgada de diámetro externo según diferentes arreglos

Altura de las aletas	½ in por 9		½ in por 10		
APF (ft^2/ft)	3,80		5,58		
AR (ft^2/ft^2)	14,5		21,4		
Arreglo de los tubos	2 in Δ	2 ¼ in Δ	2 ¼ in Δ	2 ¾ in Δ	2 ½ in Δ
APSF 3 filas	68,4	60,6	89,1	84,8	80,4
4 filas	91,2	80,8	118,8	113,0	107,2
5 filas	114,0	101,0	148,5	141,3	134,0
6 filas	136,8	121,2	178,2	169,6	160,8
Notas: APF: Es el área total externa del tubo AR: Relación del área de tubos de las aletas con el exterior APSF: Área externa del haz de tubos de la cara de haz del tubo en ft^2/ft^2					

GPSA, 2004

El área total de la cara (F_a) de los haces de los tubos en ft^2 se determina con la ecuación [71].

$$F_a = \frac{A_x}{APSF} = \frac{30100}{80,4} = 374,4 ft^2 \quad [71]$$

Donde:

F_a : área total de la cara de los haces de tubos en ft^2

A_x : superficie exterior de los tubos en ft^2

APSF: área externa de los haces de tubos en ft^2 / ft^2

Número de tubos

Se determina el número de tubos con la ecuación [72].

$$N_t = \frac{A_x}{(APF)(L)} = \frac{30100 \text{ ft}^2}{5,58 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} 10 \text{ ft}} = 540 \text{ tubos} \quad [72]$$

Donde:

N_t : número de tubos

APF: relación entre área externa total de un tubo y longitud en ft^2/ft

L: longitud del tubo en ft

Cantidad de aire

Se calcula la cantidad de aire con la ecuación [73].

$$W_a = \frac{Q}{0,24 \cdot \Delta t_a} = \frac{5087000}{0,24 \cdot 49,86} = 425107 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \quad [73]$$

Donde:

W_a : flujo másico del aire en lb/h

Q: flujo calórico removido del gas en Btu/h obtenido en Hysys

Δt_a : incremento de la temperatura del aire en °F

Velocidad másica del aire

Se determina la velocidad másica del aire con la ecuación [74].

$$G_a = \frac{W_a}{F_a} = \frac{425107 \frac{\text{lb}}{\text{h}}}{370} = 1148 \frac{\text{lb}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2} \quad [74]$$

Donde:

G_a : velocidad másica del aire en lb / h ft^2

Área mínima del ventilador

Se calcula el área mínima del ventilador con la ecuación [75].

$$F_{APF} = \frac{0,40 \cdot F_a}{N_f} = \frac{0,40 \cdot 370}{4} = 37 \text{ ft}^2 \quad [75]$$

Donde:

FAPF: área de un ventilador en ft^2

N_f : número de ventiladores

Diámetro del ventilador

El diámetro del ventilador se determina con la ecuación [76].

$$Diam\ Vent = \left[\frac{4(FAPF)}{\pi} \right]^{0,5} = \left[\frac{4(37)}{\pi} \right]^{0,5} = 6,86\text{ ft} \cong 2\text{ m} \quad [76]$$

Volumen de aire

Se calcula el volumen de aire mediante la ecuación [77] y con la Figura 3.5 se determina el factor D_r (relación de la densidad del aire con la temperatura y elevación sobre el nivel del mar) a una temperatura de $104\text{ }^\circ\text{F}$, que corresponde a la temperatura fría del aire.

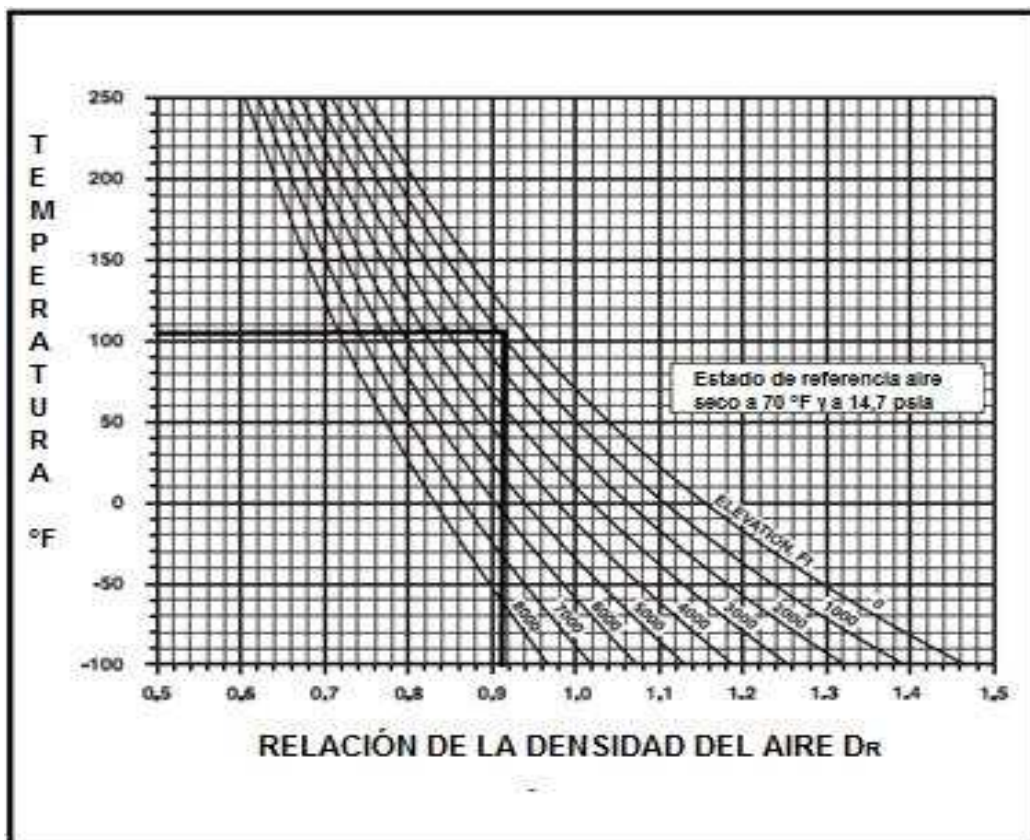


Figura 3.5 Relación de la densidad del aire con respecto a la presión y temperatura (GPSA, 2004)

$$ACFM = \frac{W_a}{D_R \cdot 60 \cdot 0,0749} = \frac{425107}{(0,91)(60)(0,0749)} = 103950 \frac{ft^3}{min} \quad [77]$$

Donde:

ACFM: volumen de aire a condiciones del proceso en ft³/min (altitud y presión)

D_R: relación de la densidad del aire con la temperatura y altitud

Potencia del ventilador

Se determina la potencia del compresor con un 70,0 % de eficiencia mediante la ecuación [78].

$$ACFM = \frac{W_a}{D_R \cdot 60 \cdot 0,0749} = \frac{425107}{(0,91)(60)(0,0749)} = 103950 \frac{ft^3}{min} \quad [78]$$

El motor del ventilador necesita un 92,0 % de eficiencia y su potencia es de 4 hp.

$$Potencia \text{ real vent} = \frac{3,6}{0,92} = 4hp / ventilador$$

En la Tabla 3.13 se muestra los resultados del dimensionamiento del equipo.

Tabla 3.13 Resultados del dimensionamiento del aerorefrigerador

Parámetro	Valor	Unidad
Diámetro del ventilador	2,0	m
Potencia del ventilador	4,0	hp
Longitud de los tubos	3,0	m
Número de tubos	540	---
Diámetro de los tubos	0,015	m

De los resultados expuestos en la Tabla 3.13, se constata un diámetro del ventilador de dos metros, valor que en ocasiones puede provocar problemas sobre todo cuando de requerimientos de espacios se trata, por lo tanto ante alguna situación se recomienda prever de superficie adicional en el proceso.

3.3.1.3 Dimensionamiento del intercambiador de calor de tubos y coraza

El dimensionamiento del intercambiador se lo realizó con el simulador Hysys, para lo cual se fijó una temperatura de 10,0 °C a la corriente (gas frío) la misma que sale del sistema de refrigeración, una temperatura de 35,0 °C a la corriente gas fresco y de 45,0 °C a la corriente (gas separado primera etapa). Con estas tres temperaturas fijas el software determinó la temperatura de la corriente fría de salida del intercambiador, y así también los respectivos flujos. A continuación se muestra los resultados del dimensionamiento del intercambiador.

Dimensionamiento

Se dimensiona el intercambiador de calor de tubos y coraza, a continuación se enuncia los datos del gas caliente y frío que se utilizaron.

Datos:

Fluido caliente

- Temperatura caliente de entrada del gas (T_{CE}) de 45,0 °C.
- Temperatura caliente de salida del gas (T_{CS}) de 35,0 °C.
- Flujo de gas de 1 428 Kg/h o 3 149 lb/h (obtenido por Hysys).
- Capacidad calorífica a presión constante del gas (C_{PC}) de 1 257,3 J / Kg °C (obtenido por Hysys).

Fluido frío

- Temperatura fría de entrada del gas frío (T_{FE}) de 10,0 °C.
- Temperatura de salida del gas frío (T_{FS}) de 37,13 °C (obtenido por Hysys).
- Flujo de gas frío de 1 082 Kg/h o 2 384 lb/h (obtenido por Hysys).
- Capacidad calorífica a presión constante del gas (C_{PF}) de 1 115,83 J/Kg °C o 0,54 Btu / lb °F (obtenido por Hysys).
- Viscosidad del fluido frío (μ_F) de $1,171 \times 10^{-2}$ cP (obtenido por Hysys)
- Constante de conductividad térmica (k) de 0,0163 Btu ft/h ft² °F (obtenido por Hysys).

Datos del simulador HYSYS:

- Flujo de calor a remover de la corriente caliente = 56 640 KJ/h.
- Área de transferencia de calor = 47,88 m².

Características del intercambiador:

- Tipo: Tubos y coraza.
- Número de pasos por los tubos y coraza: 1-1.
- Número de tubos: 160.
- Diámetro interior del tubo: 1 in.
- Diámetro exterior del tubo: 1,50 in.
- Longitud de los tubos: 3 m.
- Diámetro interior de la coraza: 29 in.
- Arreglo de tubos: triangular con inclinación de 30° de 2 pasos.
- Separación de los deflectores: 7 in de 25,0 % de corte.

LMTD:

La diferencia de temperatura media logarítmica (LMTD) se determinó con las ecuaciones desde la [79] hasta la [81] :

$$\Delta T_C = T_{CE} - T_{CS} \quad [79]$$

$$\Delta T_F = T_{FS} - T_{FE} \quad [80]$$

$$LMTD = \frac{\Delta T_C - \Delta T_F}{\ln \frac{\Delta T_C}{\Delta T_F}} = \frac{(7,87 - 25)^\circ C}{\ln \left(\frac{7,87}{25} \right)} = 14,82^\circ C \quad [81]$$

Donde:

ΔT_C : variación de la temperatura por el lado del fluido caliente en °C.

ΔT_F : variación de la temperatura por el lado del fluido frío en °C.

LMTD: diferencia de temperatura media logarítmica.

Coefficiente de transferencia de calor obtenido por la simulación:

Se calcula el coeficiente de calor calculado por el software Hysys mediante la ecuación [82].

$$U_{sim} = \frac{Q}{A_t \cdot LMTD} = \frac{56640 \frac{KJ}{h}}{(47,88m^2)(14,82^\circ C)} = 79,82 \frac{KJ}{hm^2 \cdot ^\circ C} = 3,90 \frac{Btu}{hft^2 \cdot ^\circ F} \quad [82]$$

Donde:

U: coeficiente global de transferencia de calor en Btu / h ft² °F

Q: flujo de calor removido de la corriente caliente en KJ / h

A_t: área de transferencia de calor en m²

Caída de presión por el lado de los tubos, y la resistencia a la transferencia de calor:

Se determina las caídas de presión y la resistencia a la transferencia de calor por el lado de los tubos.

Resistencia a la transferencia de calor:

El área de flujo de la sección transversal se determina con la ecuación [83]

$$A = \frac{(\text{númerotubos})(\pi)(D_i)^2}{4} = \frac{(160)(\pi)(1in)^2}{4} = 125,66in^2 \quad [83]$$

Se calcula el flujo másico y el número de Reynolds para el fluido frío, el cual se dirige por los tubos con las ecuaciones [84] y [85].

$$G = \frac{\dot{m}_F}{A} = \frac{2384 \frac{lb}{h}}{\left(\frac{3600s}{1h}\right)(125,66in^2) \left(\frac{2,54cm}{1in}\right)^2 \left(\frac{1ft}{30,48cm}\right)^2} = 0,759 \frac{lb}{ft^2 s} \quad [84]$$

Donde:

A: área de flujo de la sección transversal en in²

G: flujo másico en lb / ft²s

$$Re = 123,9 \frac{D_i G}{\mu_F} = 123,9 \frac{(1in) \left(0,759 \frac{lb}{ft^2 s} \right)}{1,171 \times 10^{-2} \text{ centipoise}} = 8028,64 \quad [85]$$

Donde:

Re: número de Reynolds (adimensional)

μ_F : viscosidad del fluido frío en centipoise

D_i : diámetro interno del tubo en in

G: velocidad másica del fluido frío en lb / ft² s

Como el número de Reynolds es mayor a 2 000, se trata de flujo turbulento. Luego se calcula la resistencia a la transferencia de calor, y se tiene como dato un valor experimental de resistencia al film para metano puro de bibliografía GPSA (2004) que es $(r_i)_1$. Se utilizará este valor, ya que el metano es el componente mayoritario en la corriente de gas. La relación de la resistencia a la transferencia de calor a calcular y la obtenida experimentalmente por GPSA para el metano se calcula con la ecuación [86]:

$$(r_i)_2 = f(r_i)_1 \quad [86]$$

Donde:

$(r_i)_2$ = resistencia al film en el interior (segundo valor), en h ft² °F / Btu.

$(r_i)_1$ = resistencia al film en el interior (primer valor), en h ft² °F / Btu.

f = relación de un valor a otro.

En la Tabla 1.4 se indicaron las expresiones empleadas para caídas de presión y resistencias a la transferencia de calor en intercambiadores, las cuales se utilizarán a continuación y en la Tabla 3.14 se exponen los valores a usar en las mismas.

Tabla 3.14 Valores a usar en las expresiones de la Tabla 1.4

Fluido	Régimen	Valor r	LADO DE LOS TUBOS (UN PASO)						
			K	Cp	ρ	$\Delta P/\text{ft}$	$\mu^{(2)}$	G_i	D_i
Agua	Turbulento	0,0009	0,3580	1,000	62,1	0,068	0,7640	265	0,620
HC	Laminar	0,0038	0,0788	0,500	46,9	0,061	0,7260	185	0,495
Metano	Turbulento	0,0058	0,0200	0,540	0,27	0,137	0,0113	31,2	0,620
HC	Laminar	0,0490	0,0716	0,526	51,3	(4)	(3)	42,3	0,834
			LADO DE LA CORAZA						
			K	Cp	ρ	$\Delta P^{(6)}$	$\mu^{(5)}$	$G_0^{(7)}$	D_o
Agua	Turbulento	0,0005	0,3950	1,007	59,8	0,23	0,2820	156,7	0,625
HC	Turbulento	0,0028	0,0762	0,557	46,8	0,25	0,5490	132,4	0,625
Metano	Turbulento	0,0038	0,0370	0,655	0,23	0,09	0,0182	6,190	0,625

(2): viscosidad media a granel
(3): 6,62 y viscosidad de la pared es 27,25
(4): 0,14 psia para un tubo de 17 ft
(5): viscosidad de la película
(6): promedio de la velocidad másica del flujo cruzado
HC: hidrocarburo

GPSA, 2004

El valor de f se calcula con la ecuación [87], a partir de las constantes indicadas en la Tabla 3.14. Cabe recalcar que los parámetros con subíndice igual a uno representan a datos obtenidos experimentalmente por bibliografía GPSA (2004).

$$f = \left(\frac{\mu_2}{\mu_1} \right)^{0,47} \left(\frac{k_1}{k_2} \right)^{0,67} \left(\frac{c_{p1}}{c_{p2}} \right)^{0,33} \left(\frac{G_1}{G_2} \right)^{0,8} \left(\frac{D_{i2}}{D_{i1}} \right)^{0,2} \quad [87]$$

$$f = \left(\frac{1,177 \times 10^{-2}}{0,0113} \right)^{0,47} \left(\frac{0,02}{0,0163} \right)^{0,67} \left(\frac{0,54}{0,267} \right)^{0,33} \left(\frac{31,2}{0,7588} \right)^{0,8} \left(\frac{1}{0,62} \right)^{0,2} = 31,66$$

Donde:

K: conductividad térmica en (Btu ft/ h ft² °F)

Cp: calor específico en (Btu / lb °F)

G: velocidad másica del fluido en (lb / ft² s)

D: diámetro interior del tubo en pulgadas (in)

Los parámetros anteriores son para el fluido frío, el que se dirige por los tubos. La resistencia a la transferencia de calor se determina con la ecuación [88]:

$$(r_i)_2 = f(r_i)_1 = (31,66)(0,0058) = 0,1836 \frac{hft^2 \circ F}{Btu} \quad [88]$$

Caída de presión por el lado de los tubos:

Los parámetros con subíndice uno, se obtienen de la Tabla 3.14. La caída de presión por el lado de los tubos se calcula con las ecuaciones [89] y [90]

$$f = \left(\frac{\mu_2}{\mu_1} \right)^{0,2} \left(\frac{G_2}{G_1} \right)^{1,8} \left(\frac{\rho_1}{\rho_2} \right) \left(\frac{D_{i1}}{D_{i2}} \right)^{1,2} \left(\frac{N_{P2}}{N_{P1}} \right) \quad [89]$$

$$f = \left(\frac{1,171 \times 10^{-2}}{0,0113} \right)^{0,2} \left(\frac{0,7588}{31,2} \right)^{1,8} \left(\frac{0,27}{1,37} \right) \left(\frac{0,62}{1} \right)^{1,2} \left(\frac{1}{1} \right) = 0,000139$$

$$(\Delta P_i)_2 = (f)(\Delta P_i)_1 = (0,000139)(0,137) = 0,000019 \frac{psi}{ft} \quad [90]$$

Para 3 m de longitud, es decir 9,84 ft, la caída de presión es:

$$\Delta P = (9,84 \text{ pies}) \left(0,000019 \frac{psi}{ft} \right) = 0,00019 \text{ psi}$$

Caída de presión por el lado de la coraza, y la resistencia a la transferencia de calor:

Resistencia a la transferencia de calor:

El área transversal de flujo por el lado de la coraza, está dada por la ecuación [91].

$$a_c = \frac{D_I \cdot B \cdot C}{P_T \cdot n} = \frac{(29in)(6in)(2-1,25)}{2in(1)} = 65,25in^2 \quad [91]$$

Donde:

B: espaciamiento de los deflectores en in

P_T : espaciado de los tubos en in

D_i : diámetro interior de la coraza en in

n: número de pasos por la coraza

C: $P_T - D_e$

D_e : diámetro exterior del tubo en in

Se calcula la velocidad másica del fluido caliente con la ecuación [92].

$$G = \frac{W}{a_C} = \frac{3149 \frac{lb}{h}}{\left(\frac{3600s}{1h}\right) \left(65,25in^2\right) \left(\frac{2,54cm}{1in}\right)^2 \left(\frac{1ft}{30,48cm}\right)^2} = 1,93 \frac{lb}{ft^2 s} \quad [92]$$

Donde:

W: flujo másico del fluido caliente en lb/h

a_C : área transversal de flujo por el lado de la coraza en in^2

Para calcular la resistencia a la transferencia de calor por el lado de la coraza, se procede de igual forma que para el lado de los tubos, con el uso de datos experimentales para el metano de la Tabla 3.14 y mediante la ecuación [93].

$$(r_i)_2 = f(r_i)_1 \quad [93]$$

Donde:

$(r_i)_2$ = resistencia al film en el interior (segundo valor), en $h ft^2 \text{ } ^\circ F / Btu$

$(r_i)_1$ = resistencia al film en el interior (primer valor), en $h ft^2 \text{ } ^\circ F / Btu$

f = relación de un valor a otro

El valor de f se calcula con la ecuación [94]. Los parámetros con subíndice igual a uno representan a los obtenidos experimentalmente por GPSA (2004), como se aprecia en la Tabla 3.14.

$$f = \left(\frac{\mu_2}{\mu_1}\right)^{0,27} \left(\frac{k_1}{k_2}\right)^{0,67} \left(\frac{c_{p1}}{c_{p2}}\right)^{0,33} \left(\frac{G_1}{G_2}\right)^{0,6} \left(\frac{D_{02}}{D_{01}}\right)^{0,4} \quad [94]$$

$$f = \left(\frac{1,184 \times 10^{-2}}{0,0182}\right)^{0,27} \left(\frac{0,037}{1,674 \times 10^{-2}}\right)^{0,67} \left(\frac{0,655}{0,451}\right)^{0,33} \left(\frac{6,19}{3,62}\right)^{0,6} \left(\frac{29}{0,625}\right)^{0,4} = 16$$

Donde:

K: conductividad térmica en (Btu ft/ h ft² °F)

Cp: calor específico en (Btu / lb °F)

G: velocidad másica del fluido en (lb / ft² s)

D₀: diámetro interior de la coraza en pulgadas

μ: viscosidad del fluido en (g/ cm s) (centipoise)

Los parámetros anteriores son para el fluido caliente, el que se dirige por el lado de la coraza.

La resistencia a la transferencia de calor se calcula con la ecuación [95]:

$$(r_0)_2 = f(r_0)_1 = (16)(0,0038) = 0,0608 \frac{h \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ F}{Btu} \quad [95]$$

Caída de presión por el lado de la coraza:

Se calcula la caída de presión por el lado de la coraza, con las ecuaciones [96] y [97]. Los parámetros con subíndice uno, se obtienen de la Tabla 3.14.

$$f = \left(\frac{\mu_2}{\mu_1}\right)^{0,15} \left(\frac{G_2}{G_1}\right)^{1,85} \left(\frac{\rho_1}{\rho_2}\right) \left(\frac{D_{01}}{D_{02}}\right)^{0,15} \left(\frac{SP_2}{SP_1}\right) \left(\frac{RC_2}{RC_1}\right) \quad [96]$$

$$f = \left(\frac{1,184 \times 10^{-2}}{0,0182}\right)^{0,15} \left(\frac{1,93}{6,19}\right)^{1,85} \left(\frac{0,23}{1,645}\right) \left(\frac{0,625}{29}\right)^{0,15} \left(\frac{20}{1}\right) \left(\frac{23}{10}\right) = 0,78$$

$$(\Delta P_0)_2 = (f)(\Delta P_0)_1 = (0,78)(0,09) = 0,113 \frac{psi}{ft} \quad [97]$$

Donde:

G: velocidad másica del fluido en (lb / ft² s)

D₀: diámetro interior de la coraza en pulgadas

μ: viscosidad del fluido en cp

SP: número de espacios de flujo cruzado (1+Número de deflectores)

RC: filas de tubos cruzados entre los centroides del deflector (valor asumido)

Los parámetros anteriores son para el fluido caliente, el que se dirige por el lado de la coraza.

Resistencia a la transferencia de calor por el material del tubo

Se calcula la resistencia a la transferencia de calor por el material del tubo, con la ecuación [98]:

$$r_w = \frac{D_0}{24k_w} \left[\ln \left(\frac{D_0}{D_i} \right) \right] = \frac{1,5}{(24)(30)} \left[\ln \left(\frac{1,5}{1} \right) \right] = 0,000845 \frac{h \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ F}{Btu} \quad [98]$$

Donde:

D₀: diámetro externo del tubo en in

D_i: diámetro interno del tubo en in

K_w: conductividad térmica del material del tubo (se asume que el material es una aleación CuNi 90-10)

r_w: resistencia al film del lado de la pared (material del tubo)

Coefficiente total de transferencia de calor

Se determina la resistencia a la transferencia de calor mediante la ecuación [99], y el coeficiente de intercambio de calor con la expresión [100] la misma que representa el inverso de la sumatoria de todas las resistencias.

$$\sum r = r_i \left(\frac{A_0}{A_i} \right) + r_0 + r_w + r_{fo} + r_{fi} \left(\frac{A_0}{A_i} \right) \quad [99]$$

$$\sum r = 0,1836 \left(\frac{0,1963}{0,1623} \right) + 0,0608 + 0,000845 + 0,0020 + 0,001 \left(\frac{0,1963}{0,1623} \right) = 0,287$$

$$U = \frac{1}{\sum r} = \frac{1}{0,287} = 3,485 \frac{Btu}{h \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ F} \quad [100]$$

Donde:

r_i : resistencia a la transferencia de calor interno por el lado de los tubos en $h \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ F / Btu$

r_o : resistencia a la transferencia de calor externo por el lado de la coraza en $h \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ F / Btu$

r_w : resistencia a la transferencia de calor por el material del tubo en $h \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ F / Btu$

r_{fo} : resistencia a la transferencia de calor por ensuciamiento por el lado de la coraza en $h \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ F / Btu$

r_{fi} : resistencia a la transferencia de calor por ensuciamiento por el lado de los tubos en $h \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ F / Btu$

A_o : superficie por pie lineal exterior de los tubos en ft^2

A_i : superficie por pie lineal interior de los tubos en ft^2

Comparación de los coeficientes de transferencia de calor calculado analíticamente y por Hysys y las caídas de presión por el lado de los tubos y coraza

Se determinan los coeficientes de transferencia de calor obtenidos con Hysys y calculados analíticamente con las respectivas temperaturas y flujos volumétricos de las corrientes que entran y salen del intercambiador que se muestran en la Tabla 3.15.

Tabla 3.15 Resultados de las temperaturas y flujos de las corrientes que ingresan y salen al intercambiador de calor

Parámetro	Valor	Unidad
Temperatura caliente de entrada (gas separado primera etapa)	45,0	$^\circ C$
Temperatura caliente de salida (gas fresco)	35,0	$^\circ C$
Temperatura fría de entrada (gas separado segunda etapa)	10,0	$^\circ C$
Temperatura fría de salida (gas a generadores)	37,1	$^\circ C$
Flujo de la corriente caliente (gas separado primera etapa)	0,9590E+06	ft^3/d
Flujo de la corriente fría(gas separado segunda etapa)	0,8236E+06	ft^3/d

Al trabajar con una temperatura fría de gas de entrada al intercambiador de calor gas-gas de 10,0 °C, se tiene una temperatura de la corriente que se dirige a los generadores de 37,1 °C, la cual es cercana a la del proceso de la CPF de MDC que es de alrededor de 40,0 °C.

Así también se constata una diferencia de temperatura de 10,0 °C para el fluido caliente y de 27,1 °C en el frío, este último valor es mayor debido a que el flujo caliente es superior al frío, y al ser el flujo calórico directamente proporcional a la masa el gas caliente le transfiere mayor calor al gas frío, con lo que la diferencia de temperaturas se incrementa; por otro lado se tiene un flujo de la corriente fría de 0,8236E+06 ft³/d ya que una fracción de gas se separa en el separador segunda etapa y se envía a las teas.

Los resultados de los coeficientes de transferencia de calor calculado con Hysys (U_{sim}) y con el coeficiente analítico ($U_{analítico}$) se lo muestra en la Tabla 3.16.

Tabla 3.16 Resultados de los coeficientes de transferencia de calor obtenido por Hysys y calculado por método analítico

Parámetro	Valor	Unidad
Coefficiente de transferencia de calor calculado con Hysys	79,82	KJ / (h m ² °C)
Coefficiente de transferencia de calor analítico	71,33	KJ / (h m ² °C)

Al comparar los dos valores de los coeficientes, se tiene un porcentaje de variación del 10,7 % el cuál es mínimo, por lo tanto se concluye que el dimensionamiento efectuado analíticamente es correcto y el intercambiador es factible de operación.

Esto indica que cuando no se dispone de herramientas de simulación el cálculo analítico representa una buena alternativa para dimensionamiento de intercambiadores. Los resultados del dimensionamiento se muestran en la Tabla 3.17.

Tabla 3.17 Resultados del dimensionamiento del intercambiador de calor de tubos y coraza obtenido por Hysys

Parámetro	Valor	Unidad
Número de tubos	160	---
Diámetro interior del tubo	1,00	in
Diámetro exterior del tubo	1,25	in
Longitud de los tubos	3,00	m
Diámetro interior de la coraza	29,0	in
Arreglo de los tubos	30,0	grados
Separación de los deflectores	6,00	in

3.3.1.4 Parámetros de operación del equipo de refrigeración

La corriente preenfriada (gas fresco) que salió del intercambiador de calor ingresó al enfriador o evaporador a una temperatura de 35,0 °C, y se enfrió hasta 10,0 °C. El enfriamiento se logró mediante el uso de un refrigerante el mismo que al evaporarse adquiere calor de la corriente caliente. La corriente (gas separado segunda etapa) con una temperatura de 10,0 °C ingresó como fluido de enfriamiento al intercambiador gas – gas. Los cálculos analíticos de los parámetros de operación del circuito de refrigeración consistieron en determinar:

- Balances energéticos (entalpías) del refrigerante.
- Presiones y temperaturas de evaporación y condensación del refrigerante.
- Potencia del compresor.
- Flujo de calor transferido.
- Cantidad de refrigerante.

Los parámetros calculados analíticamente se los compara con los obtenidos por el simulador Hysys, con el fin de determinar el porcentaje de varianza y determinar la viabilidad del uso de ecuaciones analíticas cuando no se dispone de un software de simulación. A continuación se muestra el cálculo de los parámetros de operación del ciclo mecánico de refrigeración.

Cálculo de los parámetros de operación del circuito de refrigeración:

Se considera una temperatura de diseño de condensación de 120 °F, por cuanto el medio de condensación es por lo general agua o aire. Las caídas de presión recomendadas por GPSA son:

- Caída de presión (ΔP) de 1,5 psia del enfriador al compresor.
- Caída de presión (ΔP) de 10 psia de la descarga del compresor al receptor.

Cálculo de las presiones de vapor para el propano, a la temperatura de condensación y a la temperatura de refrigeración

Se calcula las presiones de vapor a la temperatura de condensación de 120 °F, y a la de - 40 °F que corresponde la mínima temperatura de refrigeración para el propano, ya que a 14,7 psia el punto de ebullición es de - 43 °F aproximadamente. Las presiones de vapor a estas temperaturas son:

- Presión de vapor (P_v) a 120 °F de 240 psia.
- Presión de vapor (P_v) a - 40 °F de 16 psia.

Balance energético de las diferentes etapas en el ciclo de refrigeración para el propano mediante el gráfico Presión vs Entalpía

En la Figura 3.6 presión vs entalpía para el propano se muestra los resultados de los parámetros de operación del sistema de refrigeración. En el Anexo V se muestra las gráficas presión vs entalpía para otros hidrocarburos.

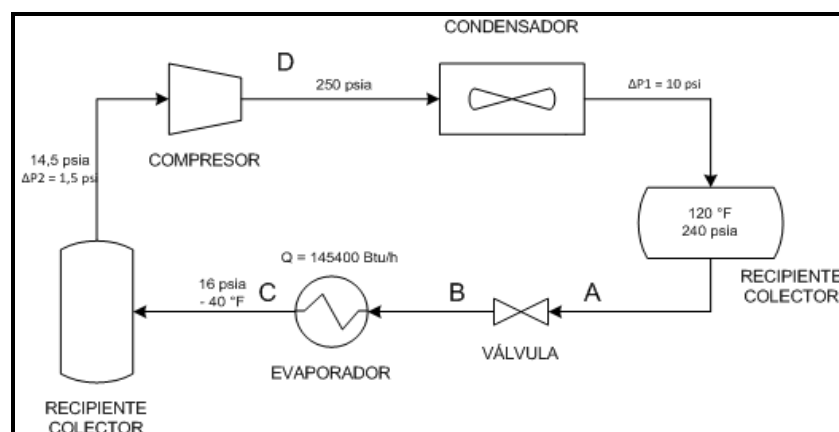


Figura 3.6 Esquema del circuito de refrigeración mecánica

El valor del flujo calórico intercambiado en el evaporador entre el gas caliente y el propano que se constata en la Figura 3.6 es de $1,454E+05$ Btu/h, valor que se obtuvo de la simulación con los datos de: flujo másico de gas caliente y refrigerante, capacidades caloríficas de los fluidos y variación de temperaturas de las corrientes caliente y fría.

Se determinó el balance energético de las etapas del ciclo de refrigeración, como las presiones de vapor a las respectivas temperaturas de condensación y refrigeración de la Figura 3.7.

- A – B: Proceso de expansión.
- B – C: Proceso de evaporación.
- C – D: Proceso de compresión.
- D – A: Proceso de condensación.

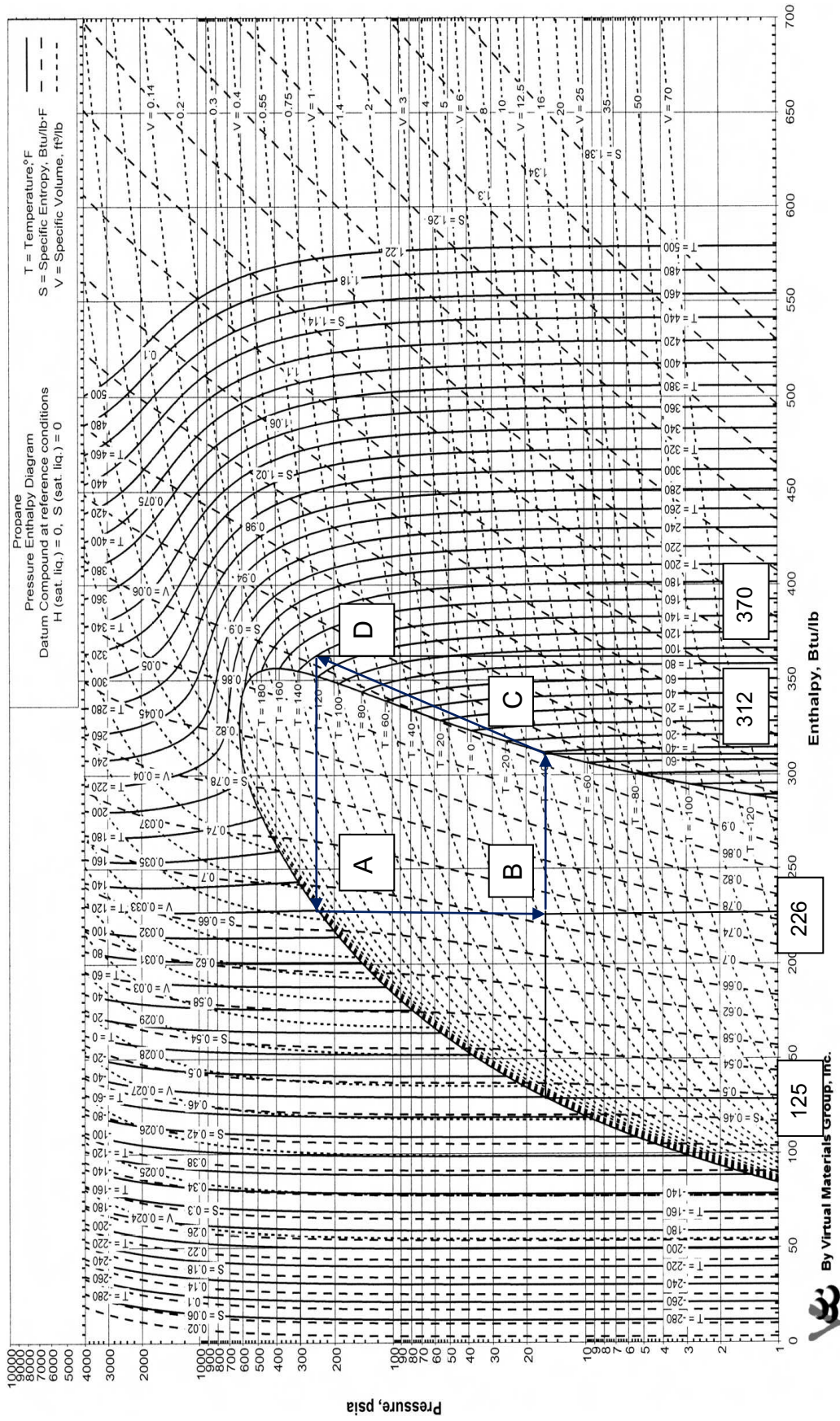


Figura 3.7 Diagrama presión vs entalpía para el propano

By Virtual Materials Group, Inc.



A continuación se explica el proceso del ciclo de refrigeración descrito en el subcapítulo 1.2.3.3.

Proceso de expansión (A-B):

Este proceso se lo realiza mediante una válvula, disminuyendo así la presión del refrigerante desde 240 psia hasta 16 psia. Por medio de la ecuación [101] se determina la fracción líquida formada.

$$xh_{LB} + (1-x)h_{VB} = h_{LA} \quad [101]$$

$$(1-x) = \frac{h_{LA} - h_{LB}}{h_{VB} - h_{LB}} = \frac{(226-125) \frac{Btu}{lb}}{(312-125) \frac{Btu}{lb}} = 0,54$$

$$x = 1 - 0,54 = 0,46$$

Donde 0,54 representa la fracción de vapor formado y 0,46 la del líquido.

Proceso de evaporación (A-B):

La evaporación se lleva a cabo en un intercambiador de calor. El proceso de refrigeración es proporcionado por el líquido frío x, y su efecto refrigerante es definido en la ecuación [102].

$$\text{Efecto refrigerante} = x(h_{VB} - h_{LB}) = (h_{VB} - h_{LA}) = (0,46)(312 - 125) \quad [102]$$

$$\text{Efecto refrigerante} = 86,02 \frac{Btu}{lb}$$

La capacidad de refrigeración se refiere a la cantidad total de calor absorbido en el intercambiador, se expresa como: “toneladas de refrigeración” o Btu/h. La cantidad de refrigerante se determina con la ecuación [103].

$$m_{ref} = \frac{Q_{ref}}{(h_{VB} - h_{LA})} \quad [103]$$

$$m_{ref} = \frac{145400 \frac{Btu}{h}}{(312 - 226) \frac{Btu}{lb}} = 1690,7 \frac{lb}{h}$$

Proceso de compresión (C-D):

El trabajo ideal isoentrópico W_i para comprimir el refrigerante se determina con la ecuación [104].

$$W_i = m_{ref}(h_{VD} - h_{VB}) = 1690,7 \frac{lb}{h} (370 - 312) \frac{Btu}{lb} \quad [104]$$

$$W_i = 98060 \frac{Btu}{h} \frac{1hp}{2544,4 \frac{Btu}{h}} = 38,54hp$$

Proceso de condensación (D-A):

El flujo calórico intercambiado en la etapa de condensación se determina con la ecuación [105].

$$Q_{D-A} = m_{ref} [(h_{VB} - h_{LA}) + (h_{VD} - h_{VB})] = m_{ref} (h_{VD} - h_{LA}) \quad [105]$$

$$Q_{D-A} = 1690,7 \frac{lb}{h} (370 - 226) \frac{Btu}{lb} = 243461 \frac{Btu}{h}$$

A continuación se resume los resultados del balance energético en la Tabla 3.18.

Tabla 3.18 Resultados del balance energético del sistema de refrigeración para el propano como refrigerante

Parámetro	Valor	Unidad
Entalpía del líquido saturado en el punto B	125	Btu/lb
Entalpía del líquido saturado en el punto A	226	Btu/lb
Entalpía del vapor saturado en el punto B	312	Btu/lb
Entalpía del vapor sobrecalentado en el punto D	370	Btu/lb

Los resultados del balance energético se obtuvieron del diagrama presión vs entalpía del propano, para temperaturas de condensación de 120,0 °F o 48,9 °C y

de refrigeración de $-40,0\text{ }^{\circ}\text{F}$ o $-40,0\text{ }^{\circ}\text{C}$. Como por lo general el fluido condensador del refrigerante es agua o aire se requiere tener temperaturas de condensación no tan bajas, por razones de facilidad en la operación y costos de energía, es por esto que se elige una temperatura moderada de condensación; por otro lado la temperatura de refrigeración de $-40\text{ }^{\circ}\text{F}$ del propano es la temperatura más mínima que se puede alcanzar para dar el enfriamiento, ya que para la presión de vapor de $14,7\text{ psia}$ se tiene una temperatura de evaporación de $-43,0\text{ }^{\circ}\text{F}$. Se eligió el propano como refrigerante por su disponibilidad en la industria petrolera.

En la Tabla 3.19 se presenta los resultados de los parámetros de operación del sistema de refrigeración obtenidos analíticamente y por el simulador.

Tabla 3.19 Resultados de los parámetros de operación del sistema de refrigeración obtenidos analíticamente y por Hysys

Parámetro	Valor (obtenido analíticamente)	Valor (obtenido por el Hysys)	Unidad
Cantidad de refrigerante	1690,7	1792,0	lb/h
Potencia del compresor	38,54	52,05	hp
Flujo calórico intercambiado en el evaporador o enfriador	1,454E+05	1,454E+05	Btu/h

De los resultados de la Tabla 3.19 solamente el flujo calórico intercambiado se obtuvo por el simulador Hysys y los demás parámetros por los dos métodos. Esto por cuanto se necesitó realizar la simulación del proceso para tener un valor cercano a las condiciones reales del flujo de calor a remover de la corriente caliente y poder utilizarlo en el método analítico. Así mismo se constata que las cantidades de propano calculadas por el método analítico y por el simulador difieren en $5,7\%$, por lo tanto al ser mínima la varianza, se comprueba que el balance energético realizado analíticamente es correcto, y por ende cuando no se dispone de un simulador estos diagramas representan unas buenas herramientas para el diseño de procesos.

Por otro lado la potencia del compresor obtenida analíticamente varía en un 25%

que la calculada por el simulador, esto se debe a que el cálculo analítico considera condiciones ideales por lo que no es correcto, ya que el fluido refrigerante no se comporta idealmente y el compresor opera con ineficiencias, mientras que el software Hysys emplea factores de corrección y correlaciones que indican el trabajo real de compresión.

3.3.1.5 Dimensionamiento del separador de la etapa de compresión y enfriamiento con aire y separador de la etapa de enfriamiento con refrigeración

El criterio de dimensionamiento para estos separadores es el mismo para el separador de admisión.

En la Tabla 3.20 se encuentran algunas propiedades de las fases líquida y gaseosa obtenidas en la simulación y parámetros del dimensionamiento de los equipos. De estos resultados el flujo de gas que se dirige al separador de la etapa de compresión y enfriamiento con aire es menor que el de los otros dos, debido a que es separado una fracción de gas y condensado en el proceso.

Por otro lado la densidad de la fase líquida en el separador de admisión es cercana a la del agua que es de $1\ 000\ \text{kg/m}^3$ ya que la fase acuosa es la que predomina al ingreso del proceso y en cambio en los separadores de la primera y segunda etapa se tiene fase líquida producto de la condensación de los hidrocarburos, por lo que la densidad es de alrededor de los $565\ \text{kg/m}^3$.

Así también con respecto a la densidad de la fase gaseosa en el separador de admisión se constata que el valor es aproximadamente menor en diez veces que los de la corriente en los otros dos equipos, esto se debe a que la corriente de gas se comprime y por tal su densidad aumenta.

Los resultados de las dimensiones de los equipos se encuentran en la Tabla 3.21.

Tabla 3.20 Propiedades de las fases líquida y gaseosa de las corrientes que ingresan al respectivo separador del proceso obtenidos por Hysys

EQUIPO	Separador de admisión	Separador de la etapa de compresión y enfriamiento con aire	Separador de la etapa de enfriamiento con refrigeración
PARÁMETRO			
Flujo de gas (ft³/d)	1,00x10 ⁶	1,00x10 ⁶	0,959x10 ⁶
Densidad de la fase líquida (kg/m³)	993	564	568
Densidad de la fase gaseosa (kg/m³)	2,72	25,98	23,99
Viscosidad de la fase gaseosa (cP)	0,94x10 ⁻²	1,22x10 ⁻²	1,13x10 ⁻²
Tamaño de partícula en (µm)	51,21	149,26	34,31
Velocidad de sedimentación (ft/s)	0,494	1,749	0,085

Tabla 3.21 Resultados del dimensionamiento de los separadores de gas y condensado de la etapa de compresión y enfriamiento con aire y etapa de enfriamiento con refrigeración

Equipo	Parámetro	Valor	Unidad
Separador de la etapa de compresión y enfriamiento con aire	Longitud del separador	1,28	m
	Diámetro del separador	0,61	m
Separador de la etapa de enfriamiento con refrigeración	Longitud del separador	5,64	m
	Diámetro del separador	2,74	m

Las dimensiones del separador de la etapa de compresión y enfriamiento con aire y etapa de enfriamiento con intercambiador de calor gas-gas y refrigeración con propano varían en una relación de uno a cinco aproximadamente, ya que el primer separador procesa mayor cantidad de líquidos que el otro y por ende al existir mayor masa líquida las gotas se aglutinan y sedimentan con mayor facilidad, por lo tanto este equipo requiere una longitud menor que la del otro para que se efectúe la separación partícula líquida del gas. Sin embargo no es necesario tener un separador de la segunda etapa con las dimensiones expuestas en la Tabla 3.21, ya que la función del equipo en sí no es la de separar gas y condensado, porque la corriente condensada que se drena por la parte inferior del equipo pasa al estado gaseoso al disminuir su presión hasta la presión atmosférica.

Por lo tanto el equipo puede tener las dimensiones del separador de la primera etapa para su operación en el proceso.

3.3.2 DIFERENTES ESCENARIOS DE SIMULACIÓN DEL PROCESO DE REMOCIÓN DE CONDENSADO Y GAS

3.3.2.1 Potencia del compresor a diferentes valores de presión

Elección del rango de presiones a comprimir

A partir de las simulaciones se evidencia que la presión máxima de compresión para que condensen prioritariamente los pesados que los livianos es de 500 psia; por ejemplo si se comprime el gas a 1 000 psia la fase condensada separada tiene mayoritariamente en su composición componentes livianos que pesados. Por lo tanto se tiene que a medida que aumenta la presión de compresión condensan los hidrocarburos desde los más pesados hasta el metano y así mismo se incrementa las concentraciones de los livianos en relación a los pesados en la corriente condensada.

Cuando se requiere determinar hasta qué valor de presión es posible comprimir un gas puro para licuarlo, se utiliza el diagrama presión – entalpía; para los hidrocarburos livianos se puede comprimir hasta un valor promedio de 600 psia, y para los pesados una presión máxima de 500 psia; estos valores representan las presiones críticas. En el caso del gas de M.D.C que ingresa al proceso es posible comprimirlo hasta su presión crítica de 1 698 psia, pasado este valor ya no se puede pasar al gas al estado líquido.

Resultados de la potencia del compresor en función de la presión de descarga

En la Tabla 3.22 se evidencia que a medida que aumenta la presión de compresión se incrementa la potencia requerida por el compresor y así también los costos por consumo de energía suben.

Tabla 3.22 Resultados de la potencia del compresor para una presión dada obtenidos por Hysys

Presión de descarga del compresor (psia)	Potencia del compresor (hp)
50	24,64
100	73,60
150	104,40
200	127,30
250	145,60
300	161,00
350	174,20
400	185,90
450	196,30
500	205,80

En la Tabla 3.23 se muestra los resultados de las diferencias de potencia para los diferentes rangos de presiones. Por lo tanto se determina que cuando se tiene altas presiones de descarga en el compresor y por alguna necesidad del proceso se necesita aumentar más su presión el requerimiento de potencia es menor que si se tuviera una baja presión de descarga y se aumentara esta presión.

Tabla 3.23 Resultados de las diferencias de potencia para distintos intervalos de presiones

Intervalos de presión (psia)	Diferencia de potencia (hp)
50 – 100	50
100 – 150	30
(150 – 200) , (200 – 250) , (250 – 300)	20
(300 – 350) , (350 – 400) , (400 – 450) , (450 – 500)	10

Al momento de seleccionar un compresor se necesita conocer la presión de descarga óptima para el proceso, con el fin de optimizar el consumo de energía y así no incrementar los costos. La presión de descarga más eficiente para este proceso de remoción de condensado y gas es de 300 psia, ya que a esta condición se tiene una relación gas – condensado separado mas óptimo con respecto tanto a flujo, composición, y poder calorífico del gas.

3.3.2.2 Flujo de condensado y agua removidos en el separador de la etapa de compresión y enfriamiento con aire a diferentes valores de presión de compresión

Los resultados de los flujos de líquidos separados a diferentes valores de presión de compresión como las temperaturas de rocío del gas se muestran en la Tabla 3.24.

Tabla 3.24 Resultados de la cantidad de agua y condensado removidos en el separador de la primera etapa a diferentes valores de presión de descarga del compresor y la temperatura de rocío del gas

Presión de descarga del compresor (psia)	Flujo de agua (barriles/d)	Flujo de condensado (barriles/d)	Temperatura de rocío del gas (°C)
50	0,00	0,00	5,95
100	2,06	0,00	21,63
150	2,72	0,00	31,90
200	3,04	0,00	38,78
250	3,23	0,74	45,66
300	3,36	13,38	49,37
350	3,45	25,26	52,86
400	3,52	36,54	56,35
450	3,56	49,60	59,84
500	3,62	57,48	62,27

Se observa que a partir del valor de 250 psia se tiene flujo de condensado separado, esto se debe a que como el gas enfriado con aire se encuentra a 45,0 °C, a valores de temperatura de rocío del gas superiores a 45,0 °C existe condensación caso contrario no.

Por lo tanto la temperatura del gas luego del aereoenfriador representa un factor determinante para la separación gas – condensado; por ejemplo si la temperatura del gas enfriado fuera de 50,0 °C a 300 psia de compresión no se lograría remover ni un solo barril de condensado, ya que su temperatura de rocío es de 49,4 °C y por ende se necesitaría comprimir a 350 psia para obtener alrededor de

10 barriles de condensado separados por día, con la aclaración de que estos resultados son para un flujo de $1,0E+06$ ft³/h de gas que ingresa al proceso.

Si se aumenta la cantidad de gas por ende también se incrementa el volumen de condensado. Por otro lado la cantidad de agua separada por día está en el rango de dos a cuatro barriles, por lo tanto se determina que la presión de compresión no influye mucho en la separación ya que no existe una cantidad considerable en coexistencia con la fase gaseosa.

Es importante mencionar que para mantener la temperatura de 45,0 °C en la corriente de gas natural enfriada, se debe regular el flujo de aire que enfría al gas, ya que a las otras variables como temperatura y humedad del aire no son posibles manipularlas o controlarlas porque dependen de las condiciones ambientales.

A medida que aumenta la presión de compresión se incrementa el flujo de condensado y por ende la cantidad de gas disminuye, por lo que para la elección de la mejor opción de compresión se debe tener con base en un flujo necesario de gas para los generadores y con una composición libre de hidrocarburos pesados para que así el poder calorífico disminuya. La presión de descarga seleccionada es de 300 psia. Mediante los resultados del subcapítulo 3.3.2.3 se sustenta la presión elegida.

3.3.2.3 Flujo de gas a generadores a diferentes valores de presión de compresión y temperaturas de enfriamiento

En la Figura 3.8 se aprecia que los flujos de gas a los generadores en millones de pies cúbicos por día varían. A medida que aumenta la presión de compresión y disminuye la temperatura de enfriamiento se tiene menor flujo de gas que sirva como combustible para los equipos, porque a valores mayores de compresión aumenta la temperatura de rocío del gas y con ello se remueve mayor condensado en el separador de la etapa de compresión y enfriamiento con aire;

así mismo conforme la temperatura de la corriente gas frío baja, la cantidad de condensado del separador de la etapa de enfriamiento con refrigerante aumenta y por ende el flujo de gas separado en este equipo se reduce.

Cabe recalcar que el condensado del separador de la etapa de enfriamiento con refrigerante pasa a vapor ya que sus condiciones de presión y temperatura cambian al entrar en contacto con la atmósfera; este gas se lo dirige a las teas por cuanto presenta mayores concentraciones de propano y butanos (iso-butano y n-butano) en relación a los otros compuestos y si se lo recirculara al proceso provocaría una variación de la eficiencia de separación gas-condensado.

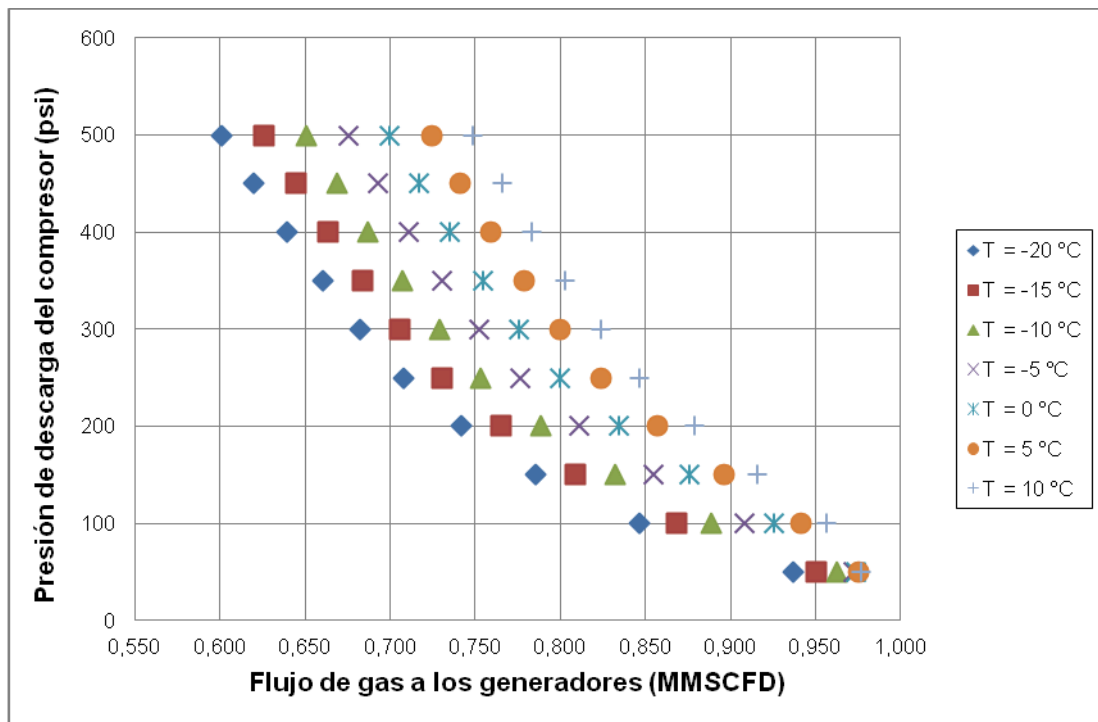


Figura 3.8 Resultados del flujo de gas a los generadores a distintos valores de presión de compresión y temperaturas de enfriamiento

Se tiene que al comprimir al gas a 50 psia y variar la temperatura de enfriamiento los flujos de gas no varían significativamente, donde se tiene un flujo promedio de alrededor de $0,950 \text{ E}+06 \text{ ft}^3/\text{d}$, esto se da por cuanto a esta presión se remueve poco condensado. Por otro lado para el rango de presiones comprendidas entre 100 psia hasta 500 psia se evidencia una mayor disminución de flujo de gas; por ejemplo para una misma presión se tiene que la variación del caudal de gas entre

rangos de temperatura consecutivos (-20,0 °C a -15,0 °C, -15,0 °C a -10,0 °C, etc.) es de alrededor de $0,020\text{E}+06 \text{ ft}^3/\text{d}$; en cambio para una misma temperatura y al comparar los valores de los flujos entre presiones contiguas (100 psia a 150 psia, 150 psia a 200 psia, y 200 psia a 250 psia) se tiene una diferencia entre flujos no proporcional.

En cambio desde 250 psia hasta 500 psia el flujo disminuye en aproximadamente $0,020\text{E}+06 \text{ ft}^3/\text{d}$. Con esto se demuestra que a partir del valor de 250 psia el flujo de gas disminuye $0,040\text{E}+06 \text{ ft}^3/\text{d}$ al aumentar la presión y disminuir la temperatura consecutivamente y sigue esta tendencia hasta llegar a los 500 psia. Los valores utilizados en la Figura 3.11 se encuentran en el Anexo VI.

La elección de la presión de descarga del compresor y la temperatura de enfriamiento ideal, dependen del flujo necesario de gas hacia los generadores que debe ser de alrededor de $0,800\text{E}+06 \text{ ft}^3/\text{d}$ y del poder calorífico requerido para que operen con mayor eficiencia los equipos. La presión ideal de descarga del compresor seleccionada es de 300 psia y con una temperatura de enfriamiento de 10,0 °C, ya que a este valor se tiene un flujo de gas a los generadores de $0,824\text{E}+06 \text{ ft}^3/\text{d}$ y con un poder calorífico que se encuentra en el rango de 1 100 Btu/ft³ a 1 300 Btu/ft³. El valor del poder calorífico del gas se detalla en el subcapítulo 3.3.2.4.

3.3.2.4 Poder calorífico del gas a diferentes valores de presión de compresión y temperaturas de enfriamiento

El poder calorífico del gas combustible representa un parámetro del rendimiento de operación del generador. A través de este valor se determina el tiempo de encendido, el tipo de sistema de combustible, la relación de compresión y la potencia del motor (División de Motores Waukesha, 2009). Los equipos de generación de la CPF de MDC marca Waukesha operan a una máxima eficiencia con un gas de poder calorífico de 1 100 Btu/ft³; sin embargo se debe tomar en cuenta no solo este parámetro sino también el flujo de gas requerido por los

generadores que es de alrededor de $0,80E+06 \text{ ft}^3/\text{d}$. Por esto se debe hacer un balance del requerimiento de flujo y poder calorífico para así escoger la mejor opción para el proceso.

En la Figura 3.9 se puede ver que con respecto al valor del poder calorífico del gas que ingresa al proceso ($1\,486 \text{ Btu}/\text{ft}^3$), los valores de esta propiedad del gas disminuyen para un valor de presión de compresión de 50 psia desde la temperatura de $10,0 \text{ }^\circ\text{C}$ hasta la de $-10,0 \text{ }^\circ\text{C}$, esto se da porque a estas condiciones se remueve poca cantidad de condensado y por tal la concentración de los hidrocarburos pesados persisten de tal forma que el valor del poder calorífico del gas aumenta. Por otro lado a partir de la presión de 50 psia y la temperatura de $-15,0 \text{ }^\circ\text{C}$, el poder calorífico del gas disminuye ya que como la concentración de hidrocarburos pesados se reduce, aumenta la de los livianos, y al tener estos últimos valores de poder calorífico más bajos este disminuye.

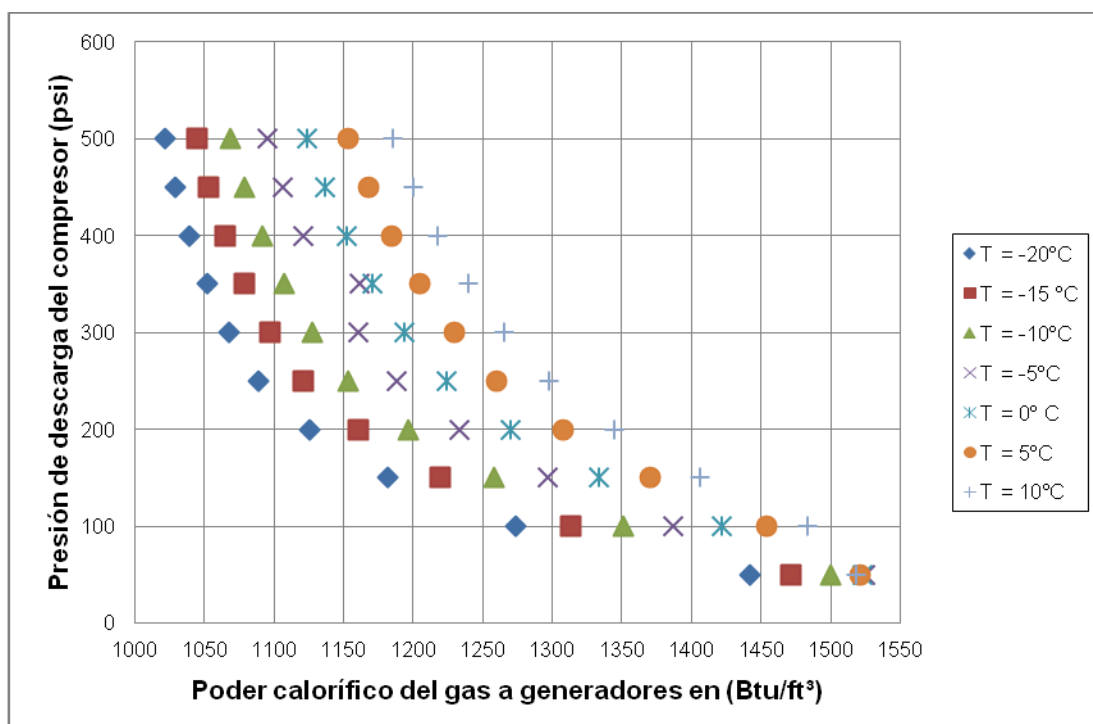


Figura 3.9 Resultados del poder calorífico del gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento

Se selecciona una presión de descarga del compresor de 300 psia y una temperatura de enfriamiento de $10,0 \text{ }^\circ\text{C}$, ya que a estos valores se tiene un flujo

de gas combustible para los generadores de $0,824E+06 \text{ ft}^3/\text{d}$ y un poder calorífico de $1\,266 \text{ Btu}/\text{ft}^3$. Este último valor obtenido es menor en un 15,0 % al poder calorífico del gas sin tratamiento que ingresa al proceso; de tal forma con estas características del gas se garantiza que se va a aumentar el rendimiento de los generadores. Sin embargo también se llega a obtener gases con poderes caloríficos de hasta $1\,022 \text{ Btu}/\text{ft}^3$ al comprimir el gas a 500 psia y enfriar a la corriente gaseosa hasta $-20,0 \text{ }^\circ\text{C}$, sin embargo el flujo de gas es de $0,601E+06 \text{ ft}^3/\text{d}$ y no es el necesario para que trabajen los equipos de generación. En el Anexo VI se encuentran los valores utilizados en la Figura 3.9.

3.3.2.5 Composición de los hidrocarburos livianos del gas a generadores a diferentes valores de presión de compresión y temperaturas de enfriamiento

Composición del metano.- La concentración aumenta conforme se incrementa la presión de compresión y disminuye la temperatura de enfriamiento como se aprecia en la Figura 3.10; sin embargo para la presión de 50 psia la concentración del metano en el gas permanece casi invariable, por cuanto el flujo de condensado separado es mínimo. Esto se da porque a esta presión la temperatura de rocío del gas es de $7,0 \text{ }^\circ\text{C}$ y por encontrarse el gas a una mayor temperatura no hay condensación de los hidrocarburos. Por otro lado se constata que se puede llegar a obtener metano hasta 0,71 en fracción molar si se comprime el gas a 500 psia y se enfría hasta $-20,0 \text{ }^\circ\text{C}$, sin embargo el flujo de gas no es suficiente para que operen los generadores.

Para la presión de 300 psia y temperatura de $10,0 \text{ }^\circ\text{C}$ se tiene metano de 0,59 en fracción molar, valor que se ha incrementado en un 20,0 % al de la composición de metano del gas que ingresa al tratamiento. La composición del metano aumenta ya que como se separan los hidrocarburos pesados el metano tiende a incrementar su concentración.

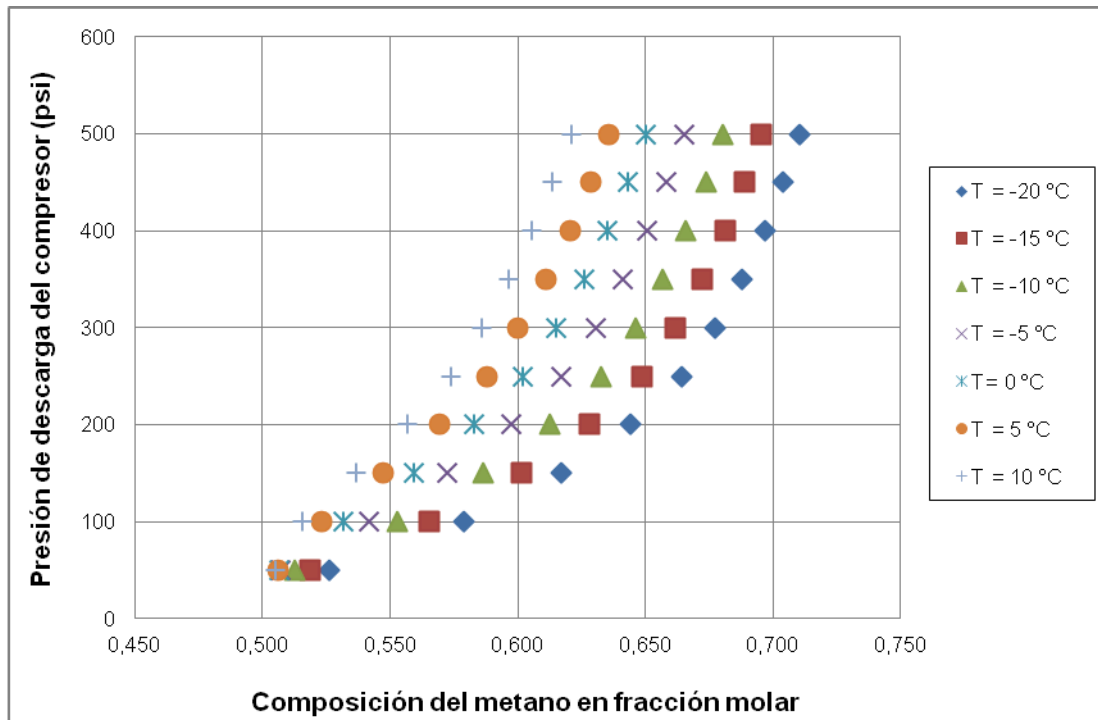


Figura 3.10 Composición del metano en fracción molar de la corriente gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento

Composición del etano.- Como se ve en la Figura 3.11 en el rango de 50 a 150 psia la composición del etano aumenta conforme se disminuye la temperatura, ya que la temperatura de rocío del gas es menor a la del gas; en cambio desde 200 psia hasta 500 psia y con menores valores de temperatura se constata que la concentración del compuesto en la fase gaseosa disminuye, esto se da debido a que el etano empieza a condensar y así su composición en el estado gaseoso disminuye. Al relacionar las concentraciones del gas que ingresa al proceso de tratamiento se tiene que a 40,0 °C y 34,3 psia la composición del etano es 0,096 y en cambio a 300 psia y 10,0 °C la concentración es de 0,105; por lo tanto el incremento es mínimo.

Composición del propano.- La composición del propano en la fase gaseosa disminuye conforme se incrementa la presión del gas y se reduce la temperatura de enfriamiento, porque la temperatura de rocío del gas tiene una relación directa con la presión, y con ello se obtiene mayor flujo de condensado a altas presiones, como se ve en la Figura 3.12. Por otro lado se constata que a 300 psia y a 10,0 °C su concentración es de 0,124 y a 40,0 °C y 34,3 psia es de 0,145.

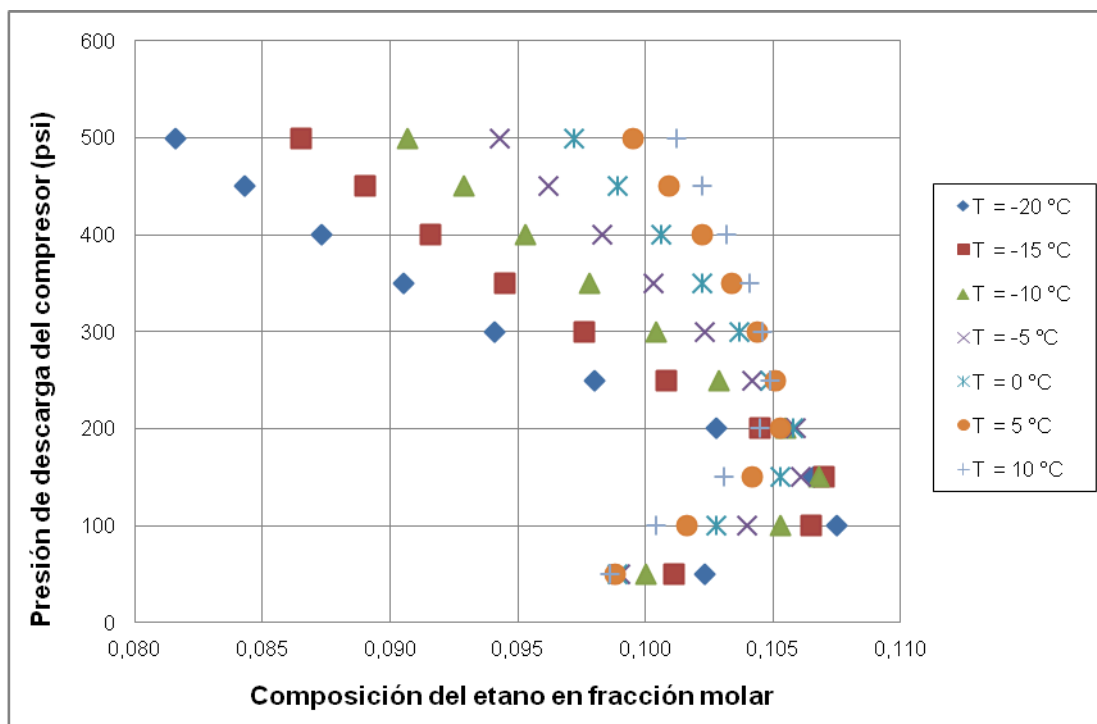


Figura 3.11 Composición del etano en fracción molar de la corriente gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento

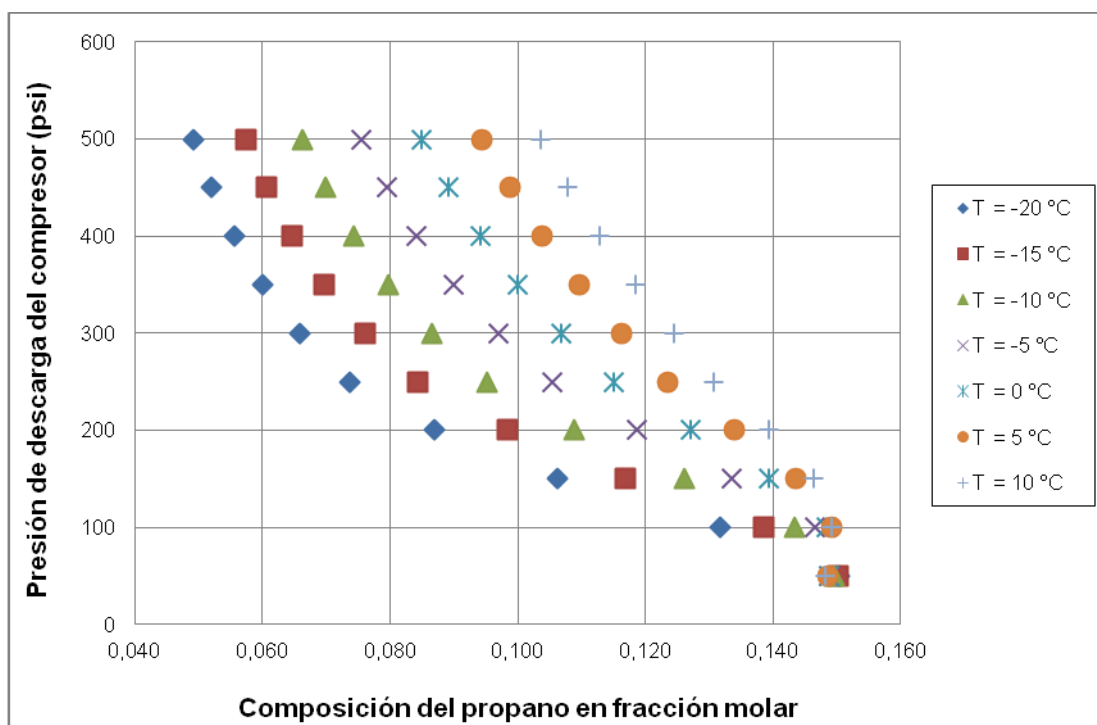


Figura 3.12 Resultados de la composición del propano en fracción molar de la corriente gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento

3.3.2.6 Composición de los hidrocarburos pesados del gas a generadores a diferentes valores de presión de compresión y temperaturas de enfriamiento

La concentración de los hidrocarburos pesados desde el iso-butano hasta el hexano se reducen cada vez más mientras la presión de compresión aumenta y la temperatura en el sistema de refrigeración con propano se reduce, ya que la temperatura de rocío del gas aumenta con la presión y por lo tanto al tener el gas a una temperatura menor que la de rocío de los respectivos componentes, estos compuestos empiezan a condensar desde el que tiene mayor peso molecular (hexano) y así progresivamente hasta el iso-butano, como se muestran en las Figuras desde la 3.13 hasta la 3.17.

Se constata que para 50 psia las composiciones de los hidrocarburos no varían mucho, ya que a esta presión aún no condensan estos compuestos y por tal las fases gaseosas y líquidas aún coexisten. Sin embargo desde 100 psia hasta 500 psia para los compuestos pesados las composiciones disminuyen a medida que se reduce la temperatura, pero cabe recalcar que al comparar los resultados de las concentraciones para cada compuesto pesado en el rango de 300 psia y 500 psia y una temperatura de enfriamiento de $-20\text{ }^{\circ}\text{C}$, se evidencia que el margen de variación de las concentraciones es mínimo o sea no varían significativamente; por lo tanto se recomienda comprimir el gas hasta 300 psia y una temperatura de enfriamiento de $-20,0\text{ }^{\circ}\text{C}$ para remover condensado pesado.

Para poder comparar los resultados de las composiciones de los hidrocarburos pesados a las condiciones de entrada (34,3 psia y $40,0\text{ }^{\circ}\text{C}$) y luego del tratamiento (300 psia y $10\text{ }^{\circ}\text{C}$) se muestra la Tabla 3.25, donde se ve que las concentraciones de los compuestos se reducen en aproximadamente:

- iso y n butanos a la mitad.
- iso pentano a la tercera parte.
- n pentano a la quinta parte.
- hexano a la dieciseisava parte.

Por lo tanto se evidencia que los compuestos de mayor peso molecular ya no forman parte del gas que se dirige a los generadores. En el Anexo VI se encuentran los valores de las composiciones de los hidrocarburos livianos del gas a generadores a diferentes valores de presiones de compresión y temperaturas de enfriamiento.

Tabla 3.25 Resultados de la composición de hidrocarburos pesados a las condiciones de entrada (34,3 psia y 40,0 °C) y salida del proceso de remoción de condensado del gas (300 psia y 10 °C)

Componente	Composición del gas que ingresa al tratamiento (34,3 psia y 40,0 °C)	Composición del gas que sale del tratamiento (300 psia y 10 °C)
iso-butano	0,0322	0,0190
n-butano	0,0439	0,0220
iso-pentano	0,0179	0,0050
n-pentano	0,0129	0,0026
Hexano	0,0135	0,0008

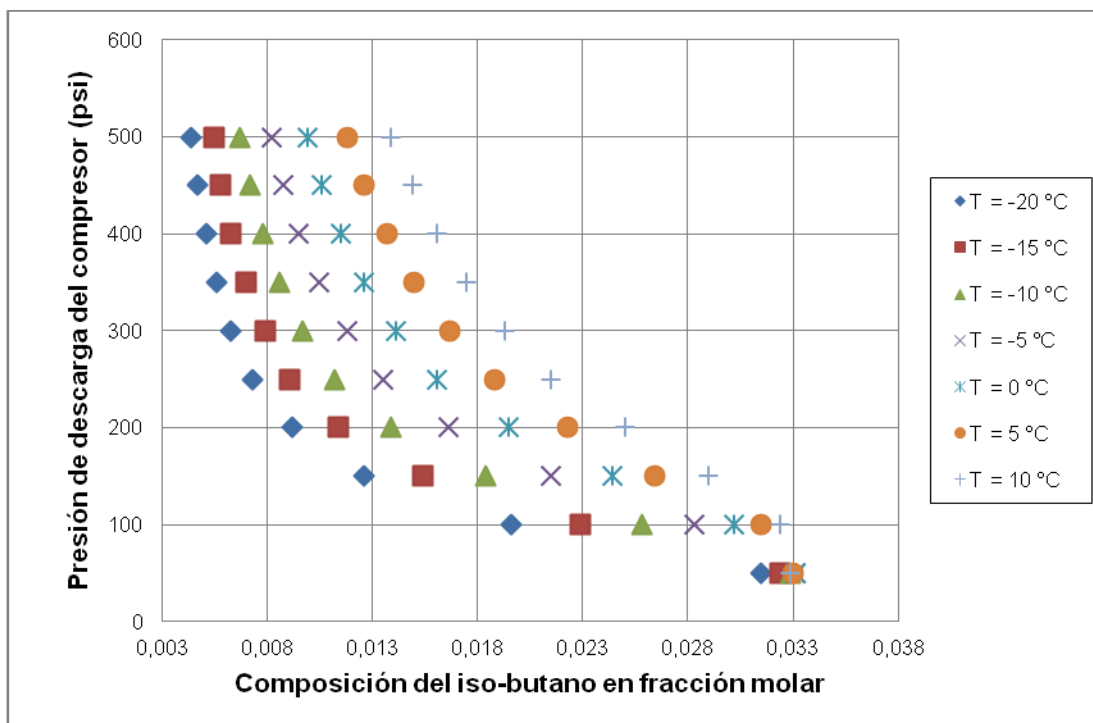


Figura 3.13 Resultados de la composición del iso-butano en fracción molar de la corriente gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento

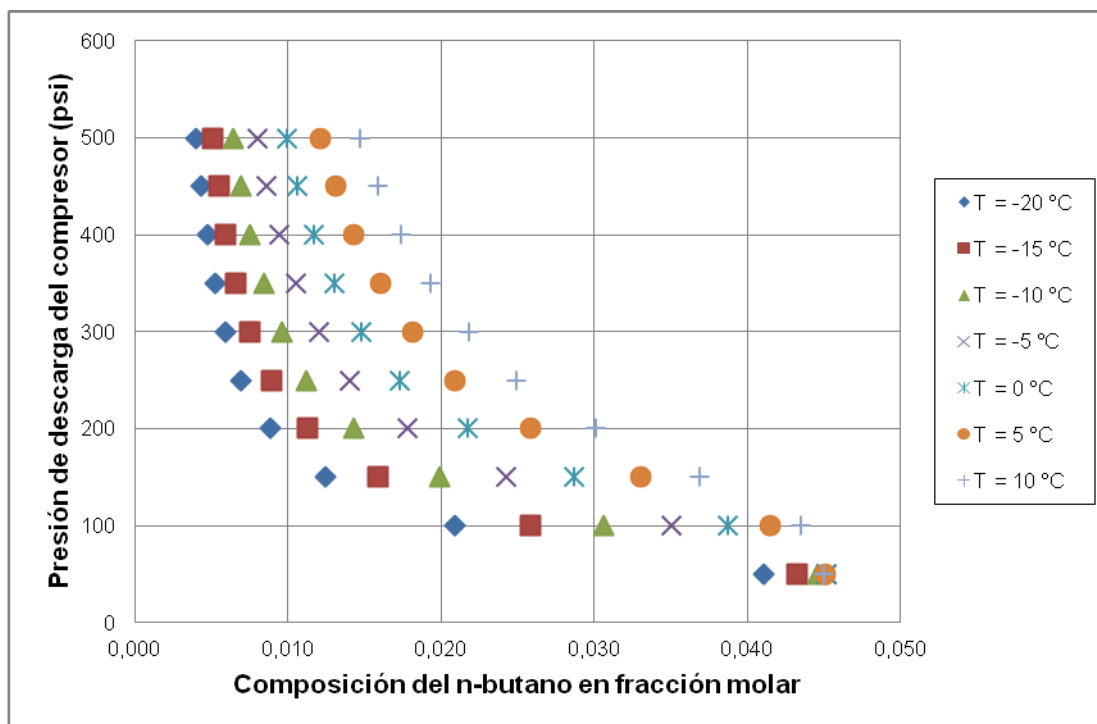


Figura 3.14 Resultados de la composición del n-butano en fracción molar de la corriente gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento

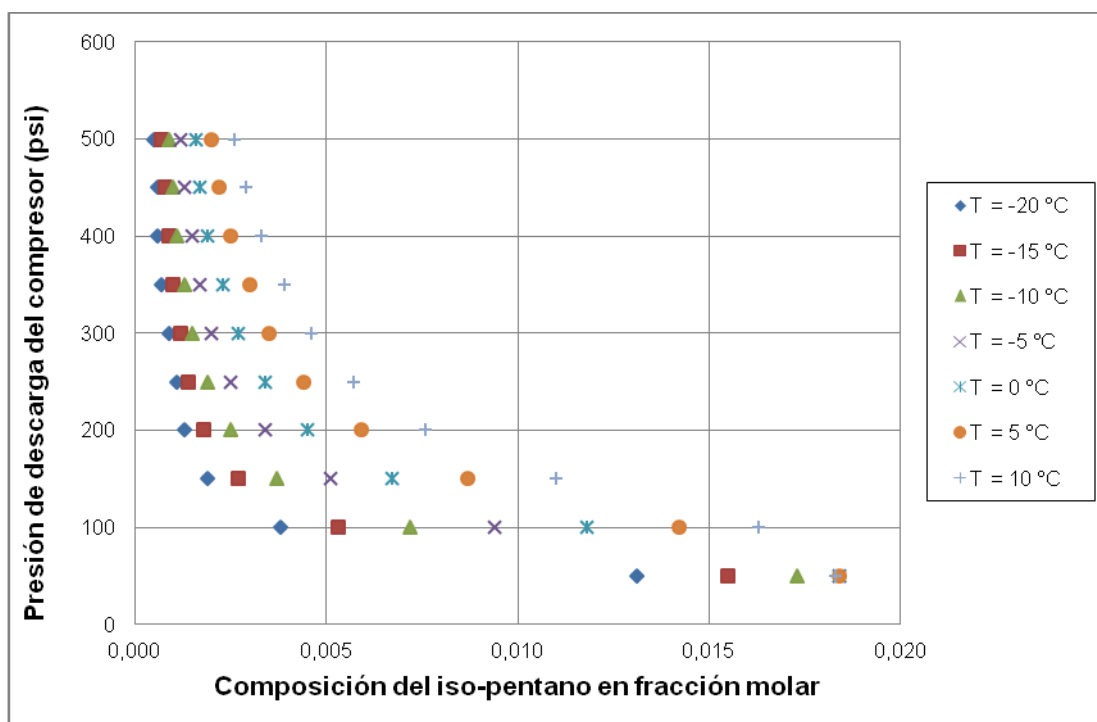


Figura 3.15 Resultados de la composición del iso-pentano en fracción molar de la corriente gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento

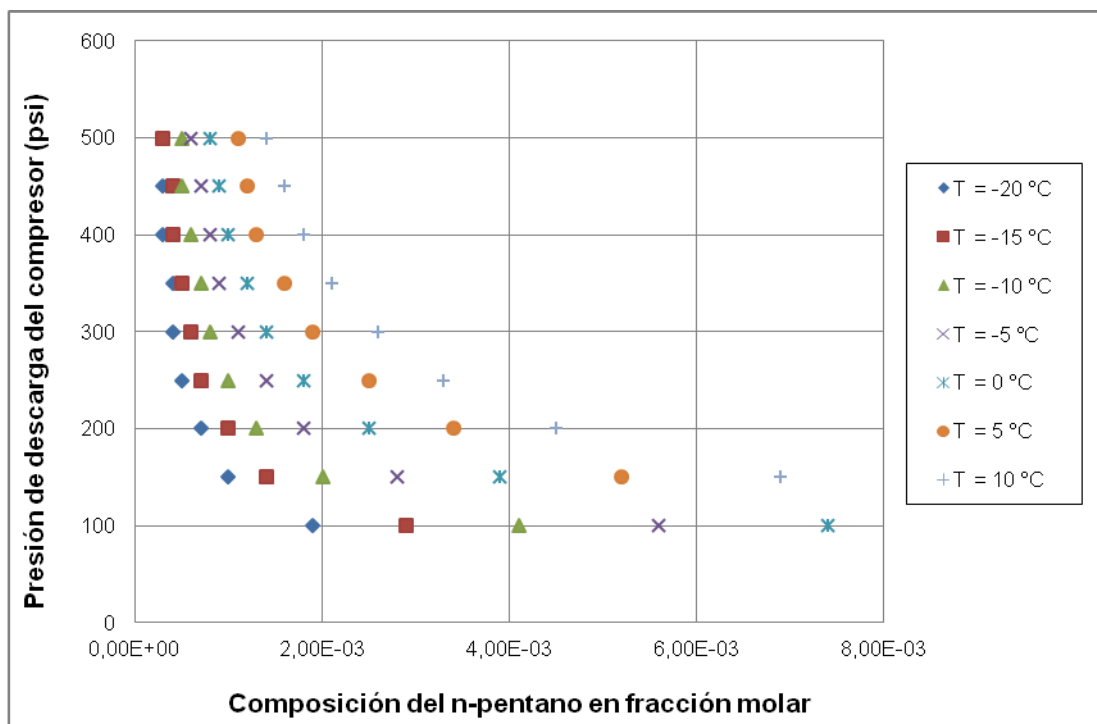


Figura 3.16 Resultados de la composición del n-pentano en fracción molar de la corriente gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento

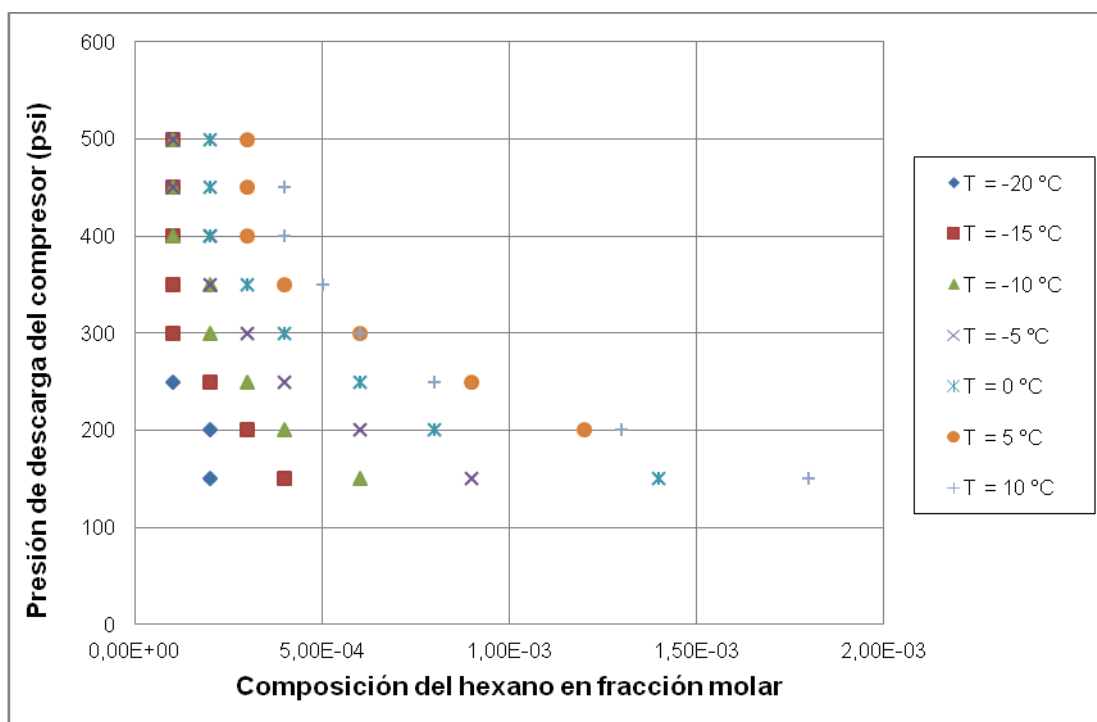


Figura 3.17 Resultados de la composición del hexano en fracción molar de la corriente gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento

Cabe mencionar que las composiciones de los hidrocarburos del n-pentano a 50 psia y del hexano a 50 psia y 100 psia se omitieron de los gráficos, ya que los valores se encuentran muy alejados del rango establecido por los demás datos y no se podría apreciar bien el gráfico; sin embargo en el Anexo VI se encuentran tabulados todos los valores de las concentraciones de los compuestos pesados del gas que ingresa a los generadores.

3.4 SÍNTESIS DE LOS PRINCIPALES RESULTADOS OBTENIDOS DEL DIMENSIONAMIENTO Y PARÁMETROS DE OPERACIÓN DE LOS EQUIPOS USADOS EN EL PROCESO

En las Tablas 3.26 y 3.27 se muestran los principales resultados del dimensionamiento y parámetros de operación de los equipos que se usaron en el proceso.

Tabla 3.26 Resultados de los parámetros de operación y dimensiones de los equipos

Equipo	Parámetro	Valor	Unidad
Compresor	Presión de entrada	34,3	psia
	Presión de salida	300,0	psia
	Potencia	161,0	hp
Aeroenfriador	Diámetro	78,7	in
	Potencia	4,0	hp
Intercambiador de calor	Longitud de los tubos	118,1	in
	Número de tubos	160,0	-
	Diámetro de la coraza	20,0	in
Sistema de refrigeración	Cantidad de refrigerante	1792	lb/h
	Potencia del compresor	52,05	hp

Tabla 3.27 Resultados de las dimensiones de los separadores de gas y condensado

Equipo	Parámetro	Valor	Unidad
Separador de admisión	Longitud	2,33	m
	Diámetro	1,16	m
Separador de la etapa de compresión y enfriamiento con aire	Longitud	1,28	m
	Diámetro	0,61	m
Separador de la etapa de enfriamiento con refrigeración	Longitud	5,64	m
	Diámetro	2,74	m

3.5 RESULTADOS DE LA ESTIMACIÓN DEL COSTO DEL PROCESO DE REMOCIÓN DE LÍQUIDOS Y GAS

El costo del proceso de remoción de condensado de hidrocarburos pesados, agua y gas se detalla en la Tabla 3.28.

Tabla 3.28 Resultados de los costos de los equipos a usar en el proceso de remoción de condensado y gas

Equipo	Cantidad	Costo a una capacidad		Costo a la capacidad necesaria
		Costo por unidad	Capacidad	
Separador de admisión	1	15 000	-	15 000,00
Separador de la primera y segunda etapa	2	30 000	-	30 000,00
Módulo de compresión	1	35 000	125 hp	40 740,00
Motor eléctrico (compresión)	1	12 000	125 hp	13 968,00
Aeroenfriador	2	7 000	-	14 000,00
Intercambiador de calor gas – gas	1	10 000	-	10 000,00
Sistema de refrigeración	1	25 000	-	25 000,00
COSTO TOTAL				148 708,00

En todo proyecto industrial se necesita de una inversión inicial en terrenos, equipos, infraestructura, etc., costos que debe distribuirse antes de que entre en

funcionamiento la planta (Aguilar, 2007). En el caso de este proceso la infraestructura y terreno existe en ENAP SIPEC, es por esto que se realizó solamente la estimación de los costos de los equipos mediante cotizaciones directas con los fabricantes o proveedores.

En la Tabla 3.28 se observa el costo total de los equipos a usar en el proceso de remoción de gas, condensado y agua asciende a \$ 148 708,00 aproximadamente, siendo el sistema de compresión la variable sensible por cuanto es la de mayor costo en el proceso (\$ 70 000).

Por lo tanto la elección adecuada de la presión de compresión es fundamental para no desperdiciar recursos económicos. La inversión en este proceso es mínima comparada con el beneficio que brindará la planta al proceso de tratamiento de gas, por las siguientes razones:

- La eficiencia de los generadores aumenta y con ello se reducen costos de mantenimiento
- Se tiende a reducir a cero las emisiones de dióxido de azufre al aire, producto de la combustión del gas
- El gas que se dirige a la tea es rico en propano y butano, por ello se puede recuperar este para ocuparlo como LPG
- El condensado separado en el proceso se lo puede mezclar con el petróleo en los tanques de almacenamiento, con el fin de mejorar las características de este último

Debido a que la cotización de la unidad compresora y el motor eléctrico están dados para una capacidad de trabajo de 125 hp, y se necesita para 161 hp, se realiza una conversión de la estimación del costo a la capacidad requerida como se demuestra en las ecuaciones [106] y [107].

Unidad compresora:

$$I_E = I_B(Q/Q_B)^n = (35\,000)\left(\frac{161\,hp}{125\,hp}\right)^{0,60} = 40\,739 \quad [106]$$

Motor eléctrico:

$$I_E = (12\,000) \left(\frac{161\text{ hp}}{125\text{ hp}} \right)^{0,60} = 13\,968 \quad [107]$$

Donde:

I_E : costo del equipo a la capacidad requerida Q

I_B : costo del equipo a la capacidad base o conocida Q_B

Q_B : capacidad base o conocida

Q: capacidad requerida

n: constante que depende del tipo de equipo

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 CONCLUSIONES

- El gas natural asociado que ingresó al proceso de remoción de condensado y gas tuvo una concentración en % en peso de: hidrocarburos livianos 57,14 %, pesados 26,0 %, agua 1,77 %, dióxido de carbono 12,29 % y nitrógeno 2,97%. Esta composición varía según el gas que ingresa al proceso.
- Las emisiones de dióxido de azufre a la atmósfera producto de la combustión del gas se debieron a el azufre inherente en el condensado cuya concentración fue de 250 ppm en los scrubbers, el cual reacciona con compuestos del gas como dióxido de carbono e hidrocarburos para dar origen a sulfuro de carbonilo y mercaptanos. Por otro lado no existió concentración alguna de sulfuro de hidrógeno en el gas.
- A través de la simulación del proceso de tratamiento de gas se determinó la opción más óptima del proceso, con respecto a presión de compresión y temperatura de enfriamiento. Estas fueron de 300 psia y 10,0 °C respectivamente, ya que con estos valores se tuvo un flujo de gas a los generadores de 0,824E+06 ft³/d con un poder calorífico de 1 266 Btu/ft³, con lo cual se cumplió con los requerimientos de flujo de combustible que es de 0,800E+06 ft³/d y con un poder calorífico acorde a una operación más eficiente.
- El gas que ingresó al tratamiento de separación de gas y condensado a 40,0 °C y 34,3 psia, tuvo una temperatura de rocío del agua en el gas de 38,96 °C, por lo tanto no se separó agua en este equipo. Sin embargo fue necesario la instalación del separador de admisión en el proceso con el fin de que cuando se tenga temperaturas de gas menores a la del rocío del agua, este separe el vapor de agua que condensa.

- La temperatura del gas de 45,0 °C que salió del aeroenfriador, representó una variable sensible en la separación de gas y condensado, ya que si este valor es mayor a la temperatura de rocío del gas a la presión de compresión no existe condensación y viceversa. Sin embargo si se requiere variar a la temperatura de la corriente enfriada post compresión, se debe comprimir a la respectiva presión donde se pueda obtener hidrocarburo condensado.
- El proceso de compresión de 300 psia y temperatura de enfriamiento de 10,0 °C permitió obtener un flujo de dieciséis barriles por día de condensados, mientras que actualmente en la CPF del bloque MDC se obtiene un flujo de tres barriles por día. Lo que demuestra que el sistema propuesto tiene una eficiencia del 433,0 %.
- Se determinó una inversión para la implementación del proceso de \$148 708,00. A este costo se debe aumentar otros como: costos de mantenimiento, que por lo general es de 6,0 a 8,0 % de los costos de inversión en equipo y costos de instalación que incluyen: tuberías, accesorios, líneas eléctricas, ingeniería. Sin embargo la relación costo-beneficio es favorable por lo tanto la ejecución de este proyecto es viable.

4.2 RECOMENDACIONES

- Simular otros procesos de tratamiento de gas, como el caso de una expansión súbita del gas mediante una válvula Joule – Thompson; ya que por medio de la disminución de la presión al gas se produce un enfriamiento rápido que puede ser aprovechado para la separación de gas y condensado. Es importante el estudio de este como de otros procesos con el fin de compararlos y analizar la factibilidad técnico económico de la opción más viable.

- Efectuar un estudio de la factibilidad de diseño y construcción de dos torres: una depropanizadora y otra debutanizadora, para aprovechar el gas que se dirige a las teas, ya que el mismo tiene mayor proporción de propano y butanos (iso-butano y n-butano) en relación a los otros hidrocarburos.

BIBLIOGRAFÍA

1. Aguilar, E., 2007, "Diseño de Procesos en Ingeniería Química", Instituto Mexicano del Petróleo, México D.F, México, pp. 177-179.
2. Arnold, K. y Stewart, M., 1999, "Surface Production Operations – Design of Gas Handling Systems and Facilities", 2da. edición, Gulf Publishing Company, Houston, EE.UU, pp. 47-50, 74-79, 92-93,151, 246-248, 253-267, 467-469, 487-492.
3. Aspen Tech., 2004, "Tutorials&Applications", Cambridge, EE.UU, pp. 1-103.
4. ASTM., "Standard Test Method for Sulfur in Petroleum and Petroleum Products by Energy-Dispersive X-ray Fluorescence Spectrometry – ASTM D4294-03, West Conshohocken, EE.UU, pp. 1-5.",
5. Balat, M., 2005, "World Natural Gas (NG) Reserves, NG Production and Consumption Trends and Future Appearance", Energy Sources, 27 (10), 921.
6. Balat, M., 2009, "Global Trends on Production and Utilization of Natural Gas", Energy Sources Part B: Economics Planning and Policy, 4 (4), 333.
7. Chhetri, A. e Islam, M., 2008, "Problems Associated with Conventional Natural Gas Processing and Some Innovative Solutions", Petroleum Science and Technology, 26 (13), 1583.
8. De Nevers, N., 1998, "Ingeniería de Control de la Contaminación del Aire", McGraw-Hill Inc, México DF, México, pp. 410, 411, 483, 484.
9. División de Motores Waukesha., 2009, "Tecnología de Motores de Gas", Waukesha, EE.UU, pp. 1-10.

10. ENAP SIPEC ECUADOR., 2009, "Manual de Operaciones de la Central de Producción de Facilidades del bloque de MDC", Quito, Ecuador, pp. 1-10.
11. Gandhidasan, P., 2010, "Parametric Analysis of Natural Gas Dehydration by a Triethylene Glycol Solution", *Energy Sources*, 25 (3), 189.
12. Gas Processors Suppliers Association (GPSA)., 2004, "Engineering Data Book", 12va. edición, Tulsa, EE.UU, pp. (7-1) – (7-14), (9-1) – (9-18), (10-1) – (10-18), (13-1) – (13-44), (14-1) – (14-9).
13. Gobierno del Ecuador, 2001, "Decreto Ejecutivo 1215", Quito, Ecuador, p. 12, 45-47, 54.
14. Gobierno del Ecuador, 2007, "Registro Oficial # 430 – Acuerdo Ministerial # 91", Quito, Ecuador, pp. 9-13.
15. Guo, B. y Ghalambor, A., 2005, "Natural Gas Engineering Handbook", Gulf Publishing Company, Houston, EE.UU, pp. (1-1) – (1-2), (7-1) – (7-6), (8-1) – (8-14), (9-1) – (9.9).
16. Hashim, E. y Shorachi H., 2007, "Water Content of Natural Gas in Equilibrium with Water", *Petroleum Science and Technology*, 25 (6), 819.
17. Index Mundi CIA World Factbook., "Ecuador natural gas", 2011, http://www.indexmundi.com/es/ecuador/petroleo_consumo.html, (Septiembre, 2011).
18. Karacsonyi, J., 2010, "Panorama Energético Mundial, un Desafío para la Ingeniería", Academia Nacional de Ingeniería, Buenos Aires, Argentina, pp. 10, 13.

19. Katz, D.L., Cornell, D., Kobayashi, R., Poettman, F.H., Vary, J.A., Elenbaas, J., Weinaug, C.F., 1959, "Handbook of Natural Gas Engineering", McGraw-Hill Book Company, New York, EEUU, p. 570.
20. Kern, D., 1999, "Procesos de transferencia de calor", McGraw-Hill Book Company, New York, EEUU, p. 159.
21. Martínez, S., Riesco, J., Gallegos, A., 2006, "Procesos Alternativos de Combustión en Motores de Combustión Interna", Universidad de Guanajuato, Guanajuato, México, p. 3.
22. Mills, A., 1995, "Transferencia de calor", Adison-Wesley Iberoamericana, Los Ángeles-California, EEUU, pp. 744,745.
23. Mokhatab, S., 2010, "Letter to the Editor: Global Natural Gas Perspectives", Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects, 29 (4), 401.
24. Natural Gas., 2010, "Overview of natural gas", <http://www.naturalgas.org>, (Abril, 2012).
25. Palate, L., 2009, "Contaminación Atmosférica", El Cid Editor, Buenos Aires, Argentina, p. 5.
26. Pan, G., Gaumer, T., Pacho, D., 2009, "Simulación y optimización de una planta de separación y estabilización de gas y condensados", Tecnología Ciencia Educación, 24 (1), 66.
27. Perry, R., Green, D., Maloney, J., 2001, "Manual del Ingeniero Químico", 7ma. Edición, McGraw-Hill, Madrid, España, p. 2-151, 2-327.
28. Petroecuador., 2009, "El Petróleo en el Ecuador", Unidad de Relaciones Institucionales, Quito, Ecuador, pp. 17-24.

29. Petroecuador., 2011, <http://www.klacforum.org/upfile/kor/SS22.pdf>, (Septiembre, 2011).
30. Ristic, D., 2009, "Liquified Natural Gas – Overview of Prospectives", Strategic Planning for Energy and the Environment, 27 (4), 66.
31. Sbarato, D., Sbarato, V., 2009, "Contaminación del Aire", Editorial Brujas, Buenos Aires, Argentina, p. 3.
32. Universal Oil Petroleum., 1977, "Hydrogen Sulfide, Mercaptan Sulfur and Carbonil Sulfide in Hidrocarbon Gases by Potentiometric Titration – UOP Method 212-77", pp. 1-15.
33. Villares, M., 2003, "Cogeneración", 2da edición, Editorial Fundación Confemetal, Madrid, España, p. 95.
34. Warner, C., Wark, K., 2002, "Contaminación del Aire", 10ma reimpresión, Limusa Noriega Editores, México DF, México, pp. 433, 434.

ANEXOS

ANEXO I
RESULTADOS DE LA CROMATOGRAFÍA DEL GAS

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA
LABORATORIO DE ANÁLISIS INSTRUMENTAL
REPORTE DE ANÁLISIS LAI - 068 - 010

Muestra	GAS ENTRA A GENERADORES
Presión (psia)	20 psia
Temperatura	30 °C
Fecha de muestreo	06/11/2010

Componente	% Peso	% Moles
Nitrógeno	2,97	3,18
Metano	26,29	49,34
CO2	12,29	8,39
Etano	9,63	9,64
Agua	1,77	2,95
Propano	21,22	14,48
Isobutano	6,23	3,22
n-Butano	8,50	4,40
Isopentano	4,28	1,79
nPentano	2,97	1,24
Pentano	0,15	0,06
Hexanos	3,88	1,35

Densidad relativa del gas	1,04
Peso molecular promedio [g/gmol] :	30,03
Poder calórico [Btu/ft ³]	1474,87
Octanaje del gas	92,81
Contenido líquido del gas GPM (glns/MPC)	8,24

Atentamente,


Ing. Miguel Parreño C.
JEFE DE LABORATORIO

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
LABORATORIO DE ANÁLISIS INSTRUMENTAL
Quito - Ecuador

Este documento es fiel copia del original

ANEXO II

MÉTODO UOP 212 DE ANÁLISIS DE SULFURO DE HIDRÓGENO, MERCAPTANOS Y SULFURO DE CARBONILO EN EL GAS

SULFURO DE HIDRÓGENO, MERCAPTANOS Y SULFUROS DE CARBONILO EN HIDROCARBUROS GASEOSOS POR TITULACIÓN POTENCIOMÉTRICA

MÉTODO UOP 212-72

ALCANCE:

Este método es para la determinación de sulfuros de hidrógeno, azufre mercaptánico y sulfuro de carbonilo en hidrocarburos gaseosos y en gases licuados de petróleo (LPG) de composición ordinaria. También cubre esta la determinación de mercaptanos en LPG no ordinario el cual puede contener un amplio rango de hidrocarburos tipo del etano hasta tales gasolinas con hidrocarburos en un rango de ebullición como el pentano y el hexano. El rango de concentración del sulfuro de hidrógeno que puede ser determinado es de 0,03 a varios miles de granos por 100 ft³ (0,3 a varios miles de ppm de humedad). El método es también aplicable a muestra de LPG conteniendo poco sulfuro-mercaptano como 1,0 ppm.

RESÚMEN DEL MÉTODO:

La muestra tomada de una bomba de muestra o directamente de una corriente en refinería, es lavada primero a través de una solución de hidróxido de potasio KOH y luego con una solución de monoetanolamina. La solución de KOH contiene una mezcla de verseno el cual inhibe la oxidación de compuestos de sulfuro por la formación de complejos organometálicos). Una titulación potenciométrica del sulfuro de hidrógeno y azufre mercaptánico absorbidos se realiza, utilizando una solución acuosa o alcohólica de nitrato de plata.

La solución de monoetanolamina, la cual contiene el sulfuro de carbonilo absorbido, es titulado potenciométricamente con nitrato de plata alcohólico en un

solvente de titulación ácido. El sistema de electrodo para ambas titulaciones es vidrio vs plata-sulfuro de plata. La concentración de cada compuesto buscado es estimado de la curva de titulación. Puede ser utilizado un registrador automático o un titulador operado manualmente.

REACTIVOS Y MATERIALES:

Todos los reactivos deben estar conforme a las especificaciones establecidas por el comité sobre reactivos analíticos de la Sociedad Americana de Química, cuando tales especificaciones existen, a no ser que se especifique de otro modo. Referencias para agua en medio desionizado o agua destilada. Referencias no calificadas para soluciones en medio acuoso.

- Ácido acético glacial
- Solvente de titulación ácido: disuelva 2,7 g de acetato de sodio trihidratado en 20 mL de agua libre de oxígeno y 975 mL de alcohol etílico anhidro. Adicione 4,6 g de ácido acético glacial o la solución. Previo al uso burbujee la solución con nitrógeno por 10 a 15 min para remover el oxígeno disuelto.
- Hidrógeno de amonio 1N
- Hidróxido de amonio concentrado
- Solución de cloruro de cadmio: disuelva 100 g de cloruro de cadmio Cl_2Cd en 500 mL de agua. Adicione 10 mL de ácido clorhídrico HCl concentrado y llévelo a un volumen final de 1L con agua. Burbujee con nitrógeno antes de usar.
- Alcohol etílico
- Cloruro férrico (Cl_3Fe)
- Ácido clorhídrico inhibidor: disuelva 1,0 % en peso de cloruro férrico en una mezcla de volumen iguales de agua y HCl
- Alcohol isopropílico
- Papel de prueba de acetato de plomo
- Monoetanolamina: Eastman Kodak "etiqueta blanca" o un equivalente, solución al 5,0 % en alcohol etílico. burbujee con nitrógeno antes de usar.
- Nitrógeno

- Hidróxido de potasio: solución al 10,0 % en peso, burbujee con nitrógeno antes de usar
- Nitrato de plata 0,01N solución alcohólica
- Nitrato de plata 0,1N y 0,01N
- Acetato de sodio
- Carbonato de sodio: solución al 5,0 % en peso. Burbujee con nitrógeno antes de usar
- Sulfuro de sodio
- Mezcla de verseno: Partes iguales por peso de: verseno x 80 (Na₅DTPA) técnico. Sal pentasódica de dietilentriamino ácido pentacético, obtenible de Dow Chemical Co. Chel DM 41 Saltrisódica de N-hidroxi-etilendiamina triacético. Versene F3 líquido técnico, Sales de sodio de N-N-di (2-hidroxi-etil) glicerina (NaDHEG) y etilendiamintetracético ácido (Na₄EDTA).

MUESTREO:

Bomba de muestreo: Lave la bomba completamente, y se utiliza el siguiente procedimiento de muestreo.

- Enjuagar la bomba con agua caliente
- Llenar mitad de volumen de la bomba con HCl inhibidor
- Sumergir la bomba con el HCl inhibidor adicionado en una cubeta con agua caliente por 30 min. Invierta esta varias veces.
- Drene el HCl inhibidor de la bomba y fluya agua caliente hasta que el agua de lavado este clara.
- Dé a la bomba un lavado final de agua destilada o doblemente desionizada siguiendo luego un lavado con acetona
- Seque con aire la bomba y purgue esta con nitrógeno
- Membretée la bomba con: lavado, secado y purgado con nitrógeno

Lavado en el laboratorio: El lavado en el laboratorio es llevado a cabo colocando la bomba de la muestra y el adaptador verticalmente sobre el burbujeador. Equipe el primer burbujeador con un tapón de neopreno con dos agujeros. Un agujero es para admitir el adaptador en la bomba de muestra y la otra es para el venteo al

siguiente burbujeador en la línea. Coloque las soluciones apropiadas en las botellas lavadoras de gas del tren de burbujeadores. Conecte el último burbujeador al medidor de humedad para medir el volumen y la velocidad de burbujeo. Ventee el medidor de humedad en un área segura.

Pese la bomba de muestra y el adaptador con aproximación a 5 g. Posicione la bomba y el adaptador directamente sobre el burbujeador. Pese el adaptador a través del agujero sobrante, en el tapón de neoprene a una profundidad de 1 cm del fondo del lavador. Prenda el suich de calentamiento y ajuste el transformador hasta que la temperatura de la válvula de expansión de gas sea 100 – 110 °F. Abra la válvula de debajo de la bomba de muestra todo el paso. Lentamente abra la válvula de expansión de gas y ponga el flujo de la muestra a través del burbujeador y el medidor de humedad. Ajuste el flujo de gas de tal manera que no exceda 1 ft³ / h.

Después que el volumen apropiado de muestra ha sido burbujeado apague el calentamiento y cierre la válvula inferior de la bomba de muestra. Desconecte el adaptador de la bomba después que el burbujeo de gas a cesado en el extremo del adaptador. Tire el adaptador lo suficiente en tal forma que quede fuera de la solución lavadora y lave en interior de el adaptador con cerca de 5 mL de alcohol isopropílico burbujeado con nitrógeno. Remueva el adaptador del burbujeador y desconecte la línea de venteo al próximo burbujeador. Ajuste un flujo de gas nitrógeno para proteger la solución de lavado del oxígeno atmosférico y luego tape el burbujeador con un tapón de neoprene. Desconecte los restantes burbujeadores y rápidamente conecte la entrada de cada burbujeador a la propia salida con un pequeño tubo de caucho, así se excluye el aire. Registre el volumen de gas medido. Vuelva a pesar la bomba de muestra y el adaptador con aproximación a 5 g para determinar el peso de la muestra lavada.

Lavado en refinería: Cuando el lavado de un gas o muestra de LPG puede ser realizado en una refinería, no se debe usar un calentador eléctrico con válvula de expansión por el peligro de explosión. Por lo tanto se emplea una válvula de calentamiento de expansión por agua caliente. El calor necesario para calentar el

agua es suplida por líneas de vapor de la Refinería. El agua fría para enfriar la chaqueta es obtenida de las líneas de agua de la Refinería. Determine el peso de la muestra burbujeada midiendo con un medidor de humedad. Ventée el medidor en un área segura.

Muestras que contienen altas concentraciones de sulfuro de hidrógeno (H₂S) y sulfuro de carbonilo (COS)

Para muestras tales como gases de craking catalítico que contienen un exceso de 100 granos de sulfuro de hidrógeno por ft³ y algo de sulfuro de carbonilo, coloque 50 mL de hidróxido de potasio (KOH) al 40,0 % solución en cada uno de los dos burbujeadores. En el tercer lavador, el cual ha sido completamente lavado con cinta negra, coloque 20 mL de solución de monoetanolamina al 5,0 %. Lave cerca de 2 ft³ de gas. Si el hidróxido de potasio en los burbujeadores va a ser titulado el mismo día no es necesario el uso de la mezcla de Verseno para proteger el sulfuro. Sin embargo la monoetanolamina del lavado debe ser titulada el mismo día, preferiblemente dentro de una hora después del lavado.

Muestras que contienen bajas concentraciones de sulfuro de hidrógeno (H₂S) y sulfuro de carbonilo (COS)

Muestras que contienen menos que 10 granos de sulfuro de hidrógeno por pie cúbico debe ser lavado a través del inhibidor KOH para prevenir pérdidas de sulfuro. Coloque 1 gramo de la mezcla de verseno y 100 mL de la solución de KOH al 10,0 % en cada uno de los dos burbujeadores y mezcle bien. Conecte la purga del segundo burbujeador a la del tercero que contiene 20 mL de la solución de monoetanolamina al 5,0 %. Lave cerca de 10 ft³ de gas. Desconecte los burbujeadores inmediatamente después de tomada la muestra y rápidamente conecte la entrada de cada burbujeador a la propia salida de purga con un tubo de caucho, así evita el aire. Titule la monoetanolamina (solución de lavado) tan pronto como sea posible después que la muestra ha sido lavada.

Muestras que contienen sulfuro de carbonilo, altas concentraciones de sulfuro de hidrógeno y bajas concentraciones de azufre mercaptánico.

En algunos casos se obtendrán muestras que tengan una relación alta de sulfuro de hidrógeno a azufre mercaptánico. Cuando estas condiciones existen la precisión de la determinación de azufres mercaptánicos pueden ser afectadas adversamente o menos que se adicione dos burbujeadores en la línea de muestreo antes del burbujeador de KOH. Cargue el primer burbujeador corriente abajo de la válvula de expansión con solución de carbonato de sodio al 5,0 %. Cargue el segundo burbujeador con cloruro de cadmio (solución). Después de estos dos burbujeadores está una trampa de golpeteo, luego dos lavadores de gas cada uno conteniendo 50 mL de solución de KOH al 40,0 % y 1 g mezcla de verseno. Lave aproximadamente 10 ft³ de gas. Puede realizarse un análisis separado para determinar las concentraciones respectivas de sulfuro de hidrógeno y sulfuro de carbonilo en muestras de este tipo. El procedimiento de muestreo es idéntico al descrito previamente para gases relativamente altos en sulfuro de hidrógeno.

Muestras que contienen solo azufres mercaptánicos, pentano y materiales de alto punto de ebullición.

Para muestras que contienen sólo azufre mercaptánico junto con concentraciones apreciables de pentano y materiales de alto punto de ebullición, coloque 100 mL de solución de KOH al 10,0 % y 1 mL de mezcla de verseno en cada uno de los dos burbujeadores y mezcle bien. Lave cerca de dos pies cúbicos de gas. Si hay un lecho de hidrocarburos en el burbujeador después de tomar una muestra se procede a retirar los hidrocarburos mediante un embudo separador con purga de nitrógeno. Retorne la porción acuosa al burbujeador. Se determina azufre mercaptánico con el método UOP 163. Use el peso entero de la muestra lavada como el peso de la muestra en los cálculos de azufre mercaptánico de acuerdo con el método UOP 163.

PROCEDIMIENTO:

Sulfuro de hidrógeno y mercaptanos: Prepare el titulador para la operación con los electrodos correctos en su lugar y nitrato de plata como titulante. Para la determinación de sulfuros y mercaptanos haga la titulación sobre un rango de fem de -0,5 a 0,5v. La selección de la cantidad de muestra depende del contenido de

sulfuro en el gas. Nitrato de plata alcohólica también puede ser usado para titular los sulfuros y mercaptanos, pero evitar cambios de titulante para la titulación del sulfuro de carbonilo.

Chequee el contenido cáustico de los burbujeadores cualitativamente con papel de acetato de plomo. Si no es perceptible la coloración de el papel, transfiera el contenido entero de los lavadores a un vaso electrolítico de 400 mL. Lave los lavadores con agua y adicione los lavados al mismo vaso. Adicione cerca de 5 mL de hidróxido de amonio 1N y titule.

Si el papel de acetato de plomo presenta alguna coloración, transfiera el contenido cáustico de los burbujeadores a un frasco volumétrico de 250 mL. Lave los depuradores con agua y adicione los lavados al frasco volumétrico. Diluya el volumen con agua. Nuevamente chequee la solución diluida con el papel de acetato de plomo. La alícuota que se debe tomar depende de la coloración del papel de acetato de plomo, a continuación se indica esto:

- Si la coloración es café obscura, café y café brillante se debe tomar de 1 a 5 mL, de 5 a 15 mL, y de 25 a 50 mL respectivamente. Cada intervalo es para la coloración indicada.

Pipetee una alícuota dentro de un vaso electrolítico. Adicione hidróxido de amonio (NH_4OH) 1N hasta que la solución final tenga cerca de (NH_4OH) 0,05 N. Diluya a cerca de 50 mL con agua. Titule con nitrato de plata 0,01N manualmente o automáticamente.

Mercaptanos: Prepare el titulador de la misma manera como para la titulación de sulfuros y mercaptanos. Transfiera la solución lavadora cáustica de cada uno de los dos lavadores para un vaso electrolítico de 250 mL. Lave cada depurador con 50 mL de agua y adicione el agua de lavado al respectivo vaso. Adicione 5 mL de hidróxido de amonio (NH_4OH) 1 N o cada uno de los vasos como para que la solución final tenga casi 0,05 N en NH_4OH . Titule manual o automáticamente dependiendo del equipo disponible. Use solución alcohólica de nitrato de plata

AgNO₃ 0,01 N como titulante. Si la titulación es manual, adicione la solución de nitrato de plata en incremento de 0,2 mL y registre la fuerza electromotriz (fem) después de cada adición hasta que el punto final esté cerca. Entonces siga el procedimiento como se define debajo de la titulación manual.

CÁLCULOS:

Mediante las ecuaciones desde la [A.1] hasta la [A.3], se determinan los tres compuestos de azufre

Sulfuro de hidrógeno:

$$C_{H_2S} = \frac{1131 \cdot V_t \cdot N_s \cdot K_s}{1,815 \cdot 0,937 \cdot V_g} \quad [A.1]$$

Mercaptanos:

$$C_{RSH} = \frac{1131 \cdot V_t \cdot N_s \cdot K_s}{1,815 \cdot 0,937 \cdot V_g} \quad [A.2]$$

Sulfuro de carbonilo:

$$C_{COS} = \frac{565 \cdot V_t \cdot N_s \cdot K_s}{1,815 \cdot 0,937 \cdot V_g} \quad [A.3]$$

Donde:

V_t = volumen de la solución de nitrato de plata usado para la titulación en mL

N_s = normalidad de la solución de nitrato de plata

K_s = constante de la solución de nitrato de plata

V_g = volumen de gas natural burbujeado en ft³

C_{RSH, COS, H_2S} = concentración de los compuestos en ppm (partes por millón)

ANEXO III

**EJEMPLO DE CÁLCULO DE LA DETERMINACIÓN DE LAS
CONCENTRACIONES DE SULFURO DE HIDRÓGENO,
MERCAPTANOS Y SULFURO DE CARBONILO EN EL GAS POR EL
MÉTODO UOP 212**

A continuación se encuentra el ejemplo de cálculo del Método UOP 212 para determinación de: sulfuro de hidrógeno, mercaptanos y sulfuro de carbonilo en el gas. Mediante las ecuaciones desde la [A.4] hasta la [A.6] se determinaron los tres compuestos.

Sulfuro de carbonilo:

$$C_{COS} = \frac{565 \cdot V_t \cdot N_s \cdot K_s}{1,815 \cdot 0,937 \cdot V_g} = \frac{565 \cdot V_t \cdot N_s \cdot K_s}{1,815 \cdot 0,937 \cdot V_g} \quad [A.4]$$

Sulfuro de hidrógeno:

$$C_{H_2S} = \frac{1131 \cdot V_t \cdot N_s \cdot K_s}{1,815 \cdot 0,937 \cdot V_g} = 0 \quad [A.5]$$

La concentración de H₂S es cero por cuanto en la curva de titulación no existe punto de viraje.

Mercaptanos:

$$C_{RSH} = \frac{1131 \cdot V_t \cdot N_s \cdot K_s}{1,815 \cdot 0,937 \cdot V_g} = \frac{1131 \cdot 0,579 \cdot 0,01 \cdot 0,9901}{1,815 \cdot 0,937 \cdot 0,035} = 109,1 \quad [A.6]$$

Donde:

V_t = volumen de la solución de nitrato de plata usado para la titulación en mL

N_s = normalidad de la solución de nitrato de plata

K_s = constante de la solución de nitrato de plata

V_g = volumen de gas natural burbujeado en ft^3

$C_{\text{RSH, COS, H}_2\text{S}}$ = concentración de los compuestos en ppm (partes por millón)

ANEXO IV

MÉTODO ASTM 4294 DE ANÁLISIS DE AZUFRE TOTAL EN EL CONDENSADO



Designation: D 4294 – 03

An American National Standard

Standard Test Method for Sulfur in Petroleum and Petroleum Products by Energy- Dispersive X-ray Fluorescence Spectrometry¹

This standard is issued under the fixed designation D 4294; the number immediately following the designation indicates the year of original adoption or, in the case of revision, the year of last revision. A number in parentheses indicates the year of last approval. A superscript symbol (s) indicates an editorial change since the last revision or approval.

This standard has been approved for use by agencies of the Department of Defense.

1. Scope*

1.1 This test method covers the measurement of sulfur in hydrocarbons, such as diesel, naphtha, kerosine, residuals, lubricating base oils, hydraulic oils, jet fuels, crude oils, gasoline (all unleaded), and other distillates. In addition, sulfur in other products, such as M-85 and M-100, may be analyzed using this technique. The applicable concentration range is 0.0150 to 5.00 mass % sulfur.

1.2 The values stated in SI units are to be regarded as the standard. The preferred concentration units are mass % sulfur.

1.3 *This standard does not purport to address all of the safety concerns, if any, associated with its use. It is the responsibility of the user of this standard to establish appropriate safety and health practices and determine the applicability of regulatory limitations prior to use. For specific warning statements, see Section 7.*

2. Referenced Documents

2.1 ASTM Standards:²

D 3120 Test Method for Trace Quantities of Sulfur in Light Liquid Petroleum Hydrocarbons by Oxidative Microcoulometry

D 4057 Practice for Manual Sampling of Petroleum and Petroleum Products

D 4177 Practice for Automatic Sampling of Petroleum and Petroleum Products

E 29 Practice for Using Significant Digits in Test Data to Determine Conformance with Specifications

3. Summary of Test Method

3.1 The sample is placed in the beam emitted from an X-ray source. The resultant excited characteristic X radiation is measured, and the accumulated count is compared with counts

from previously prepared calibration standards that bracket the sample concentration range of interest to obtain the sulfur concentration in mass %.

4. Significance and Use

4.1 This test method provides rapid and precise measurement of total sulfur in petroleum products with a minimum of sample preparation. A typical analysis time is 2 to 4 min per sample.

4.2 The quality of many petroleum products is related to the amount of sulfur present. Knowledge of sulfur concentration is necessary for processing purposes. There are also regulations promulgated in federal, state, and local agencies that restrict the amount of sulfur present in some fuels.

4.3 This test method provides a means of compliance with specifications or limits set by regulations for sulfur content of petroleum products.

4.4 If this test method is applied to petroleum matrices with significantly different composition than the white oil calibration materials specified in this test method, the cautions and recommendations in Section 5 should be observed when interpreting the results.

4.5 Compared to other test methods for sulfur determination, Test Method D 4294 has high throughput, minimal sample preparation, good precision, and is capable of determining sulfur over a wide range of concentrations. The equipment specified is in most cases less costly than that required for alternative methods. Consult the ASTM website² or ASTM Subject Index³ for names of alternative test methods.

5. Interferences

5.1 Spectral interferences result when some sample component element or elements emit X-rays that the detector cannot resolve from sulfur X-ray emission. As a result, the lines produce spectral peaks that overlap with each other. Spectral interferences may arise from samples containing water, lead alkyls, silicon, phosphorus, calcium, potassium, and halides if present at concentrations greater than one tenth of the measured concentration of sulfur, or more than a few hundred

¹ This test method is under the jurisdiction of Committee D02 on Petroleum Products and Lubricants and is the direct responsibility of Subcommittee D02.03 on Elemental Analysis.

Current edition approved Nov. 1, 2003. Published December 2003. Originally approved in 1983. Last previous edition approved in 2002 as D 4294-02.

² For referenced ASTM standards, visit the ASTM website, www.astm.org, or contact ASTM Customer Service at service@astm.org. For Annual Book of ASTM Standards volume information, refer to the standard's Document Summary page on the ASTM website.

³ Annual Book of ASTM Standards, Vol 00.01.

*A Summary of Changes section appears at the end of this standard.


D 4294 – 03

milligrams/kilogram. Follow the manufacturer's operating guide to compensate for the interferences.

5.2 Matrix effects are caused by concentration variations of the elements in a sample. These variations directly influence X-ray absorption and change the measured intensity of each element. For example, performance enhancing additives, such as oxygenates in gasoline, can affect the apparent sulfur reading. These types of interferences are always present in X-ray fluorescence analysis and are completely unrelated to spectral interferences.

5.3 Both types of interferences are compensated for in contemporary instruments with the use of built-in software. It is recommended that these interferences be checked from time to time and that the software corrections offered by the manufacturer not be accepted at face value. Corrections should be verified for new formulations.

5.4 M-85 and M-100 are fuels containing 85 and 100 % methanol, respectively. As such, they have a high oxygen content, hence, absorption of sulfur K α radiation. Such fuels can, however, be analyzed using this test method provided that the calibration standards are prepared to match the matrix of the sample. There may be a loss of sensitivity and precision. The repeatability, reproducibility, and bias obtained in this test method did not include M-85 and M-100 samples.

5.5 In general, petroleum materials with compositions that vary from white oils as specified in 9.1 may be analyzed with standards made from base materials that are of the same, or similar, composition. Thus, a gasoline may be simulated by mixing *isooctane* and toluene in a ratio that approximates the true aromatic content of the samples to be analyzed. Standards made from this simulated gasoline will produce results that are more accurate than results obtained using white oils.

NOTE 1—In the case of petroleum materials that contain suspended water, it is recommended that the water be removed before testing or that the sample be thoroughly homogenized and immediately tested. The interference is greatest if the water creates a layer over the transparent film as it will attenuate the X-ray intensity for sulfur. One such method to accomplish the removal of water is to centrifuge the sample first under ambient sealed conditions, taking care that the sample integrity is not compromised.

6. Apparatus

6.1 *Energy-dispersive X-ray Fluorescence Analyzer*—Any energy dispersive X-ray fluorescence analyzer may be used if its design incorporates, as a minimum, the following features:

6.1.1 *Source of X-ray Excitation*, X-ray source with energy above 2.5 keV. (**Warning**—In addition to other precautions, if a radioactive source is used, it must be well shielded to international standard requirements and, therefore, not present any safety hazard. However, attention to the source is only to be carried out by a fully trained and competent person using the correct shielding techniques.)

NOTE 2—Operation of analyzers using X-ray tube sources is to be conducted in accordance with the manufacturer's safety instructions and local regulations.

6.1.2 *Sample Cell*, providing a sample depth of at least 4 mm and equipped with a replaceable X-ray transparent plastic film window.

6.1.3 *X-ray Detector*, with sensitivity at 2.3 keV and a resolution value not to exceed 800 eV. A gas filled proportional counter has been found to be suitable to use.

6.1.4 *Filters*, or other means of discriminating between sulfur K α radiation and other X-rays of higher energy.

6.1.5 Signal conditioning and data handling electronics that include the functions of X-ray intensity counting, a minimum of two energy regions (to correct for background X-rays), spectral overlap corrections, and conversion of sulfur X-ray intensity into percent sulfur concentration.

6.1.6 *Display or Printer*, that reads out in mass % sulfur.

7. Reagents and Materials

7.1 *Purity of Reagents*—Reagent grade chemicals shall be used in all tests. Unless otherwise indicated, it is intended that all reagents conform to the specifications of the Committee on Analytical Reagents of the American Chemical Society where such specifications are available.⁴ Other grades may be used, provided it is first ascertained that the reagent is of sufficiently high purity to permit its use without lessening the accuracy of the determination.

7.2 *Di-n-Butyl Sulfide (DBS)*, a high purity standard with a certified analysis for sulfur content. Use the certified sulfur content when calculating the exact concentrations of the calibration standards (9.1.7). (**Warning**—Di-n-butyl sulfide is flammable and toxic.)

NOTE 3—It is essential to know the concentration of the sulfur in the di-n-butyl sulfide, not the purity, since impurities may also be sulfur containing compounds.

7.3 *Mineral Oil, White (MOW)*, ACS reagent grade or less than 2 mg/kg sulfur.

7.4 *X-ray Transparent Film*, any film that resists attack by the sample, is free of sulfur, and is sufficiently X-ray transparent may be used. Films found to be suitable are polyester, polypropylene, polycarbonate, and polyimide films.

7.4.1 Samples of high aromatic content may dissolve polyester and polycarbonate films. In these cases, other materials besides these films may be used for X-ray windows, provided that they do not contain any elemental impurities. An optional window material is polyimide foil. Although polyimide foil absorbs sulfur X-rays more than other films, it may be a preferred window material as it is much more resistant to chemical attack by aromatics and exhibits higher mechanical strength.

7.5 *Sample Cells*, resistant to sample attack and meet geometry requirements of spectrometer.

8. Sampling and Specimen Preparation

8.1 Samples shall be taken in accordance with the instructions in Practice D 4057 or D 4177, where appropriate.

⁴ *Reagent Chemicals, American Chemical Society Specifications, American Chemical Society, Washington, DC. For suggestions on the testing of reagents not listed by the American Chemical Society, see Annual Standards for Laboratory Chemicals, BDH Ltd., Poole, Dorset, U.K., and the United States Pharmacopeia and National Formulary, U.S. Pharmacopial Convention, Inc. (USPC), Rockville, MD.*

Samples should be analyzed immediately after pouring into a sample cell and allowing for the escape of the air bubbles caused by mixing.

8.2 If using reusable sample cells, clean and dry cells before use. Disposable sample cells are not to be reused. A new piece of X-ray film on a reused sample cell is required prior to analyzing the sample. Avoid touching the inside of the sample cell or portion of the window film in the cell or in the instrument window that is exposed to X-rays. Oil from fingerprints can affect the reading when analyzing for low levels of sulfur. Wrinkles in the film will affect the intensity of sulfur X-rays transmitted. Therefore, it is essential that the film be taut and clean to ensure reliable results. The analyzer will need recalibration if the type or thickness of the window film is changed.

8.3 Impurities or thickness variations, which may affect the measurement of low levels of sulfur, have been found in polyester films and may vary from lot to lot. Therefore, the calibration shall be verified after starting each new roll of film.

9. Calibration and Standardization

9.1 Preparation of Calibration Standards

9.1.1 Although it is possible to make a single calibration to measure sulfur in a variety of matrices, it is strongly recommended that, whenever possible, the calibration is matrix specific, that is, a diesel calibration should be based on diesel standards. This is especially true for the analysis of sulfur at low levels. Hence, the matrix diluent should be as close to the form of the matrix being analyzed as possible. White mineral oil (see 7.3) is acceptable as an alternative matrix diluent.

9.1.2 Make primary standards independently at normal concentrations of 0.1 and 5 mass % sulfur and not by serial dilution from a single concentrate. The exact sulfur content in each standard is to be calculated to four decimal places.

9.1.3 Accurately weigh the nominal quantity of matrix diluent to the nearest 0.1 mg, as shown in Table 1, into a suitable, narrow-necked container and then accurately weigh in the nominal quantity of di-*n*-butyl sulfide. Mix thoroughly (a PTFE-coated magnetic stirrer is advisable) at room temperature.

9.1.4 Prepare calibration standards that will bracket the expected sulfur concentrations in samples, using the matrix diluent (9.1.1) and the primary standards (9.1.2) to prepare the blank and known standard concentrations, respectively, for each calibration range that is established. Consult the manufacturer's instructions for determining the number of standards and ranges to prepare. Table 2 provides an example of how two concentration ranges can be prepared by diluting each primary standard with the applicable matrix diluent.

TABLE 1 Nominal Composition of Primary Standards

Sulfur Content, mass %	Mass of Matrix Diluent, g	Mass of Di- <i>n</i> -Butyl Sulfide, g
5	48.8	14.4
0.1	43.8	0.200

TABLE 2 Nominal Calibration Standards

Range	1	2
Sulfur mass %	0.0020 to 0.1	0.1 to 5.0
Std 1	0.000	0.000
Std 2	0.0020	0.100
Std 3	0.0250	0.500
Std 4	0.0100	1.00
Std 5	0.0300	2.50
Std 6	0.0600	5.00
Std 7	0.100	

9.1.4.1 Standard 1 on Range 2 in Table 2 may not be required if the instrument is also calibrated on Range 1. Consult the manufacturer's calibration instructions for specific guidance.

9.1.5 Alternatively, National Institute of Standards and Technology (NIST) traceable certified standards, prepared as described above or composed of the matrix to be analyzed, can be used.

9.1.6 If the matrix diluent being used for the preparation of standards contains sulfur, add this value to the calculated sulfur content of the prepared standards (consult your supplier for a certified sulfur concentration or test the mineral oil using Test Method D 3120 or any other equivalent low level sulfur analyzing method with an MDL no higher than 1 ppm).

9.1.7 Weigh the DBS and matrix diluent to the recommended mass to the nearest 0.1 mg. It is important that the actual mass is known; thus, the actual concentration of the prepared standards is calculated and entered into the instrument for calibration purposes. The concentration of sulfur can be calculated using the following equation:

$$S = [DBS \times S_{DBS} + (MO \times S_{MO})] / (DBS + MO) \quad (1)$$

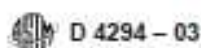
where:

- S = mass % sulfur of the prepared standards,
- DBS = actual mass of DBS, g,
- S_{DBS} = the mass % sulfur in DBS, typically 21.91 %,
- MO = actual mass of mineral oil, g,
- S_{MO} = mass % sulfur in the mineral oil.

9.2 *Certified Calibration Standards*—Calibration standards, which are certified by a national standards organization, may be used in place of some or all of the standards prescribed in 9.1 when of similar matrix to the sample of interest. Such standards include Standard Reference Materials (SRM) prepared and certified by the National Institute of Standards and Technology (NIST), that is, SRM 2724 for sulfur in diesel. The standards used must cover the nominal concentration ranges identified in Table 2.

9.3 *Calibration Check Standards*—Several additional standards (calibration check standards) that were not used in generating the calibration curve can be used to check the validity of the calibration. Calibration check standards may be independently prepared according to 9.1, or certified standards according to 9.2. The concentration of the calibration check standards shall be near the expected concentration of the samples being analyzed.

9.4 *Quality Control Samples*—Stable petroleum or product samples (that is, quality control samples) representative of the



samples of interest may be run on a regular basis to verify that the system is in statistical control (see Section 14).

9.5 Storage of Standards and Quality Control Samples—Store all standards in glass bottles, either dark or wrapped in opaque material, closed with glass stoppers, inert plastic lined screw caps, or other equally inert, impermeable closures, in a cool, dark place until required. As soon as any sediment or change of concentration is observed, discard the standard.

10. Preparation of Apparatus

10.1 Set up the apparatus in accordance with the manufacturer's instructions. Whenever possible, the instrument should remain energized to maintain optimum stability.

11. Procedure

11.1 Although X-radiation penetrates only a short distance into the sample, scatter from the sample cell and the sample may vary. Consequently, the analyst must ensure that the sample cell is filled with sample above a minimum depth, at which point, further filling causes an insignificant change in the counting rate. Generally speaking, filling the sample cup to at least three-fourths the capacity of the sample cell will be sufficient. Prepare the sample cell by providing adequate head space. Provide a vent hole in the top to prevent bowing of the X-ray film during measurement of volatile samples. (**Warning**—Avoid spilling flammable liquids inside the analyzer.)

11.2 **Instrument Calibration**—Calibrate the instrument for the appropriate range, following manufacturer's instructions. Typically, the calibration procedure involves setting up the instrument for recording of net sulfur X-ray intensity, followed by the measurement of known standards. Obtain two readings on the standard using the recommended counting time for the instrument according to Table 3. With minimal delay, repeat the procedure using freshly prepared cells and fresh portions of the standard. Once all the standards have been analyzed, follow the manufacturer's instructions for generating the optimum calibration curve based on the net-sulfur counts for each standard that has been analyzed four times. Immediately upon completion of the calibration, determine the sulfur concentration of one or more of the calibration check samples (see 9.3). The measured values should be within 3% relative of the certified values. If this is not the case, the calibration or calibration standards are suspect and corrective measures should be taken and the calibration rerun. The degree of matrix mismatch between samples and standards should also be considered when evaluating a calibration.

11.3 **Analysis of Unknown Samples**—Fill the cell with the sample to be measured as described in 11.1. Before filling the cell, it may be necessary to heat viscous samples so that they are easy to pour into the cell. Ensure that no air bubbles are present between the cell window and the liquid sample.

Measure each sample (see Table 3 for the recommended counting times for the specific concentration ranges). With minimal delay, repeat the measurement using a freshly prepared cell and a fresh portion of the sample. Obtain the average of the two readings for the sulfur content in the unknown sample. If the average reading is not within the concentration range for that calibration, repeat the sample measurement in duplicate using the range that brackets the sample average determined.

12. Calculation

12.1 The concentration of sulfur in the sample is automatically calculated from the calibration curve.

13. Report

13.1 The preferred concentration unit for reporting the total sulfur content is mass %, although results may also be reported in other SI units, such as mg/kg. Round results to three significant figures using Practice E 29, and state that the results were obtained according to Test Method D 4294.

14. Quality Control

14.1 The use of quality control programs, such as the one described in 14.1.1, can assist in maintaining statistical control of this test method.

Note 4—Verification of system control through the use of QC samples and control is highly recommended. It is recognized that QC procedures are the province of the individual laboratory.

14.1.1 For the purpose of establishing the statistical control status of the testing process since the last valid calibration, quality control samples prepared from material(s) selected and stored according to 9.3 and 9.4 are to be regularly tested as if they were unknown production samples. Results are recorded and immediately analyzed by control charts⁵ or other statistically equivalent techniques to ascertain the statistical control status of the total testing process. Any out of control data shall trigger investigation for root cause(s). The outcome of the investigation may result in instrument recalibration. Depending on the criticality of the quality being measured and the demonstrated stability of the testing process, the frequency of quality control sample testing can range from once each day the test apparatus is in use to twice per week. It is recommended that at least one type of quality control sample be analyzed that is representative of samples routinely analyzed (as in 9.4).

15. Precision and Bias

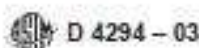
15.1 **Precision**—The precision of this test method as obtained by statistical analysis of interlaboratory test results is as follows:

15.1.1 **Repeatability**—The difference between successive test results obtained by the same operator with the same apparatus under constant operating conditions on identical test materials would, in the long run, in the normal and correct

TABLE 3 Counting Times For Sulfur Content Analysis

Sulfur Content Range, mass %	Counting Time, s
0.000 to 0.100	250 to 300
0.100 to 5.00	100

⁵ ASTM *MAN. 7, Manual on Presentation of Data and Control Chart Analysis*, Section 3, Control Charts for Individuals, ASTM International, W. Conshohocken, PA.



D 4294 – 03

TABLE 4 Bias

NIST Standard	Sulfur mass %	Bias	Significant
SRM 1816a	0.0148	0.0009	No
SRM 2724a	0.0430	0.0008	No
SRM 1817a	0.173	0.0005	No
SRM 1823c	0.391	-0.0119	Yes
SRM 1821e	0.948	-0.0198	No
SRM 2717	3.02	0.0072	No

operation of the test method, exceed the following values only in one case in twenty:

$$0.02894(X + 0.1691) \quad (2)$$

where X is the sulfur concentration in mass %.

15.1.2 *Reproducibility*—The difference between two single and independent results obtained by different operators working in different laboratories on identical test material would, in the long run, exceed the following values only in one case in twenty:

$$0.1215(X + 0.05555) \quad (3)$$

where X is the sulfur concentration in mass %.

15.2 *Bias*—The interlaboratory study included eight NIST reference materials. The certified values and bias are given in Table 4.

16. Keywords

16.1 analysis; energy dispersive; petroleum; spectrometry; sulfur, X-ray

SUMMARY OF CHANGES

Subcommittee D02.03 has identified the location of selected changes to this standard since the last issue (D 4294-02) that may impact the use of this standard.

(1) Updated Section 13, Report, to allow option of reporting results in units other than mass %.

ASTM International takes no position respecting the validity of any patent rights asserted in connection with any item mentioned in this standard. Users of this standard are expressly advised that determination of the validity of any such patent rights, and the risk of infringement of such rights, are entirely their own responsibility.

This standard is subject to revision at any time by the responsible technical committee and must be reviewed every five years and if not revised, either reapproved or withdrawn. Your comments are invited either for revision of this standard or for additional standards and should be addressed to ASTM International Headquarters. Your comments will receive careful consideration at a meeting of the responsible technical committee, which you may attend. If you feel that your comments have not received a fair hearing you should make your views known to the ASTM Committee on Standards, at the address shown below.

This standard is copyrighted by ASTM International, 100 Bar Harbor Drive, PO Box C700, West Conshohocken, PA 19428-2959, United States. Individual reprints (single or multiple copies) of this standard may be obtained by contacting ASTM at the above address or at 610-832-9585 (phone), 610-832-9555 (fax), or service@astm.org (e-mail), or through the ASTM website (www.astm.org).

ANEXO V

DIAGRAMAS PRESIÓN ENTALPÍA DE LOS HIDROCARBUROS

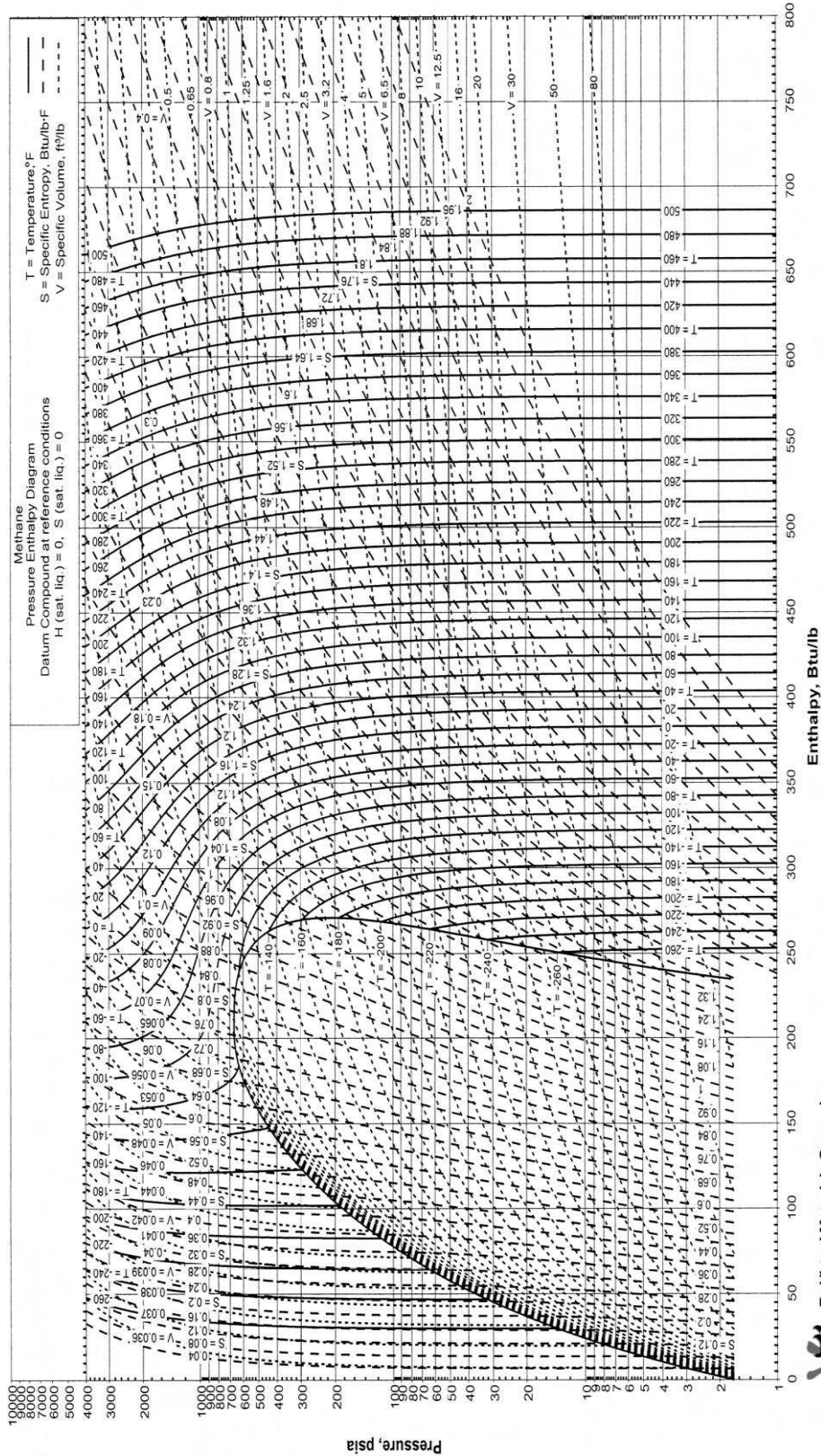
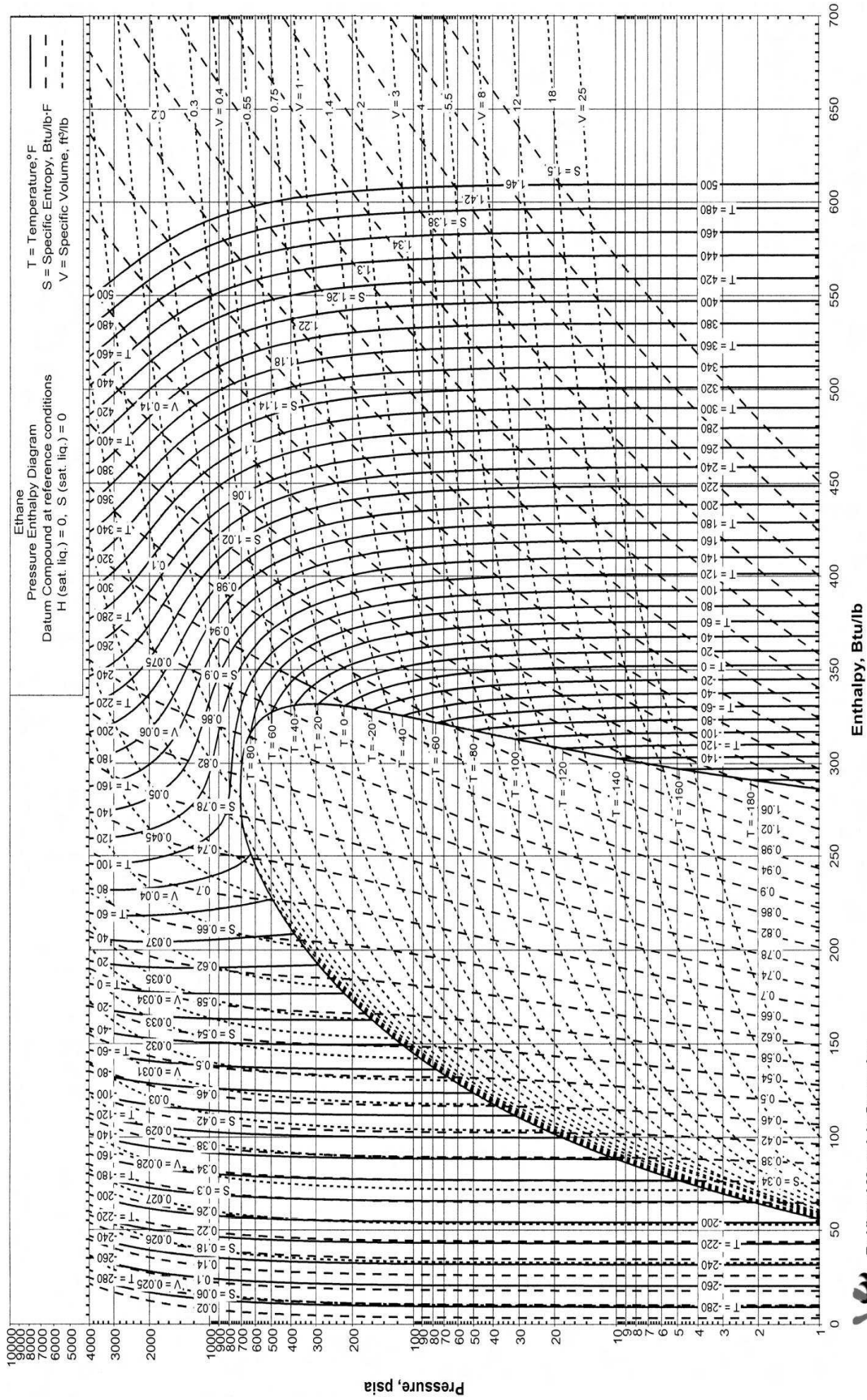


Figura A.1 Diagrama presión vs entalpía para el metano



By Virtual Materials Group, Inc.

Figura A.2 Diagrama presión vs entalpía para el etano

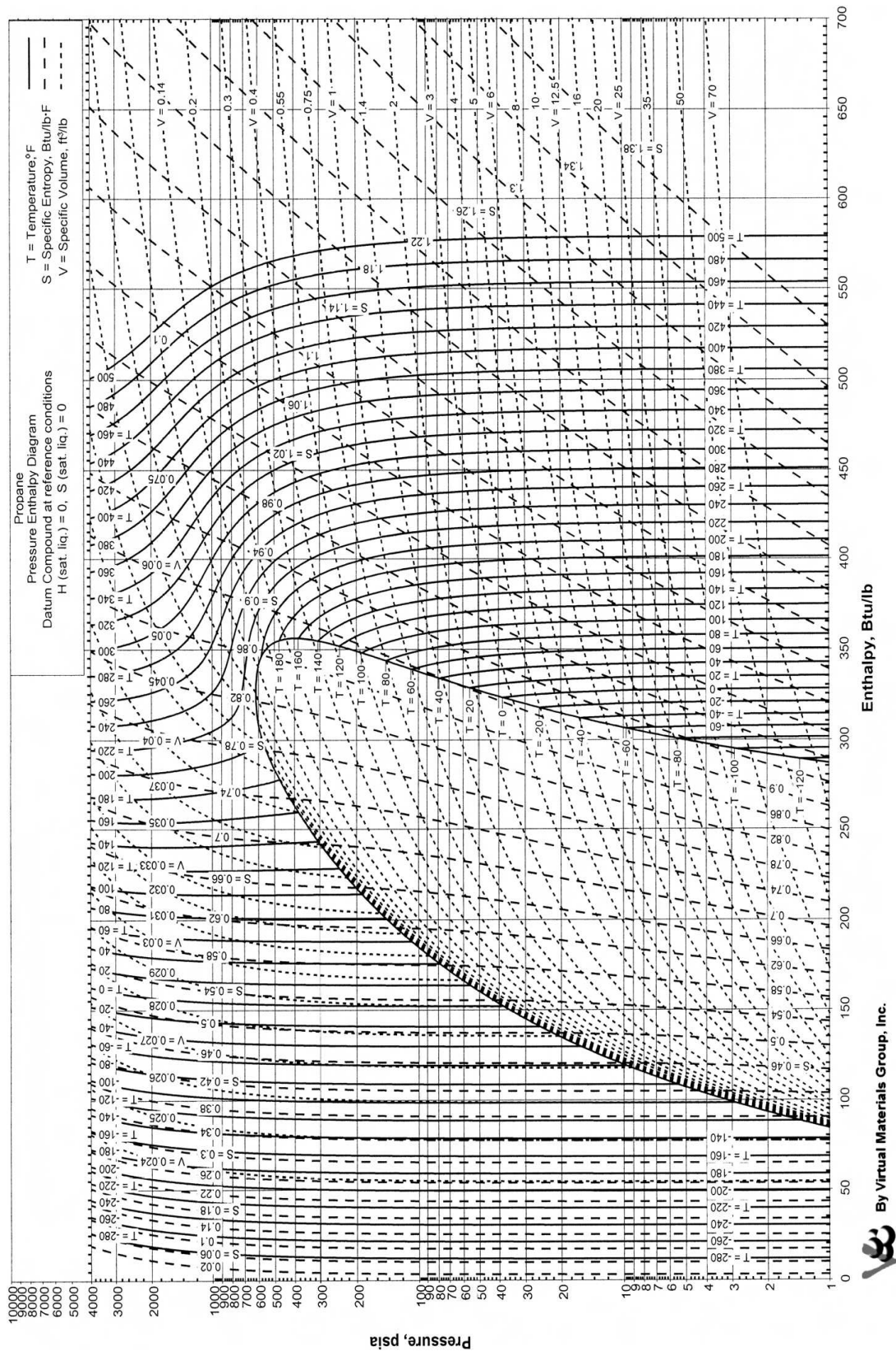
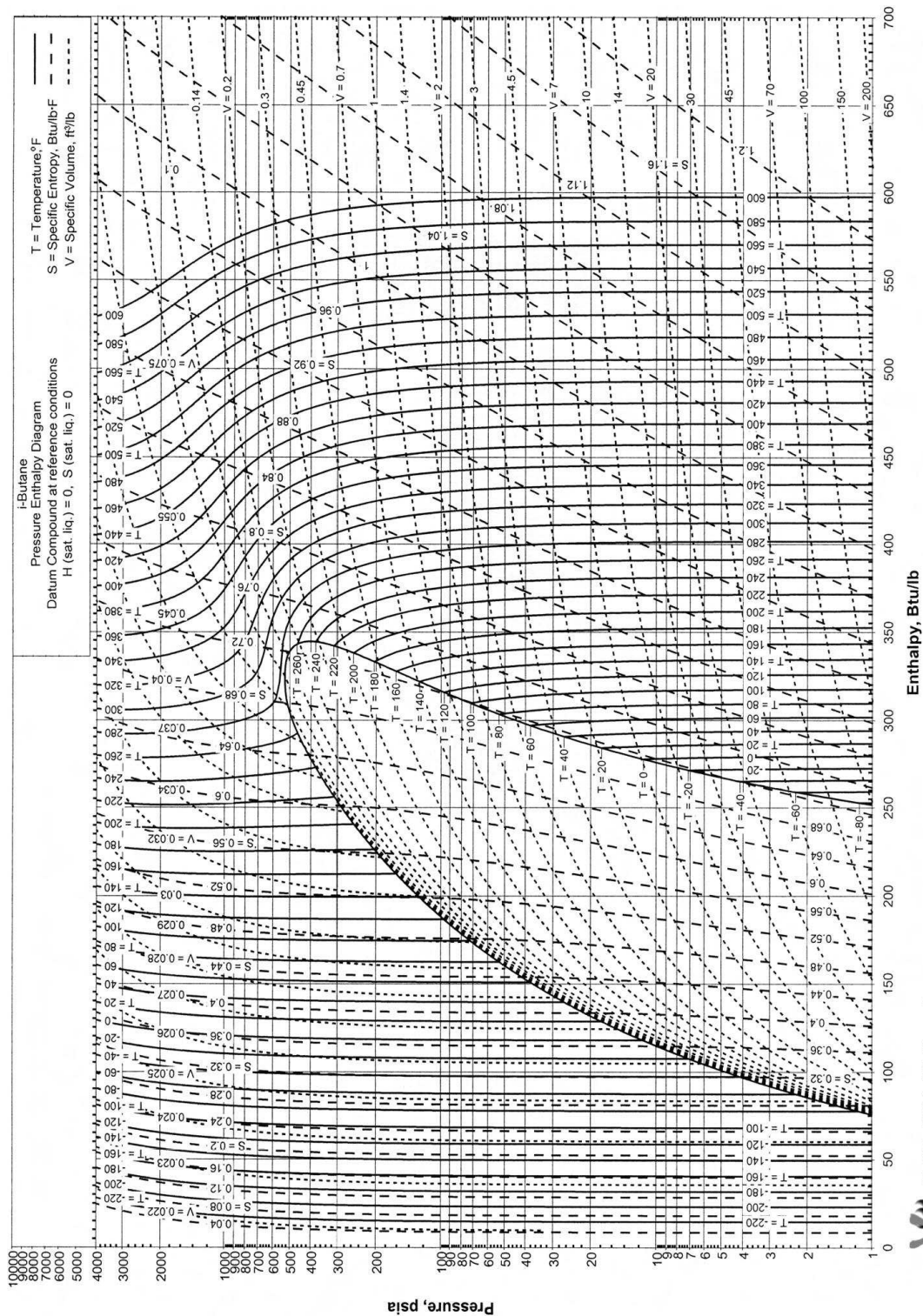
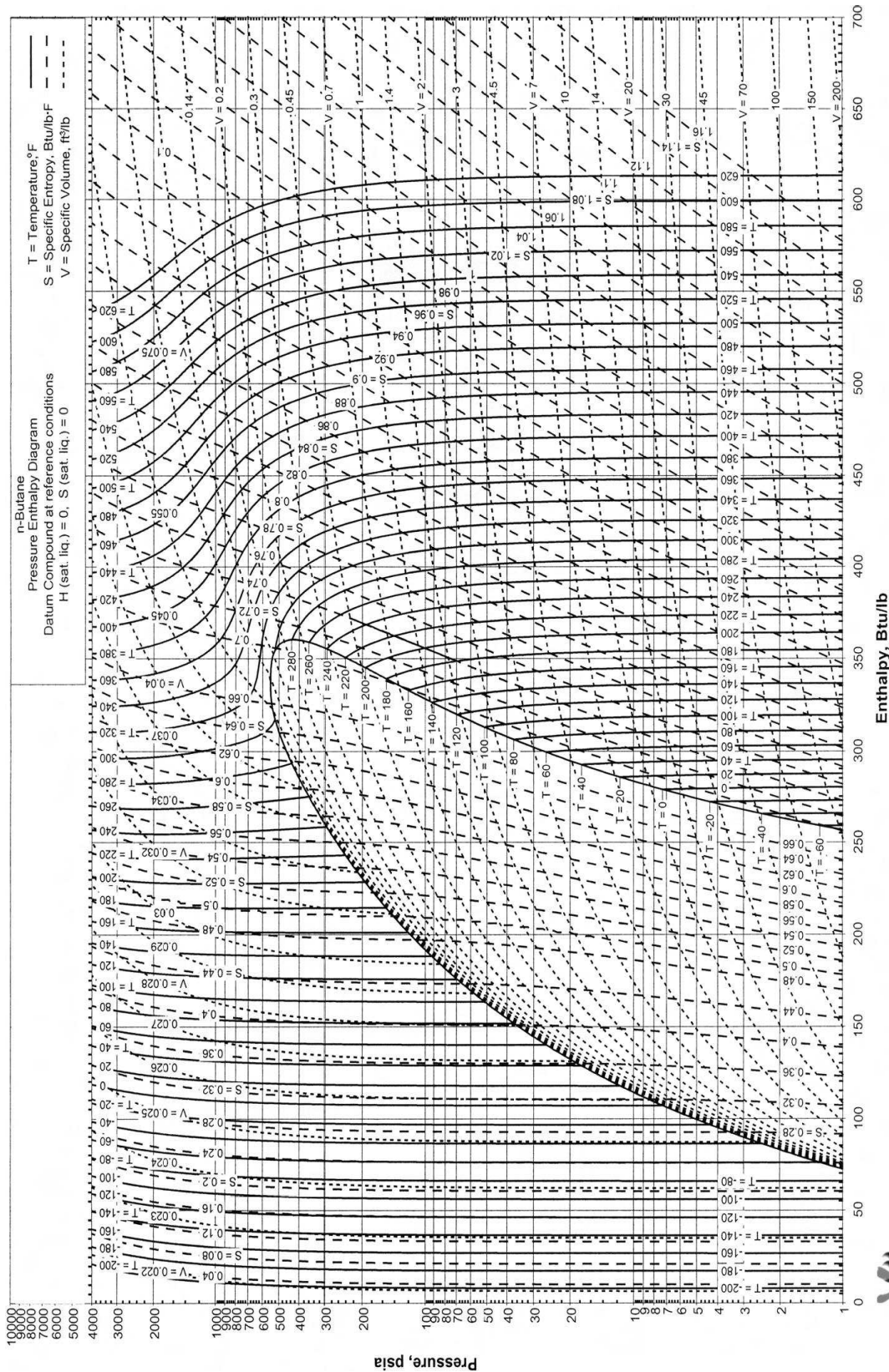


Figura A.3 Diagrama presión vs entalpía para el propano



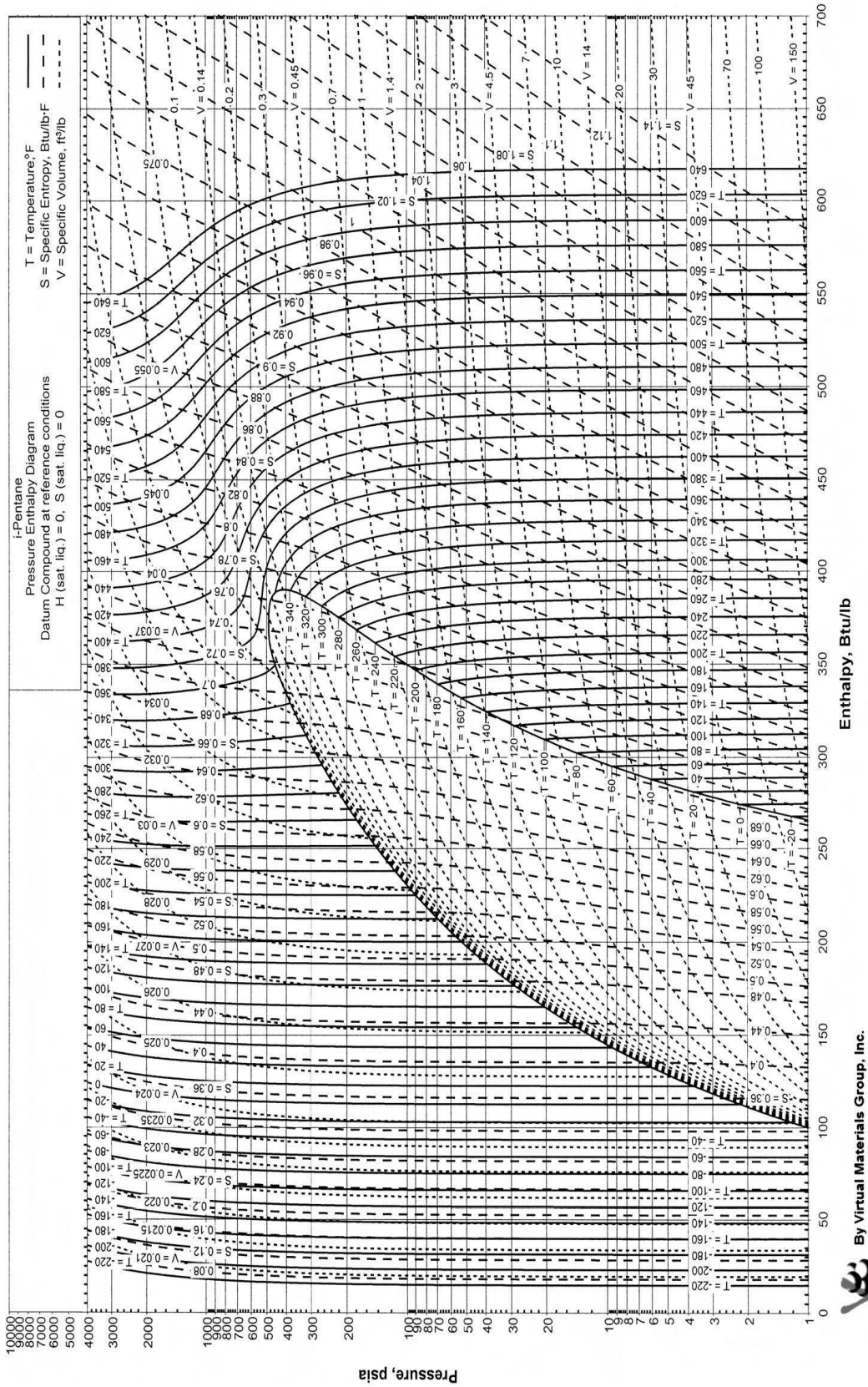
By Virtual Materials Group, Inc.

Figura A.4 Diagrama presión vs entalpía para el iso-butano



By Virtual Materials Group, Inc.

Figura A.5 Diagrama presión vs entalpía para el n-butano



By Virtual Materials Group, Inc.

Figura A.6 Diagrama presión vs entalpía para el iso-pentano

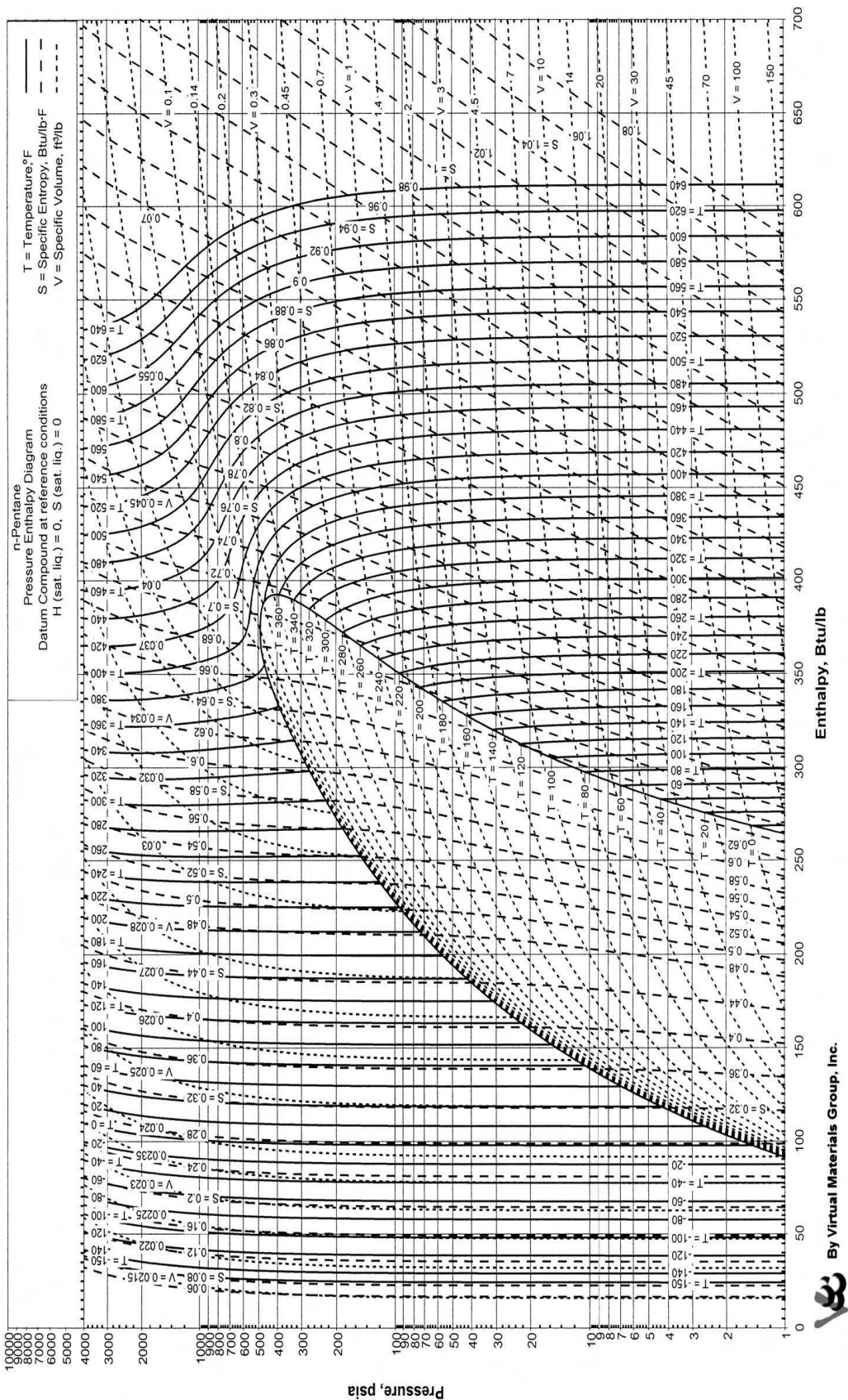


Figura A.7 Diagrama presión vs entalpía para el n-pentano

By Virtual Materials Group, Inc.



ANEXO VI

**RESULTADOS OBTENIDOS DEL PODER CALORÍFICO, FLUJOS
DE GAS A GENERADORES, FLUJOS DE CONDENSADO,
COMPOSICIÓN DE HIDROCARBUROS PESADOS LIVIANOS EN
FUNCIÓN DE LA PRESIÓN DE COMPRESIÓN**

Tabla A.1 Poderes caloríficos del gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento

Presión de compresión (psia)	Poder Calorífico gas a generadores a -20 °C (Btu/ft3)	Poder Calorífico gas a generadores a -15 °C (Btu/ft3)	Poder Calorífico gas a generadores a -10 °C (Btu/ft3)	Poder Calorífico gas a generadores a -5 °C (Btu/ft3)	Poder Calorífico gas a generadores a 0 °C (Btu/ft3)	Poder Calorífico gas a generadores a 5 °C (Btu/ft3)	Poder Calorífico gas a generadores a 10 °C (Btu/ft3)
50	1 442	1 472	1 500	1 525	1 523	1 521	1 519
100	1 273	1 313	1 351	1 387	1 421	1 454	1 484
150	1 182	1 219	1 258	1 297	1 334	1 371	1 406
200	1 126	1 160	1 196	1 233	1 270	1 308	1 344
250	1 089	1 121	1 154	1 188	1 224	1 260	1 297
300	1 068	1 097	1 127	1 160	1 194	1 230	1 266
350	1 052	1 079	1 107	1 161	1 171	1 204	1 240
400	1 039	1 065	1 092	1 121	1 152	1 184	1 218
450	1 029	1 053	1 079	1 106	1 136	1 168	1 200
500	1 022	1 044	1 068	1 095	1 124	1 154	1 185

Tabla A.2 Flujo de gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento

Presión de compresión (psia)	Flujo de gas a generadores a -20 °C (E+06 ft ³ /d)	Flujo de gas a generadores a -15 °C (E+06 ft ³ /d)	Flujo de gas a generadores a -10 °C (E+06 ft ³ /d)	Flujo de gas a generadores a -5 °C (E+06 ft ³ /d)	Flujo de gas a generadores a 0 °C (E+06 ft ³ /d)	Flujo de gas a generadores a 5 °C (E+06 ft ³ /d)	Flujo de gas a generadores a 10 °C (E+06 ft ³ /d)
50	0,937	0,950	0,962	0,973	0,974	0,975	0,977
100	0,846	0,868	0,889	0,908	0,926	0,942	0,956
150	0,786	0,809	0,832	0,854	0,876	0,897	0,916
200	0,742	0,765	0,788	0,811	0,834	0,857	0,879
250	0,708	0,730	0,753	0,777	0,800	0,824	0,847
300	0,683	0,705	0,729	0,752	0,776	0,800	0,824
350	0,660	0,684	0,707	0,731	0,755	0,779	0,803
400	0,640	0,663	0,687	0,711	0,735	0,759	0,784
450	0,620	0,644	0,668	0,693	0,717	0,741	0,766
500	0,601	0,626	0,651	0,675	0,700	0,724	0,749

Tabla A.3 Composición del metano en fracción molar del gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento

Presión de compresión psia	Fracción molar del metano a -20 °C	Fracción molar del metano a -15 °C	Fracción molar del metano a -10 °C	Fracción molar del metano a -5 °C	Fracción molar del metano a 0 °C	Fracción molar del metano a 5 °C	Fracción molar del metano a 10 °C
50	0,526	0,519	0,512	0,507	0,507	0,506	0,505
100	0,579	0,565	0,553	0,542	0,532	0,523	0,516
150	0,617	0,601	0,586	0,572	0,559	0,547	0,537
200	0,644	0,628	0,612	0,597	0,583	0,569	0,557
250	0,664	0,649	0,633	0,617	0,602	0,588	0,574
300	0,677	0,662	0,646	0,630	0,615	0,600	0,586
350	0,688	0,672	0,657	0,641	0,626	0,611	0,596
400	0,697	0,681	0,666	0,651	0,635	0,620	0,606
450	0,704	0,689	0,674	0,658	0,643	0,628	0,614
500	0,710	0,695	0,680	0,665	0,650	0,635	0,621

Tabla A.4 Composición del etano en fracción molar del gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento

Presión de compresión psia	Fracción molar del etano a -20 °C	Fracción molar del etano a -15 °C	Fracción molar del etano a -10 °C	Fracción molar del etano a -5 °C	Fracción molar del etano a 0 °C	Fracción molar del etano a 5 °C	Fracción molar del etano a 10 °C
50	0,102	0,101	0,100	0,099	0,099	0,099	0,099
100	0,108	0,107	0,105	0,104	0,103	0,102	0,100
150	0,107	0,107	0,107	0,106	0,105	0,104	0,103
200	0,103	0,105	0,106	0,106	0,106	0,105	0,105
250	0,098	0,101	0,103	0,104	0,105	0,105	0,105
300	0,094	0,098	0,100	0,102	0,104	0,104	0,105
350	0,091	0,095	0,098	0,100	0,102	0,103	0,104
400	0,087	0,092	0,095	0,098	0,101	0,102	0,103
450	0,084	0,089	0,093	0,096	0,099	0,101	0,102
500	0,082	0,087	0,091	0,094	0,097	0,100	0,101

Tabla A.5 Composición del propano en fracción molar del gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento

Presión de compresión psia	Fracción molar del propano a -20 °C	Fracción molar del propano a -15 °C	Fracción molar del propano a -10 °C	Fracción molar del propano a -5 °C	Fracción molar del propano a 0 °C	Fracción molar del propano a 5 °C	Fracción molar del propano a 10 °C
50	0,150	0,150	0,150	0,149	0,149	0,149	0,148
100	0,132	0,139	0,143	0,147	0,148	0,149	0,149
150	0,106	0,117	0,126	0,134	0,139	0,144	0,146
200	0,087	0,098	0,109	0,119	0,127	0,134	0,139
250	0,074	0,084	0,095	0,105	0,115	0,124	0,131
300	0,066	0,076	0,087	0,097	0,107	0,116	0,124
350	0,060	0,070	0,080	0,090	0,100	0,110	0,118
400	0,056	0,065	0,074	0,084	0,094	0,104	0,113
450	0,052	0,061	0,070	0,079	0,089	0,099	0,108
500	0,049	0,057	0,066	0,075	0,085	0,094	0,104

Tabla A.6 Composición del iso-butano en fracción molar del gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento

Presión de compresión psia	Fracción molar del iso-butano a -20 °C	Fracción molar del iso-butano a -15 °C	Fracción molar del iso-butano a -10 °C	Fracción molar del iso-butano a -5 °C	Fracción molar del iso-butano a 0 °C	Fracción molar del iso-butano a 5 °C	Fracción molar del iso-butano a 10 °C
50	0,032	0,032	0,033	0,033	0,033	0,033	0,033
100	0,020	0,023	0,026	0,028	0,030	0,032	0,032
150	0,013	0,015	0,018	0,022	0,024	0,026	0,029
200	0,009	0,011	0,014	0,017	0,020	0,022	0,025
250	0,007	0,009	0,011	0,014	0,016	0,019	0,022
300	0,006	0,008	0,010	0,012	0,014	0,017	0,019
350	0,006	0,007	0,009	0,011	0,013	0,015	0,018
400	0,005	0,006	0,008	0,010	0,012	0,014	0,016
450	0,005	0,006	0,007	0,009	0,011	0,013	0,015
500	0,004	0,006	0,007	0,008	0,010	0,012	0,014

Tabla A.7 Composición del n-butano en fracción molar del gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento

Presión de compresión psia	Fracción molar del n-butano a -20 °C	Fracción molar del n-butano a -15 °C	Fracción molar del n-butano a -10 °C	Fracción molar del n-butano a -5 °C	Fracción molar del n-butano a 0 °C	Fracción molar del n-butano a 5 °C	Fracción molar del n-butano a 10 °C
50	0,041	0,043	0,045	0,045	0,045	0,045	0,045
100	0,021	0,026	0,031	0,035	0,039	0,042	0,044
150	0,012	0,016	0,020	0,024	0,029	0,033	0,037
200	0,009	0,011	0,014	0,018	0,022	0,026	0,030
250	0,007	0,009	0,011	0,014	0,017	0,021	0,025
300	0,006	0,008	0,010	0,012	0,015	0,018	0,022
350	0,005	0,007	0,008	0,011	0,013	0,016	0,019
400	0,005	0,006	0,008	0,009	0,012	0,014	0,017
450	0,004	0,006	0,007	0,009	0,011	0,013	0,016
500	0,004	0,005	0,006	0,008	0,010	0,012	0,015

Tabla A.8 Composición del iso-pentano en fracción molar del gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento

Presión de compresión psia	Fracción molar del iso-pentano a -20 °C	Fracción molar del iso-pentano a -15 °C	Fracción molar del iso-pentano a -10 °C	Fracción molar del iso-pentano a -5 °C	Fracción molar del iso-pentano a 0 °C	Fracción molar del iso-pentano a 5 °C	Fracción molar del iso-pentano a 10 °C
50	0,013	0,016	0,017	0,018	0,018	0,018	0,018
100	0,004	0,005	0,007	0,009	0,012	0,014	0,016
150	0,002	0,003	0,004	0,005	0,007	0,009	0,011
200	0,001	0,002	0,003	0,003	0,005	0,006	0,008
250	0,001	0,001	0,002	0,003	0,003	0,004	0,006
300	0,001	0,001	0,002	0,002	0,003	0,004	0,005
350	0,001	0,001	0,001	0,002	0,002	0,003	0,004
400	0,001	0,001	0,001	0,002	0,002	0,003	0,003
450	0,001	0,001	0,001	0,001	0,002	0,002	0,003
500	0,001	0,001	0,001	0,001	0,002	0,002	0,003

Tabla A.9 Composición del n-pentano en fracción molar del gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento

Presión de compresión psia	Fracción molar del n-pentano a -20 °C	Fracción molar del n-pentano a -15 °C	Fracción molar del n-pentano a -10 °C	Fracción molar del n-pentano a -5 °C	Fracción molar del n-pentano a 0 °C	Fracción molar del n-pentano a 5 °C	Fracción molar del n-pentano a 10 °C
50	8,20E-03	1,03E-02	1,21E-02	1,34E-02	1,33E-02	1,33E-02	1,33E-02
100	1,90E-03	2,90E-03	4,10E-03	5,60E-03	7,40E-03	9,40E-03	1,13E-02
150	1,00E-03	1,40E-03	2,00E-03	2,80E-03	3,90E-03	5,20E-03	6,90E-03
200	7,00E-04	1,00E-03	1,30E-03	1,80E-03	2,50E-03	3,40E-03	4,50E-03
250	5,00E-04	7,00E-04	1,00E-03	1,40E-03	1,80E-03	2,50E-03	3,30E-03
300	4,00E-04	6,00E-04	8,00E-04	1,10E-03	1,40E-03	1,90E-03	2,60E-03
350	4,00E-04	5,00E-04	7,00E-04	9,00E-04	1,20E-03	1,60E-03	2,10E-03
400	3,00E-04	4,00E-04	6,00E-04	8,00E-04	1,00E-03	1,30E-03	1,80E-03
450	3,00E-04	4,00E-04	5,00E-04	7,00E-04	9,00E-04	1,20E-03	1,60E-03
500	3,00E-04	3,00E-04	5,00E-04	6,00E-04	8,00E-04	1,10E-03	1,40E-03

Tabla A.10 Composición del hexano en fracción molar del gas a generadores en función de la presión de compresión y temperatura de enfriamiento

Presión de compresión psia	Fracción molar del hexano a -20 °C	Fracción molar del hexano a -15 °C	Fracción molar del hexano a -10 °C	Fracción molar del hexano a -5 °C	Fracción molar del hexano a 0 °C	Fracción molar del hexano a 5 °C	Fracción molar del hexano a 10 °C
50	3,50E-03	5,90E-03	9,50E-03	1,39E-02	1,39E-02	1,38E-02	1,38E-02
100	5,00E-04	8,00E-04	1,30E-03	2,10E-03	3,40E-03	5,30E-03	8,20E-03
150	2,00E-04	4,00E-04	6,00E-04	9,00E-04	1,40E-03	2,10E-03	3,20E-03
200	2,00E-04	3,00E-04	4,00E-04	6,00E-04	8,00E-04	1,20E-03	1,80E-03
250	1,00E-04	2,00E-04	3,00E-04	4,00E-04	6,00E-04	9,00E-04	1,30E-03
300	1,00E-04	1,00E-04	2,00E-04	3,00E-04	4,00E-04	6,00E-04	8,00E-04
350	1,00E-04	1,00E-04	2,00E-04	2,00E-04	3,00E-04	4,00E-04	6,00E-04
400	1,00E-04	1,00E-04	1,00E-04	2,00E-04	2,00E-04	3,00E-04	5,00E-04
450	1,00E-04	1,00E-04	1,00E-04	1,00E-04	2,00E-04	3,00E-04	4,00E-04
500	1,00E-04	1,00E-04	1,00E-04	1,00E-04	2,00E-04	3,00E-04	4,00E-04