

DETERMINACIÓN DE LA PRE-FACTIBILIDAD DE OBTENCIÓN DE ISOBUTANO
Y PROPANO, USANDO GASES DE EXTRACCIÓN PETROLÍFERA EN
COLOMBIA.

CLAUDIA MILENA MORENO CARVAJAL

FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA
FACULTAD DE INGENIERÍAS
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA
BOGOTÁ D.C
2018

DETERMINACIÓN DE LA PRE-FACTIBILIDAD DE OBTENCIÓN DE ISOBUTANO
Y PROPANO, USANDO GASES DE EXTRACCIÓN PETROLÍFERA EN
COLOMBIA

CLAUDIA MILENA MORENO CARVAJAL

Proyecto integral de grado para optar al título de
INGENIERO QUÍMICO

Director
Carlos Urrego Rodríguez
Ingeniero Mecánico

FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA
FACULTAD DE INGENIERÍAS
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA
BOGOTÁ D.C
2018

Nota de aceptación

Carlos Urrego Rodríguez

Jaime Eduardo Arturo Calvache

Edgar Fernando Moreno Torres

Bogotá D.C., Agosto 2018

DIRECTIVAS DE LA UNIVERSIDAD

Presidente de la Universidad y Rector del Claustro

Dr. Jaime Posada Díaz

Vicerrector de Desarrollo y Recursos Humanos

Dr. Luis Jaime Posada García – Peña

Vicerrectora Académica y de Posgrados

Dra. Ana Josefa Herrera Vargas

Secretario General

Dr. Juan Carlos Posada García - Peña

Decano General de la Facultad de Ingeniería

Ing. Julio Cesar Fuentes Arismendi

Director General de investigación y proyecto social

Dr. Manuel Cancelado Jiménez

Director Programa de Ingeniería Química

Ing. Leonardo de Jesús Herrera Gutiérrez

Las directivas de la Universidad de América, los jurados calificadores y el cuerpo docente no son responsables por los criterios e ideas expuestas en el presente documento. Estos corresponden únicamente a los autores.

DEDICATORIA

Lo dedico a Papito Dios por ser mi guía en el camino recorrido durante mi vida y carrera, a mis padres y abuelos por ser mi motor para continuar cada día sin desfallecer.

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a Papá Dios y a la Virgen María por la vida que me han regalado junto a mis abuelos que por medio de su sabiduría me enseñaron los valores, principios, respeto y como ayudar a las personas; a mis padres que con su tolerancia y amor me han guiado en este bonito camino de la vida, enseñándome que a pesar de estar llena de retos vale la pena seguir en la lucha sin desfallecer; a mis tíos, especialmente a mi tía María Moreno y Yazmin Moreno que con su amor están siempre con las puertas abiertas de sus casas para darme lo mejor de ellas y a través de sus experiencias me enseñan el hermoso valor que tiene la vida, a mis primos, en especial a Cesar Quintero Moreno, que con su humildad y espíritu de persistencia me ha enseñado por medio de su carrera, que no importa cuántos sacrificios haya que hacer para cumplir los objetivos trazados y ser feliz, para así ayudar a gente que lo necesita y familia del corazón por su apoyo y alegría brindada, a los ángeles que han estado en mi camino para formarme cada día como profesional y persona especialmente, profesor Carlos Urrego Rodríguez, que con paciencia me ayudó en el desarrollo de este proyecto de grado, profesores Juan Camilo Cely y Darío Martínez, con el manejo del simulador utilizado en este proyecto, profesor Fernando Moreno, por su tiempo para revisión y corrección de este documento, ingeniero Leonardo Herrera, brindándome apoyo e información para el desarrollo de este y a los otros docentes que hicieron aportes para la mejora de cada uno de los capítulos de este proyecto.

Quiero agradecer a mis amigas y amigos especialmente a Alejandra Herrera por darme un espacio en su corazón, por su ayuda con sus consejos y palabras de ánimo cuando no tenía ganas de continuar con mi carrera; Andrea Ortega que a pesar de la distancia, está en las buenas y malas, enseñándome por medio de su vida a seguir luchando por los sueños y objetivos propuestos en la vida, Pablo Cuervo por su ayuda y paciencia, en el estudio de las materias que no era muy ágil y Finalmente Andrés Ariza que con su buen sentido del humor hace que a través de chistes y bromas no desfallezca para continuar sonriéndole a la vida.

CONTENIDO

	pág.
RESUMEN	20
INTRODUCCIÓN	21
1. GENERALIDADES	23
1.1 GAS NATURAL	26
1.1.1 Composición de un tipo de gas promedio	28
1.1.2 Extracción y obtención del Gas Natural	29
1.1.3 Características del Gas Natural	29
1.1.4 Características ambientales del Gas Natural	30
1.1.5 Ventajas del Gas Natural	32
1.1.6 Reservas de Gas Natural	33
1.1.7 Producción y suministro de Gas Natural	33
1.1.8 Aplicaciones del Gas Natural	33
1.2 GAS LICUADO DEL PETROLEO	34
1.2.1 Propiedades del gas licuado de petróleo	36
1.2.2 Obtención y extracción del GLP	36
1.2.3 GLP en refinerías	36
1.2.4 GLP a partir de Gas Natural	37
1.2.5 Características del GLP	
1.2.6 Características ambientales del GLP	38
1.2.7 Ventajas del GLP	
1.2.8 Producción y suministro del GLP	39
1.2.9 Aplicaciones del GLP	40
2. ANÁLISIS DE LAS CROMATOGRAFÍAS DEL GAS NATURAL Y GLP	41
2.1 RESERVAS DE GAS NATURAL	41
2.2 DECLARACIÓN DE PRODUCCIÓN DE GAS NATURAL	46
2.3 PROYECCIÓN DE DEMANDA NACIONAL DE GAS NATURAL	51
2.4 ANALISIS DE RESULTADOS OBTENIDOS DE LAS CROMATOGRAFÍAS DEL GAS NATURAL Y GLP	52
3. SELECCIÓN DEL MÉTODO DE SEPARACIÓN PARA LA OBTENCIÓN DE ISOBUTANO Y PROPANO.	58
3.1 ISOBUTANO (R-600a)	58
3.1.1 Obtención del isobutano	59
3.1.2 Pureza del isobutano	59
3.1.3 Aceites compatibles con el isobutano	60
3.1.4 Características del isobutano	61
3.1.5 Características ambientales del isobutano	61

3.1.6 Aplicaciones del isobutano	62
3.1.7 Ventajas del isobutano	62
3.1.8 Inflamabilidad y seguridad del isobutano	62
3.2 PROPANO (R290)	63
3.2.1 Obtención del propano	64
3.2.2 Pureza del propano	64
3.2.3 Aceites compatibles con el propano	65
3.2.4 Características del propano	66
3.2.5 Características ambientales del propano	67
3.2.6 Ventajas del propano	67
3.2.7 Aplicaciones del propano	67
3.2.8 Inflamabilidad y seguridad del propano	68
3.3 PROCESOS DE SEPARACIÓN	68
3.3.1 Destilación	69
3.3.2 Membranas inorgánicas porosas	71
3.3.3 Lecho fijo de absorción	73
3.4 MÉTODO DE SEPARACIÓN VIABLE PARA LA OBTENCIÓN DE ISOBUTANO Y PROPANO AL 99.5%	75
4. DESARROLLO DE LA INGENIERÍA CONCEPTUAL DE LA SEPARACIÓN PARA LA OBTENCIÓN DE ISOBUTANO Y PROPANO.	79
4.1 DIAGRAMAS DE FLUJO DE LOS PROCESOS	81
4.1.1 Diagrama de flujo del Gas Natural	81
4.1.2 Diagrama de flujo del GLP	82
4.2 DESCRIPCIÓN DE LA SIMULACIÓN	83
4.2.1 Proceso de obtención de isobutano y propano al 99.5% a partir de Gas Natural	84
4.2.2 Proceso de obtención de isobutano y propano al 99.5% a partir de GLP.	119
5. CONCLUSIONES	136
6. RECOMENDACIONES	137
BIBLIOGRAFIA	138
ANEXOS	142

LISTA DE CUADROS

	pág.
Cuadro 1. Compuestos y cantidad promedio del Gas Natural	28
Cuadro 2. Componentes y estado natural del Gas Natural	29
Cuadro 3. Rangos de composición del Gas Natural	29
Cuadro 4. Compuestos y cantidad promedio del GLP	35
Cuadro 5. Propiedades físicas del GLP	36
Cuadro 6. Campos que aportan Gas Natural a cada cuenca	49
Cuadro 7. Cantidades importadas disponibles para la venta	51
Cuadro 8. Calidad del gas semana 03 al 09 abril de 2017	52
Cuadro 9. Calidad del gas, semana 10 al 16 abril de 2017	52
Cuadro 10. Calidad del gas semana 17 al 23 Abril del 2017	54
Cuadro 11. Calidad del GLP tomado 11 de julio del 2017	55
Cuadro 12. Comparación de información de la cantidad promedio de isobutano y propano en el Gas Natural y GLP	56
Cuadro 13. Propiedades Físicas y químicas del Isobutano	59
Cuadro 14. Especificaciones para R600a de acuerdo con la norma DIN 8960-1998	60
Cuadro 15. Aceites compatibles con el isobutano	61
Cuadro 16. Inflamabilidad del Isobutano	63
Cuadro 17. Propiedades Físicas y Químicas del Propano	64
Cuadro 18. Especificaciones de R290 de acuerdo con la norma DIN 8960-1998	65
Cuadro 19. Aceites compatibles con el propano	66
Cuadro 20. Inflamabilidad del Propano	68
Cuadro 21. Datos de los procesos de separación	77
Cuadro 22. Método Puhg para la selección del método de separación para isobutano y propano	78
Cuadro 23. Condiciones de entrada corriente de alimento	85
Cuadro 24. Composiciones de los compuestos del Gas Natural en la corriente de alimento	86
Cuadro 25. Condiciones de entrada en el compresor	87
Cuadro 26. Condiciones corriente de salida del compresor	87
Cuadro 27. Composiciones de salida del compresor	88
Cuadro 28. Condiciones de operación Cooler 1	88
Cuadro 29. Condiciones de salida Cooler 1	88
Cuadro 30. Composiciones en la salida del Cooler 1	88
Cuadro 31. Condiciones de operación Cooler 2	89
Cuadro 32. Condiciones de salida Cooler 2	89
Cuadro 33. Composiciones de la corriente de salida del Cooler 2	91
Cuadro 34. Condiciones de operación Cooler 3	92
Cuadro 35. Condiciones de salida Cooler 3	92
Cuadro 36. Composiciones de salida del Cooler 3	93
Cuadro 37. Condiciones de operación en la columna flash	94

Cuadro 38. Condiciones de salida de la columna en D1	95
Cuadro 39. Composiciones de cada uno de los compuestos en la parte del destilado D1 de la columna flash	95
Cuadro 40. Condiciones de salida de la columna en L1	95
Cuadro 41. Composiciones de cada uno de los compuestos en la parte de los fondos L1 de la columna flash	96
Cuadro 42. Condiciones de operación de la desmetanizadora	98
Cuadro 43. Condiciones de salida de la desmetanizadora en D2	98
Cuadro 44. Composiciones en la corriente de destilado D2	99
Cuadro 45. Condiciones de salida de la desmetanizadora en L2	98
Cuadro 46. Composiciones en la corriente de fondos o L2	98
Cuadro 47. Condiciones de operación de la bomba	99
Cuadro 48. Condiciones de salida de bomba	99
Cuadro 49. Cantidad de cada uno de los compuestos de la corriente de salida de la bomba	99
Cuadro 50. Condiciones de operación de la desmetanizadora	104
Cuadro 51. Condiciones de salida de la desmetanizadora en DL3	105
Cuadro 52. Composiciones en la corriente del destilado DL3, en la parte líquida	106
Cuadro 53. Condiciones de salida de la desmetanizadora en DV4	106
Cuadro 54. Composiciones en la corriente DV4	107
Cuadro 55. Condiciones de salida de la desmetanizadora en L3	107
Cuadro 56. Composiciones de salida en la corriente de fondos L3	108
Cuadro 57. Condiciones de operación de la válvula de expansión 1	109
Cuadro 58. Condiciones de salida de la válvula de expansión 1	109
Cuadro 59. Composiciones en la corriente de salida de la válvula de expansión 1	109
Cuadro 60. Condiciones de operación de la desmetanizadora	112
Cuadro 61. Condiciones de salida de DL5 en despropanizadora	112
Cuadro 62. Composición en la salida de la despropanizadora en el destilado DL5	113
Cuadro 63. Condiciones de salida de L4 en despropanizadora	113
Cuadro 64. Composiciones en la salida de la despropanizadora en los fondos L4	114
Cuadro 65. Condiciones de operación de la válvula de expansión 2	114
Cuadro 66. Condiciones de salida de la válvula de expansión 2	115
Cuadro 67. Composiciones en la salida de la válvula de expansión 2	115
Cuadro 68. Condiciones de operación de la desbutanizadora	117
Cuadro 69. Condiciones de salida de DL6 en desbutanizadora	117
Cuadro 70. Composición a la salida de la destilación DL6 en la desbutanizadora	118
Cuadro 71. Condiciones de salida de L5 en desbutanizadora	119
Cuadro 72. Composiciones de salida en los fondos L5 en la desbutanizadora	119
Cuadro 73. Condiciones de alimento	120

Cuadro 74. Composición del GLP en la corriente de alimento	121
Cuadro 75. Condiciones de operación de la desbutanizadora	123
Cuadro 76. Condiciones de salida de la desbutanizadora en D1	124
Cuadro 77. Composiciones de salida en el destilado D1 en la desbutanizadora	124
Cuadro 78. Condiciones de salida de la desbutanizadora en L1	125
Cuadro 79. Composiciones a la salida de fondos en la columna desbutanizadora 1	125
Cuadro 80. Condiciones de operación de la bomba	126
Cuadro 81. Condiciones de la corriente de la bomba	126
Cuadro 82. Composiciones en la salida de la bomba	127
Cuadro 83. Condiciones de operación de la despropanizadora	129
Cuadro 84. Condiciones de salida de la despropanizadora en D2	130
Cuadro 85. Composiciones en la salida del destilado D2 de la despropanizadora	130
Cuadro 86. Condiciones de salida de la despropanizadora en L2	130
Cuadro 87. Condiciones de salida en los fondos L2 de la despropanizadora	131
Cuadro 88. Condiciones de operación de la desbutanizadora 2	133
Cuadro 89. Condiciones de salida de la desbutanizadora 2 en D3	133
Cuadro 90. Composiciones en la salida de la desbutanizadora en el destilado D3	134
Cuadro 91. Condiciones de salida de la desbutanizadora 2 en L3	134
Cuadro 92. Composiciones en la corriente de salida en desbutanizadora en fondos D3	135

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Comparación de emisiones de CO ₂ de las diferentes fuentes de energía, con respecto a diferentes formas de producción de electricidad.	31
Figura 2. Factor de emisión de NO _x , SO _x y CO a la atmósfera	31
Figura 3. Proceso de destilación forma directa	70
Figura 4. Proceso de destilación forma indirecta, integración térmica	71
Figura 5. Obtención de isobutano y propano por membranas	72
Figura 6. Procesos de per-vaporación y adsorción de presión alternante de lecho fijo para purificación del propano	74

LISTA DE GRÁFICAS

	pág.
Gráfica 1. Reservas probadas, posibles y probables	42
Gráfica 2. Participación reservas Gas Natural por cuenca	43
Gráfica 3. Evolución reservas Gas Natural 2000-2016	44
Gráfica 4. Curva de producción de reservas	45
Gráfica 5. Producción Nacional	46
Gráfica 6. Declaración de Producción Total	47
Gráfica 7. Participación por Cuenca	48
Gráfica 8. Porcentaje de participación por cuenca	48
Gráfica 9. Cantidades importadas disponibles para la venta	50
Gráfica 10. Proyección de demanda de Gas Natural Nacional	51

LISTA DE IMÁGENES

	pág.
Imagen 1. Diagrama de flujo del proceso de separación del Gas Natural	82
Imagen 2. Diagrama del procesos de separación del GLP	83
Imagen 3. Conexión de la corriente de alimento al compresor	86
Imagen 4. Corriente de salida del compresor ingresando al Cooler 1	88
Imagen 5. Corriente de salida del Cooler 1, ingreso al Cooler 2	89
Imagen 6. Corriente de salida Cooler 2, ingresando al Cooler 3	91
Imagen 7. Corriente de salida del Cooler 3 ingresando en la columna flash	94
Imagen 8. Corriente L1, ingresando a la columna desmetanizadora	97
Imagen 9. Presiones programadas en la columna desmetanizadora	97
Imagen 10. Ingreso de la corriente de fondos L2 a la bomba	99
Imagen 11. Ingreso de la corriente de salida de la bomba a la desetanizadora	103
Imagen 12. Condiciones de presión en la desetanizadora	105
Imagen 13. Ingreso de la Corriente L3 al expander o válvula de expansión	108
Imagen 14. Ingreso de la salida de la válvula 1, a la columna despropanizadora	110
Imagen 15. Condiciones de presión de la despropanizadora	111
Imagen 16. Ingreso de la corriente L4 a la válvula de expansión	114
Imagen 17. Ingreso de la salida de la válvula 2, a la columna desbutanizadora	116
Imagen 18. Condiciones de presión de la columna desbutanizadora	116
Imagen 19. Ingreso de la corriente de alimento a la columna desbutanizadora 1	122
Imagen 20. Condiciones de presión de la columna desbutanizadora	122
Imagen 21. Corriente de salida D1 de la Desbutanizadora ingresando a la bomba	126
Imagen 22. Ingreso de la corriente de salida de la bomba a la despropanizadora	128
Imagen 23. Condiciones de presión programadas en la columna	128
Imagen 24. Ingreso de la corriente D1 a la columna desbutanizadora 2	132
Imagen 25. Condiciones de presión programadas en la columna desbutanizadora 2	132

LISTA DE ANEXOS

	pág.
Anexo 1. Condiciones de entrada en la corriente de alimento	143
Anexo 2. Composiciones de los compuestos del Gas Natural en la corriente de alimento	143
Anexo 3. Condiciones de salida del compresor	144
Anexo 4. Composiciones de salida del compresor	144
Anexo 5. Condiciones de salida en la corriente del Cooler 1	145
Anexo 6. Composiciones en la salida del Cooler 1	145
Anexo 7. Condiciones de salida en la corriente del Cooler 2	146
Anexo 8. Composiciones de la corriente de salida del Cooler 2	146
Anexo 9. Condiciones de salida en la corriente del Cooler 3	147
Anexo 10. Composiciones de salida del Cooler 3	147
Anexo 11. Condiciones de separación en el destilado o D1	148
Anexo 12. Composiciones de cada uno de los compuestos en la parte del destilado D1 de la columna flash	148
Anexo 13. Condiciones de separación en el fondo o L1	149
Anexo 14. Composiciones de cada uno de los compuestos en la parte de los fondos L1 de la columna flash	149
Anexo 15. Condiciones de salida de la desmetanizadora en el destilado D2	150
Anexo 16. Composiciones en la corriente de destilado D2	150
Anexo 17. Condiciones de salida de la desmetanizadora en los fondos o L2	151
Anexo 18. Composiciones en la corriente de fondos o L2	151
Anexo 19. Condiciones de salida de la corriente de la bomba hacia la columna desetanizadora	152
Anexo 20. Cantidad de cada uno de los compuestos de la corriente de salida de la bomba	152
Anexo 21. Condiciones de salida del destilado en la parte líquida DL3	153
Anexo 22. Composiciones en la corriente del destilado DL3, en la parte líquida	153
Anexo 23. Condiciones de salida de desetanizadora en el Dv4 parte vapor	154
Anexo 24. Composiciones en la corriente DV4	154
Anexo 25. Condiciones de salida de la desetanizadora en los fondos L3	155
Anexo 26. Composiciones de salida en la corriente de fondos L3	155
Anexo 27. Condiciones en la corriente de salida de la válvula de expansión 1	156
Anexo 28. Composiciones en la corriente de salida de la válvula de expansión 1	156
Anexo 29. Condiciones de salida en el destilado DL5 de la columna despropanizadora	157
Anexo 30. Composición en la salida de la despropanizadora en el destilado DL5	157
Anexo 31. Condiciones de salida en la despropanizadora en los fondos L4	158
Anexo 32. Composiciones en la salida de la despropanizadora en los	

fondos L4	158
Anexo 33. Condiciones de salida en la válvula de expansión 2	159
Anexo 34. Composiciones en la salida de la válvula de expansión 2	159
Anexo 35. Condiciones de salida de la corriente de destilado DL6 en la desbutanizadora	160
Anexo 36. Composición a la salida de la destilación DL6 en la desbutanizadora	160
Anexo 37. Condiciones de salida en los fondos L5 de la columna desbutanizadora	161
Anexo 38. Composiciones de salida en los fondos L5 en la desbutanizadora	161
Anexo 39. Condiciones de entrada a la torre Desbutanizadora	162
Anexo 40. Composición del GLP en la corriente de alimento	162
Anexo 41. Condiciones de salida en el destilado D1 en la desbutanizadora	163
Anexo 42. Composiciones de salida en el destilado D1 en la desbutanizadora	163
Anexo 43. Composiciones a la salida de fondos en la columna desbutanizadora 1	164
Anexo 44. Condiciones de salida de la bomba	164
Anexo 45. Composiciones en la salida de la bomba	165
Anexo 46. Condiciones de salida en el destilado D2 en la despropanizadora	165
Anexo 47. Composiciones en la salida del destilado D2 de la despropanizadora	166
Anexo 48. Condiciones de salida en los fondos L2 de la despropanizadora	166
Anexo 49. Condiciones de salida en los fondos L2 de la despropanizadora	167
Anexo 50. Condiciones de salida en la desbutanizadora 2 en el destilado D3	167
Anexo 51. Composiciones en la salida de la desbutanizadora en el destilado D3	168
Anexo 52. Condiciones de salida en la desbutanizadora 2 en los fondos L3	168
Anexo 53. Composiciones en la corriente de salida en desbutanizadora en fondos D3	169

GLOSARIO

ADSORBATO: película formada por moléculas, átomos o iones adsorbidos por una sustancia en su superficie

ADSORBENTE: sustancia que acumula moléculas de otras sustancias en su superficie

ALQUILACIÓN: se refiere a un procedimiento en donde se cambian oleofinas con parafinas para formar isoparafinas de alto peso molecular

COMBUSTIBLE FÓSIL: son aquellos que provienen de un proceso de descomposición parcial por un proceso de transformación de millones de años de plantas y vegetales

CLOROFLUOROCARBONOS: son una familia de compuestos formados por átomos de carbono (C), flúor (F) y cloro (Cl), no son tóxicos, ni inflamables y tienen una radioactividad baja

CRACKING: proceso químico por el cual un compuesto químico que se descompone o fracciona en compuestos más simples

CRACKING CATALÍTICO: proceso de la refinación del petróleo que consiste en la descomposición térmica de los componentes del petróleo para convertirlos en hidrocarburos livianos

CRACKING TÉRMICO: proceso destructivo en el cual grandes moléculas son descompuestas térmicamente en otras más pequeñas de menor punto de ebullición

FLUOROCARBONOS: compuestos orgánicos análogos a los hidrocarburos donde uno o más átomos de hidrógeno han sido sustituidos por átomos de flúor

GAS LIFT: consiste en inyectar gas para levantar el líquido que se encuentra en el pozo, puede ser de manera continua o intermitente, reduciendo la densidad de la columna hidrostática dentro del tubo de producción

GAS NO ASOCIADO: procedente de yacimientos donde se extraen hidrocarburos solo en forma gaseosa

HIDROCARBONADOS: compuesto de agua y carbono

HIDROCLOROFLUOROCARBONOS: compuesto que contienen átomos de hidrogeno cloro, flúor y carbono, son sustancias que agotan capa de ozono, son menos potentes en destrucción de ozono estratosférico de clorofluorocarbonos

INTEGRACIÓN TERMICA: se refiere a un área de síntesis de procesos, con métodos y herramientas que apuntan a una mayor eficiencia energética en procesos industriales y plantas de energía. Dicha eficiencia energética mejorada se puede lograr combinado (es decir, integrado) con demandas de calefacción y por tanto, la reducción de la necesidad de servicios de calefacción y refrigeración externos.

MISCIBILIDAD: sustancias capaces de mezclarse sin impedimento

MESOPOROSO: material sólido y poroso, con carácter natural o sintético, de tamaño medio de poro comprendido entre el micro poroso (menor de 2 nm) y macro poro (mayor 50 nm)

NAFTA: también conocido como éter de petróleo, es un derivado del petróleo extraído por destilación directa, utilizado principalmente como materia prima en la industria petroquímica en la producción de alquenos como etileno y Propileno, así como de otras fracciones líquidas como benceno, tolueno y xileno

PER-VAPORACIÓN: es una técnica de separación con membranas que consiste en el transporte de manera selectiva a través de una membrana polimérica no porosa desde una fase líquida a una fase gaseosa

REFINACIÓN: es la destilación o fraccionamiento del petróleo crudo en grupos de hidrocarburos separados

RESUMEN

En este proyecto de investigación, se llevó a cabo la determinación de la pre-factibilidad de obtención de isobutano y propano, a partir de Gas Natural y GLP, partiendo de la necesidad en la eliminación de los refrigerantes sintéticos por refrigerantes naturales, que contribuyan en la reducción de emisiones de gases que dañan la capa de ozono y calentamiento global, por tanto para comprobar que en Colombia se puede obtener este tipo de gases, por tal motivo se realizó una simulación en Aspen Hysys, para corroborar que si se puede obtener isobutano y propano al 99.5% en pureza.

Inicialmente se analizaron las características de Gas Natural y GLP, a partir de cromatografías de gases proporcionadas por las empresas Gas Natural Fenosa y Almagas, de estas se tomaron la menor cantidad promedio de los compuestos de isobutano y propano, para determinar qué cantidad de cada uno de los compuestos se puede obtener.

Se seleccionó el método de separación por medio del método PUGH, donde se escogió entre 4 métodos como lo son: método directo, método indirecto, membranas inorgánicas porosas y lecho fijo de adsorción, estos métodos se tomaron de un artículo llamado separación de propano como refrigerante R290, el cual los investigadores de este toman GLP, para separar propano por medio del programa pro II, para obtenerlo al 99.5% en pureza, el de mayor puntuación fue el método indirecto, donde este se tomó para la separación del Gas Natural y obtención del isobutano.

Finalmente se realizó el desarrollo de la ingeniería conceptual de la separación, esta se simuló en Aspen Hysys V 9.0, en este se ejecutó el paso a paso de la separación de la materia prima Gas Natural y GLP, por medio de varios equipos compresores, enfriadores, columnas de destilación, bombas y válvulas de expansión, donde se obtuvo en la separación del Gas Natural el 99.5% de propano, isobutano 49,62% y n-butano 49.38% en pureza, comprobando que en el Gas Natural también se puede obtener propano al mismo porcentaje en pureza, pero el isobutano no se puede obtener al mismo porcentaje porque no fue posible separar el n-butano del isobutano, para el GLP se logró obtener el 99.9% más de lo que se obtuvo en el artículo guía, isobutano 1.98% n-butano 97.45% en pureza, se obtuvo más de n-butano porque este se encuentra en mayor cantidad promedio en el GLP.

PALABRAS CLAVE: pre-factibilidad, refrigerantes hidrocarbonados, isobutano y propano.

INTRODUCCIÓN

El presente trabajo de investigación evidencia la *importancia* de la determinación de la pre-factibilidad de la obtención de isobutano y propano al 99.5% en pureza, para ser usados como refrigerantes naturales, dado a los múltiples problemas en el ambiente causados por los refrigerantes sintéticos utilizados en las últimas décadas, por el cual por medio de cromatografías, proporcionadas por la empresas extractoras de los gases Gas Natural y GLP, se tomaron esos datos de manera que fueron programados en el simulador llamado Aspen Hysys para así poder mostrar la viabilidad de obtener estos dos refrigerantes en Colombia sin tener necesidad de importarlos.

El *Origen* del proyecto nace de la necesidad de utilizar sustancias refrigerantes que ayuden al ambiente, en los sistemas de refrigeración y climatización; a partir de la entrada en vigencia del Protocolo Montreal en el año 1987, las sustancias refrigerantes clorofluorocarbonos – CFC agotadoras de la capa de ozono, entran en un programa mundial de eliminación y uso, generando la necesidad de desarrollar nuevas sustancias amigables con el ambiente, para su reemplazo¹. El Protocolo de Kyoto por su parte, desde el año 2005, inició un proceso de control de uso de las sustancias refrigerantes generadoras del calentamiento global, el cual se vio interrumpido por la terminación de su vigencia en el año 2012².

La implementación de la etapa 2 del Protocolo de Montreal amplió el programa de eliminación de sustancias agotadoras de ozono al incluir los refrigerantes hidroclorofluorocarbonos - HCFC; posteriormente en el COP 21 (Conference Of Parts) cuyo objetivo es mantener el calentamiento global por debajo del límite de los 2°C con respecto a los niveles preindustriales y el COP 22, los países miembros acordaron avanzar en el programa de eliminación de las sustancias generadoras de calentamiento global³, programa que desde la realización de la Enmienda de Kigali incluye las sustancias refrigerantes hidrofluorocarbonadas – HFC en la continuación de la implementación del Protocolo de Montreal, proceso que se llevará a cabo hasta el año 2040 para los países en vía de desarrollo⁴.

¹ SECRETARIA DEL OZONO PROGRAMA DE LAS NACIONES UNIDAS PARA EL MEDIO AMBIENTE .Manual del protocolo de Montreal relativo a las sustancias que agotan la capa de ozono, Octava edición, 2009, 6 p.

² FERNÁNDEZ CUESTA, C., FRONTI DE GARCÍA, L. (2007). El protocolo de Kioto y los costos ambientales. Revista Digital del Instituto Internacional de Costos, 12 p.

³ CONVENCIÓN MARCO SOBRE EL CAMBIO CLIMÁTICO. Naciones Unidas, 12 de Diciembre del 2015, 1 p. FCCC/CP/2015/L.9,

⁴ EL CONGRESO DE LA REPÚBLICA. Por medio de la cual se aprueba la «enmienda de kigali al protocolo de Montreal», *et al.* proyecto de ley, adoptada el 15 de Octubre de 2016, En Kigali, Ruanda

Por lo anterior, hacer uso de los refrigerantes naturales para reducir el impacto en el ambiente, se ha hecho muy importante en el transcurrir de los años; en Colombia la Unidad Técnica Ozono - UTO, como oficina implementadora del Protocolo de Montreal, busca incentivar el uso de sustancias alternativas de bajo o mínimo impacto ambiental como los refrigerantes naturales CO₂ - Dióxido de Carbono, NH₃ - Amoníaco y HC -Hidrocarbonados, los cuales poseen mínimo o cero Potencial de Calentamiento Global y adicionalmente no dañan la capa de ozono.

El presente trabajo de grado tiene como *Objetivo general* “Determinar la pre factibilidad de la obtención de isobutano y propano, usando gases de extracción petrolífera en Colombia”, para el desarrollo del cual se han planteado los siguientes *objetivos específicos*.

- Analizar las características del Gas Natural y GLP, a partir de cromatografías realizadas a estos gases obtenidos de la extracción petrolífera en Colombia.
- Seleccionar el método de separación viable para obtener isobutano y propano.
- Desarrollar la ingeniería conceptual de la separación para la obtención de isobutano y propano.

El *alcance* del proyecto de investigación el análisis de las cromatografías del gas natural y GLP de extracción petrolífera nacional, la selección del método de separación más viable para la obtención de estas sustancias y el desarrollo de ingeniería conceptual de la separación para la obtención de isobutano y propano.

La *metodología* empleada para el desarrollo de investigación, se inició con el análisis de las cromatografías proporcionadas por Gas Natural Fenosa y Almagas, de la cantidad promedio de cada uno de los compuestos que contiene el Gas Natural y GLP, luego de haber sido analizadas, se pasó a la selección de los métodos de separación por medio del método PUGH, se seleccionó el método que mejor se adecuaba para la obtención isobutano y propano al 99.5% en pureza, este fue utilizado en el simulador Aspen Hysys V 9.0, para finalmente realizar la programación de los equipos en el simulador de manera que se pudiera efectuar el diseño conceptual de cómo estaría conformada la planta, los equipos con sus correspondientes datos de presión, temperatura, masa molar, en qué estado se encuentra la materia prima por el paso de cada uno de los equipos utilizados y en qué momento del proceso se está obteniendo los compuestos objeto de estudio de este proyecto.

1. GENERALIDADES

El interés de desarrollar este proyecto está basado en la necesidad tangible de utilizar posteriormente sustancias refrigerantes amigables con el ambiente, en los sistemas de refrigeración y climatización, principalmente.

El desarrollo de la refrigeración para aplicaciones específicas que el comercio requería en su momento, se inició en el siglo XVII con investigaciones y productos incipientes; se fue fortaleciendo a principios del siglo XIX con la construcción de máquinas para aplicación industrial.

A continuación, se mencionan los refrigerantes que han sido o están siendo utilizados actualmente a nivel mundial y las familias a las cuales pertenecen;

- Serie Metano:

R11: Tricloromonofluorometano

R12: Diclorodifluorometano

R22: Clorodifluorometano

R23: Triclorometano

R50: Metano

- Serie Etano:

R123: 2,2-Dicloro-1,1,1-Trifluoroetano

R134: 1,1,1,2-Tetrafluoroetano

R141: 1,1-Dicloro-1-fluoroetano

R170: Etano

- Serie Hidrocarburo

R290: Propano

R600: Butano

R600a: Isobutano

R1270: Propileno

- Compuestos Inorgánicos:

R717: Amoníaco

R718: Agua

R744: Bióxido de carbono

R764: Bióxido de Azufre

- Mezclas Zeotrópicas

R404a: Mezcla HFC (R125-R143a-R134a)

R407: Mezclas HFC-HFD (R134a-R125-R32)

R410: Mezclas HFC-HFD (R125-R32)

M029: Mezcla HFC-HC (R134a-R125-R600a)

M049: Mezcla HFC (R134a-PFC218-R600a)

M059 (R417a): Mezcla HFC-HC (R125-R134a-R600)

M079 (R422a): Mezcla HFC-HC (R125-R134a-R600a)

HFO: Tetrafluoropropeno

- Mezclas Azeotrópica

R502: Mezcla CFC-HCFC (R115-R22)

R507: Mezcla HFC (R125-R134a).

En Colombia especialmente, al igual que en otros países en desarrollo, la implementación de los refrigerantes de hidrocarburo ha sido afectada por factores como:

- Desconocimiento de las propiedades de los refrigerantes hidrocarbonados - HC, por parte de los usuarios del sector
- Desconocimiento y prevención en la necesidad de implementar medidas de seguridad consecuentes para la instalación
- Pocos profesionales y técnicos capacitados para realizar diseños, instalaciones y mantenimiento de sistemas que usen los refrigerantes HC

Siendo Colombia mediano productor petrolífero, cuenta con gases en el subsuelo, asociados con el petróleo líquido, los cuales se hallan juntos al momento de perforar un pozo; algunos de estos gases son usados en aplicaciones domésticas e industriales y otros son quemados; el Gas Natural y el gas licuado del petróleo –

GLP pueden ser utilizados como materia prima para la elaboración de los refrigerantes hidrocarbonados – HC, aportando a la protección ambiental y disminuyendo la importación de estos productos. Por consiguiente, la realización de este proyecto para la obtención de isobutano y propano a partir de Gas Natural y GLP, proporciona una alternativa al país para fabricar sus propios refrigerantes con un porcentaje de pureza del 99.5%, incentivando la instalación de equipos que utilicen refrigerantes naturales con mayor eficiencia energética y que no contengan sustancias que generen daño ambiental.

Como se indica en las series de refrigerantes presentadas atrás en este documento, los refrigerantes hidrocarbonados dieron origen a los refrigerantes sintéticos que han sido desarrollados desde inicios del siglo XX y de los cuales la ciencia ha tenido que decidir su eliminación a causa de los daños ambientales que generan.

Los refrigerantes naturales son una alternativa muy importante para la refrigeración y el acondicionamiento de aire a nivel mundial; el usar este tipo de sustancias trae beneficios operativos a partir de su óptimo rendimiento térmico, beneficios económicos y beneficios ambientales soportados por los bajos costos o nulos potenciales de agotamiento de la capa de ozono y bajos potenciales de calentamiento global.

El costo de compra para los refrigerantes propano e isobutano, que son refrigerantes importados de Australia de la marca Zchild, son los siguientes:

- Cilindro de R290 de 9 kilos, con impuestos incluidos tiene un valor de \$ 350.000 Pesos Colombianos
- Cilindro R600a de 9 kilos con impuestos incluidos tiene un valor de \$ 350.000 Pesos Colombianos; también se puede encontrar de 165g con impuestos incluidos tiene un valor de \$9.500 Pesos Colombianos⁵

Según Claudio Andrea Crincoli Rincón, en su artículo, Refrigerantes hidrocarburos como alternativa para los sistemas de refrigeración, menciona “los hidrocarburos son amigables al ambiente, por ser naturales no dañan la capa de ozono ni contribuyen con el calentamiento global, además no son tóxicos con los seres humanos, por lo que se presentan como sustitutos de los clorofluorocarbonos (CFC)”⁶.

⁵ OSPINA, Ricardo. Refripartes y motores. Costo del propano e isobutano. Bogotá Colombia, 2018.

⁶ CRINCOLI RONDÓN Claudio Andrea. Refrigerantes hidrocarburos como alternativa para los sistemas de refrigeración, mini proyecto de ingeniería química, departamento de termodinámica y fenómenos de transporte

Los refrigerantes de hidrocarburo son sustancias naturales obtenidas del gas natural y de la destilación de crudos; algunas características en su utilización como refrigerantes son:

- Se utilizan entre 35% y 40% en peso de refrigerante HC o de hidrocarburo con respecto a la cantidad utilizada de refrigerantes sintéticos en los sistemas
- Tienen alto rendimiento termodinámico, se refiere a la capacidad calorífica que contiene cada uno de los compuestos, esto quiere decir que por cada kg de masa de refrigerante, puede absorber mayor cantidad de energía, como en el caso de los refrigerantes sintéticos como en el caso del R134a: 216.92 kJ/kg y R22: 233 kJ/kg, tienen una buena capacidad calorífica, en comparación con los refrigerantes naturales el valor de estos es mayor como R290: 425 kJ/kg y R600a: 365 kJ/kg, por consiguiente genera mayor cantidad de energía, sin riesgo de contaminar el ambiente.
- Los equipos consumen entre 10% y 30% menos energía en su operación
- La relación costo beneficio de los refrigerantes HC es mayor que con los refrigerantes sintéticos
- Requieren de personal certificado para su manejo seguro

Entre los temas a considerar en este proyecto se incluyen, composición, extracción y obtención, características ambientales, ventajas, reservas, producción, suministro y aplicaciones del gas natural y GLP; también se considera el análisis de las características químicas del Gas Natural y GLP de extracción petrolífera nacional, por medio de cromatografías de gases.

1.1 GAS NATURAL

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos livianos en estado gaseoso producido en el subsuelo de manera natural; está formado por los elementos volátiles de la serie parafínica de hidrocarburos, entre los cuales están el metano (CH_4), en cantidades menores etano (C_2H_6), propano (C_3H_8) y butano (C_4H_{10}), también puede contener cantidades muy pequeñas de compuestos más pesados⁷, como los hexanos (C_6H_{14}), heptanos (C_7H_{16}) y octanos (C_8H_{18}). Las impurezas encontradas en el gas natural incluyen dióxido de carbono (CO_2), sulfuro de hidrógeno (H_2S), nitrógeno (N_2) y vapor de agua. Usualmente, el propano y fracciones de hidrocarburos pesados son removidos por un proceso adicional, porque tienen un valor alto en el mercado como mezcla de gasolina y materia prima

⁷ RAMIRO PÉREZ, Marcías. MARTÍNEZ J. Ingeniería de gas natural, características y comportamiento de los hidrocarburos. 32 p

en la planta química de rudo⁸. El gas natural se forma y se acumula en el interior de la corteza terrestre y tiene varias teorías desde la formación de la tierra hasta nuestros días. Estas teorías pueden ser clasificadas en las siguientes categorías:

- Metano termogénico: Es el más aceptado a nivel mundial y tiene como principio que la formación del combustible fósil bajo la corteza terrestre se debió a la acción de altas presiones en un transcurso de tiempo elevado, debido a esto el gas natural es usualmente encontrado en depósitos de petróleo
- Metano biogénico: Este tiene como principio la formación de metano debido a la transformación de materia orgánica, este proceso se lleva a cabo en microorganismos que se encuentran debajo de la corteza terrestre
- Metano abiogénico: este tiene como principio la formación de metano debajo de la corteza terrestre por medio de la unión de gases ricos en hidrogeno y moléculas de carbono a condiciones específicas⁹

En el Cuadro 1 se pueden apreciar las cantidades promedio de los compuestos del Gas Natural, el cual esta se encuentra como información general en internet, con esta se podrá comparar con datos de cromatografías realizadas por empresas encargadas del estudio de la cantidad de cada uno de los compuestos que conforman la materia prima, como en este caso en Gas Natural.

Cuadro 1. Compuestos y cantidad promedio del Gas Natural

Nombre	Fórmula	% Volumen
Metano	CH ₄	>85
Etano	C ₂ H ₆	3-8
Propano	C ₃ H ₈	1-2
Butano	C ₄ H ₁₀	<1
Pentano	C ₅ H ₁₂	<1
Dióxido de carbono	CO ₂	1-2
Sulfuro de Hidrogeno	H ₂ S	<1
Nitrógeno	N ₂	1-5

Fuente: GHOSH Tushar K, PRELAS Mark A. Energy Resources and systems, volume 1. Fundamentals and non renewable resources, 2009, Springer Netherlands, 323 p

⁸ CHI U. Ikoku. Natural Gas Production Engineering, Krieger Publishing Company, Malabar, Florida, 1992, 21 p.

⁹ GHOSH Tushar K, PRELAS Mark A. Energy Resources and systems, volume 1. Fundamentals and non renewable resources, 2009, Springer Netherlands, 292 p.

1.1 1 Composición de un tipo de gas promedio. El Gas Natural no es corrosivo ni tóxico, su temperatura de combustión es elevada y posee un estrecho intervalo de inflamabilidad, esto lo hace que sea un combustible fósil seguro en comparación con otras fuentes de energía. A continuación, en el Cuadro 2 se encuentran los componentes teóricos del gas natural con su respectivo estado natural¹⁰

Cuadro 2. Componentes y estado natural del Gas Natural

	Componente	Nomenclatura	Estado Natural
Gas Natural	Metano	CH ₄	Gas
	Etano	C ₂ H ₆	Gas
	Propano	C ₃ H ₈	Gas licuable
	Butano	C ₄ H ₁₀	Gas licuable
	Pentano	C ₅ H ₁₂	Líquido
	Hexano	C ₆ H ₁₄	Líquido
	Nitrógeno	N ₂	Gas
	Gas carbónico	CO - CO ₂	Gas
	Sulfuro de Hidrógeno	H ₂ S	Gas
	Hidrógeno	H ₂	Gas
	Agua	H ₂ O	Gas

Fuente: E GHOSH Tushar K, PRELAS Mark A. Energy Resources and systems, volume 1. Fundamentals and non renewable resources, 2009, Springer Netherlands, 23 p.

En general, el gas puede clasificarse en:

- Gas Amargo: contiene derivados del azufre (ácido sulfhídrico, mercaptanos, sulfuros y di sulfuros)
- Gas dulce: Libre de derivados del azufre, se obtiene generalmente al endulzar el gas amargo utilizando solventes químicos, físicos o adsorbentes
- Gas Húmedo: contiene cantidades importantes de hidrocarburos más pesados que el metano, es el gas asociado

¹⁰ EL CONGRESO DE LA REPÚBLICA. Por medio de la cual se aprueba la «enmienda de kigali al protocolo de Montreal», *et al.* Proyecto de ley, adoptada el 15 de Octubre de 2016, En Kigali, Ruanda

- Gas seco: Contiene cantidades menores de otros hidrocarburos, es el gas no asociado¹¹

En el Cuadro 3 se pueden apreciar los rangos de composición del gas según la clasificación mencionada anteriormente.

Cuadro 3. Rangos de composición del Gas Natural

Denominación Estándar	Gas Dulce seco	Gas Amargo seco	Gas Dulce Húmedo	Gas Amargo Húmedo
Componente	Gas No Asociado		Gas Asociado	
Etano	<10%	<10%	>10%	>10%
H ₂ S	<1%	>1%	<1%	>1%
CO ₂	<2%	>2%	<2%	>2%

Fuente: Gas Natural, disponible en internet <<http://profesores.fi-b.unam.mx/l3prof/Carpeta%20energ%EDa%20y%20ambiente/Gas%20Natural.pdf>>

1.1.2 Extracción y obtención del Gas Natural. El gas natural se obtiene perforando un hueco en la roca. La perforación puede realizarse en tierra o en mar. El equipamiento que se emplea depende de la localización de los reservorios de gas y de la naturaleza de la roca. Si es una formación poco profunda se puede utilizar perforación por cable, mediante este sistema una broca de metal pesado sube y baja repetidamente en la tierra. Para perforaciones de mayor profundidad se necesitan plataformas de perforación rotativa; este método es el más utilizado en la actualidad y consiste en una broca puntiaguda para perforar a través de las capas de tierra y roca.¹²

1.1.3 Características del Gas Natural. En estas se encuentran:

- El Gas Natural se consume tal y como se encuentra en la naturaleza. Desde que se extrae de los yacimientos hasta que llega a los hogares y puntos de consumo, el Gas Natural no pasa por ningún proceso de transformación

¹¹ GHOSH Tushar K, PRELAS Mark A. Energy Resources and systems, volume 1. Fundamentals and non renewable resources, 2009, Springer Netherlands, 311 p.

¹² GHOSH Tushar K, PRELAS Mark A. Energy Resources and systems, volume 1. Fundamentals and non renewable resources, 2009, Springer Netherlands, 320 p.

- Su llama es azul nítido porque tiene poco contenido de CO₂ - dióxido de carbono
- La estructura molecular más simple del gas natural facilita que quemé limpiamente, por ello su combustión no produce partículas sólidas ni azufre
- En su estado natural, el gas es inodoro, incoloro e insípido, sin embargo, para advertir su presencia en caso de fuga se le suministra un odorífico (mercaptano) que le da el olor característico a huevos podridos
- Requiere ignición para su combustión
- Su densidad relativa lo hace más ligero que el aire por lo que las fugas o emisiones se disipan rápidamente en las capas superiores de la atmósfera dificultando la formación de mezclas explosivas en el aire
- No es corrosivo¹³

1.1.4 Características ambientales del Gas Natural. En estas se pueden encontrar:

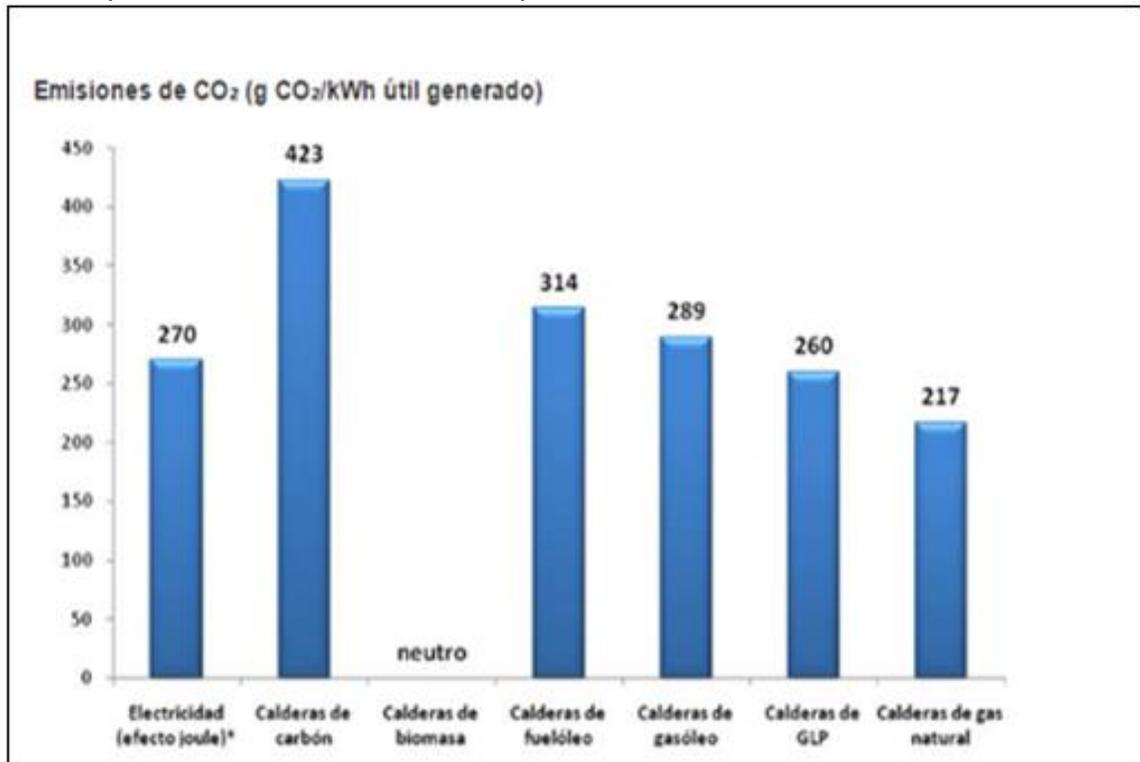
- La menor cantidad de residuos en la combustión permite su uso como fuente de energía directa en los procesos productivos o en el sector terciario, evitando los procesos de transformación como los que tienen lugar en las plantas de limpieza del crudo
- La misma pureza del combustible lo hace apropiado para su empleo con las tecnologías más eficientes: Generación de electricidad mediante ciclos combinados, la producción simultánea de calor y electricidad mediante sistemas de cogeneración, climatización mediante dispositivos de compresión y absorción
- Se puede emplear como combustible para vehículos, mejorando la calidad ambiental del aire de las ciudades
- El Gas Natural es una de las fuentes de energía fósiles más limpia ya que es la que emite menos gases contaminantes (SO₂, CO₂, NO_x y CH₄) por unidad de energía producida¹⁴

¹³ UNIVERSIDAD NACIONAL JORGE BASADRE GROHMANN (Juan Viloche). Foro regional: "Gas Natural – propiedades y usos – proyectos presentes y futuros" [diapositivas]. Osinergmin. 45 diapositivas.

¹⁴ GHOSH Tushar K, PRELAS Mark A. Energy Resources and systems, volume 1. Fundamentals and non renewable resources, 2009, Springer Netherlands, 312 p.

A continuación, en la Figura 1 se muestra la cantidad de emisiones generadas del Gas Natural y GLP, evidenciándose reducción de estas en la atmosfera por los procesos de producción de energía; en comparación con las calderas de biomasa de Gas Natural y GLP generan menos emisiones de CO₂, con respecto a las otras calderas.

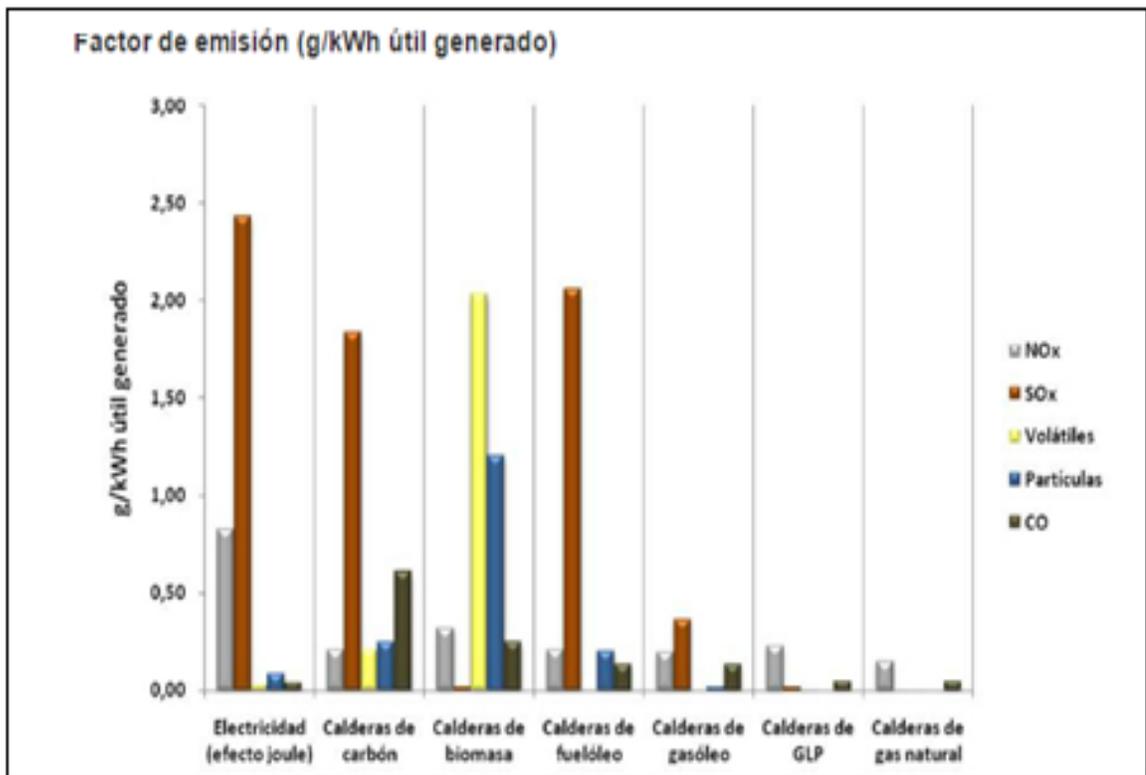
Figura 1. Comparación de emisiones de CO₂ de las diferentes fuentes de energía, con respecto a diferentes formas de producción de electricidad.



Fuente: Las emisiones de CO₂ asociadas al consumo de electricidad según datos del mix eléctrico de 2010 del IDAEA, disponible en internet
<https://www.nedgia.es/es/conocenos/quienes+somos/historia+del+gas/1297104955871/caracteristicas+del+gas+natural.htm>

A continuación, en la Figura 2, se muestra el factor de emisión de los gases contaminantes que emanan los diferentes procesos de producción de electricidad, donde se puede observar que las calderas de Gas Natural y GLP generan menor cantidad de emisión de NO_x, SO_x, Partículas y otros, en comparación con las demás calderas mencionadas en esta; este valor quiere decir que con el uso de estos combustibles hay menor afectación al ambiente y reducción de los agentes contaminantes.

Figura 2. Factor de emisión de NO_x, SO_x y CO a la atmósfera



Fuente: Fundación Gas Natural - Guías técnicas de energía y medio ambiente.18. La contribución del gas natural a la reducción de emisiones a la atmósfera en España. (2009), disponible en internet <<http://www.gasnaturaldistribucion.com/es/conocenos/quienes+somos/historia+d+el+gas/1297104955871/caracteristicas+del+gas+natural.html>>

1.1.5 Ventajas del Gas Natural

- No requiere mayor infraestructura para su uso, como tanques de almacenamiento, bombas, intercambiadores de calor
- No requiere procesamiento previo o posterior a su uso en el punto de consumo, a diferencia de otros energéticos como el carbón que requiere molienda previa y remoción de cenizas después de su uso
- Es amigable con el ambiente

- La frecuencia de mantenimiento de los equipos que operan con gas natural es menor si se compara con la requerida por equipos que utilizan otras fuentes energéticas¹⁵

1.1.6 Reservas de Gas Natural. En Colombia existen dos regiones en las cuales se encuentra el 85% de las reservas de Gas Natural, la primera es en el norte de la Costa Caribe en los campos de Ballena y Chuchupa, la segunda región es la que se encuentra en los Llanos orientales y Piedemonte llanero en los campos de Apiay, Cusiana y Cupiagua.

1.1.7 Producción y suministro de Gas Natural. La producción fiscalizada de gas natural incluye el gas lift, el gas quemado, consumido en operaciones de campo, el gas enviado y el gas entregado a los gasoductos, a diferencia del suministro que hace referencia sólo al gas entregado al gasoducto, para su correspondiente consumo sectorial

De acuerdo con el libro de Chain, son 5 campos (Ballena, Chuchupa en La Guajira, Floreña, Cusiana y Cupiagua en el Piedemonte llanero), son responsables del 94.2% de la producción. Cusiana con el 40% y Cupiagua el 41% son los mayores productores de gas en Colombia. La producción de la cuenca de los Llanos Orientales representa el 81% del nacional, el gas de La Guajira equivale al 13%, mientras que el restante 6% proviene de campos localizados a lo largo del país con aportes mínimos y que abarcan las cuencas del Valle Medio y Valle inferior del Magdalena y Sinú¹⁶.

Es importante tener en cuenta que en Colombia hay cuatro distribuidores, Gas Natural, Gases de Occidente, Surtigás y Gases del Caribe que atienden el 64% del mercado, mientras que otros 9 agentes contribuyen con menos del 1% cada uno y los 14 restantes son responsables 33.4%¹⁷.

1.1.8 Aplicaciones del Gas Natural. El gas natural tiene diversos usos en lo social, industrial, comercial y residencial, así como también para el transporte y generación eléctrica. Ofrece amplias ventajas en el ahorro energético y en procesos industriales que requieren de ambientes limpios, procesos controlados y combustibles altamente eficientes.

¹⁵ GAS NATURAL. Gas Natural, el recorrido de la energía, dirección general de industria energía y minas, comunidad de Madrid. 10 p

¹⁶ CHI U Ikoku. Gas Production Engineering. Malabar, Florida: Krieger Publishing Company, 1992. 21 p.

¹⁷ UNIDAD DE PLANEACIÓN MINERO ENERGÉTICA, Republica de Colombia, Ministerio de Minas y Energía, La cadena de gas natural en Colombia. P 43, 45 y 46

El gas directo que se distribuye a los hogares, comercios e industrias a través de los sistemas de tuberías, se denomina gas metano por contener el mayor porcentaje de contenido de CH₄.

A continuación, se muestra la utilidad del gas natural en cada uno de los sectores:

- Sector industrial: El gas natural puede reemplazar a otros combustibles y puede ser utilizado como materia prima. Es altamente eficiente en la fabricación de cerámica, cemento y vidrio, en la industria siderúrgica el gas natural es usado como reductor en lugar del coque, en petroquímica en la producción de fertilizantes, metanol, entre otros
- Sector comercial: En este, el gas natural se utiliza como combustible en restaurantes, panaderías, lavanderías y hospitales, entre otros
- Sector doméstico: Se utiliza en los hogares para la cocina, el servicio de agua caliente y la calefacción
- Generación eléctrica: Se ha convertido en el combustible más económico para la generación de electricidad y ofrece las mejores oportunidades en términos de aumento de rendimiento y reducción del impacto ambiental
- Sector automotriz: Se utiliza el gas natural comprimido (GNC), también conocido con el nombre de gas natural vehicular (GNV) como combustible de vehículos con motores de combustión interna en reemplazo de las gasolinas; tiene bajo costo y menor incidencia en la contaminación ambiental¹⁸

1.2 GAS LICUADO DEL PETROLEO

El gas licuado del petróleo, también llamado GLP, es una mezcla de hidrocarburos ligeros obtenidos en los procesos de refinación del petróleo, compuestos principalmente por butano y propano en proporciones variables, que suelen ser del orden de 60% butano y 40% propano.

Su origen data desde 1900 y 1912 cuando en Estados Unidos, al comprobarse que la gasolina natural sin refinar tenía tendencia a evaporarse debido a la presencia de materiales inestables en el combustible, estos elementos se evaporaban a presión atmosférica y no podían ser obtenidos en estado líquido, dado que estos

¹⁸ GHOSH Tushar K, PRELAS Mark A. Energy Resources and systems, volume 1. Fundamentals of non renewable resources, 2009, Springer Netherlands, p.349-351

son altamente inflamables y no tenían utilidad práctica, se perdían en la atmósfera o se quemaban.

En 1911, el químico norteamericano Walter Snelling demostró que la evaporación se debía al propano y butano presentes en la gasolina, por lo que desarrolló un método práctico para separar estos gases de la gasolina, mediante el cual podrían ser licuados; se trata de convertir el estado gaseoso en el que se encuentra el GLP a presión atmosférica en líquido, mediante compresión y enfriamiento, necesiándose 273 litros de vapor de GLP para obtener 1 litro de GLP líquido. Esto trajo consigo el desarrollo de un nuevo combustible, denominado Gas Licuado del Petróleo o GLP, el cual tenía la compactibilidad y portabilidad de un líquido y además la facilidad de evaporación a condiciones atmosféricas, pudiendo ser manejado y usado como gas¹⁹.

A presión atmosférica su punto de ebullición es de -17°C. Se almacena y transporta en forma líquida. El elevado índice de octano y su poder calorífico es superior al de los combustibles líquidos, juntamente con el hecho de que con presiones entre 5 y 15 bares son líquidos, hace que su utilización como sustituto de los combustibles líquidos en vehículos sea visible desde hace más de treinta años.

El propano líquido y el gas butano se emplean como complementos de sustitución y de carga máxima en los sistemas domésticos e industriales que utilizan gas natural²⁰.

En el Cuadro 4 se pueden apreciar los compuestos y cantidad promedio del GLP. Como se explicó en la primera parte del Gas Natural, estos datos son fundamentales para hacer una comparación en cuanto varía la cantidad promedio de cada compuesto que conforma la materia prima, con los datos que proporcionan las empresas, en este caso los datos los suministró Almagas, para mostrar que los datos varían dependiendo del lugar en donde se encuentra esta.

Cuadro 4. Compuestos y cantidad promedio del GLP

¹⁹ OSINERGMIN. Historia, composición y obtención del gas licuado del petróleo, gerencia de fiscalización de hidrocarburos líquidos división de planeamiento y desarrollo, unidad de normas y procedimientos. [diapositivas]. Septiembre 2011. 32 diapositivas

²⁰ Manual de procesos químicos en la industria.

Procesos químicos en la industria, George T Austin, Tomo I, Quinta edición, McGraw-Hill, Pág. 117

Nombre	Fórmula	Cantidad Promedio
Nitrógeno	N ₂	0.05
Etano	C ₂ H ₆	2.07
Propano	C ₃ H ₈	66.65
Isobutano	i-C ₄ H ₁₀	16.36
n-Butano	n-C ₄ H ₁₀	14.87
Isopentano	i-C ₅ H ₁₂	0.04

Fuente: Compuesto y cantidad del GLP. Disponible en internet: http://scielo.sld.cu/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S181559442014000300002

1.2.1 Propiedades del gas licuado de petróleo. En el Cuadro 5 se muestran las propiedades físicas de los principales constituyentes del GLP, se pueden producir compuestos de azufre, agua, aceites residuales y alquitranes, dependiendo el uso que se le vaya a dar al GLP, estos contaminantes deben reducirse a un nivel aceptable

Cuadro 5. Propiedades físicas del GLP

Nombre	Punto de ebullición (101.3 kPa), °C	Presión de vapor (37.8°C), en kPa	Densidad del líquido (a presión de saturación; 15.6°C), en kg/m ³	Poder calorífico bruto (25°C) kJ/kg
Propano	-42.1	1310	506.0	50.014
Isobutano	-11.8	498	561.5	49.051
n-butano	-0.5	356	583.0	49.155

Fuente: Gas licuado del petróleo. Disponible en internet: <https://www.textoscientificos.com/petroleo/gas-licuado-petroleo>

1.2.2 Obtención y extracción del GLP. El GLP proviene de la tierra como un componente del gas natural húmedo del petróleo crudo o como un subproducto de la refinación del combustible en las refinerías y las plantas de proceso de gas natural, las cuales aportan alrededor de un 25% y un 75% de GLP respectivamente²¹.

1.2.3 GLP en refinerías. El GLP se puede encontrar formando parte del crudo y del gas natural, por tanto, existen procesos de refinación con los cuales se puede obtener el GLP, entre éstos se encuentran:

²¹ Manual de procesos químicos en la industria.

Procesos químicos en la industria, George T Austin, Tomo I, Quinta edición, McGraw-Hill, Pág. 118

- Reformado Catalítico: Se alimenta de naftas ligeras para producir aromáticos y gasolinas. El rendimiento en GLP está entre 5 – 10%
- Cracking Catalítico: Se alimenta con gas-oíl o nafta produciendo etileno y Propileno para petroquímica. El rendimiento de GLP está entre 5 - 12%
- Stream Cracking: Se alimenta con gas-oíl o nafta produciendo etileno y Propileno el rendimiento de GLP está entre 20 – 30%
- Polimerización y Alquilación: Se alimenta de buteno para producir gasolina. El rendimiento de GLP está entre 10 – 15%
- Cracking Térmico: Se alimenta de gas-oíl y fuel oíl para producir gasolina. El rendimiento del GLP está entre 10 – 20%
- Coking y Visbreaking: Se alimenta de gas-oíl pesado y residuo para producir coque. El rendimiento en GLP está entre 5 – 10%

1.2.4 GLP a partir de Gas Natural. La obtención de GLP a partir de gas natural es conocida como proceso de licuefacción de GLP.

El Gas Natural está constituido por metano, etano, propano, butano e hidrocarburos más pesados, así como por impurezas tales como el azufre y CO₂. Este gas se envía a las plantas de proceso. En una primera etapa la corriente de gas pasa por una planta endulzadora, donde se elimina el azufre. Posteriormente se introduce en una planta criogénica, en la cual mediante enfriamiento y expansiones sucesivas se obtienen dos corrientes: una gaseosa formada básicamente por metano (gas residual) y otra líquida (licuables). En el proceso de fraccionamiento, la fase líquida se separa en diferentes componentes: etano, GLP y gasolinas naturales.

Para facilitar su transporte y almacenamiento, el gas licuado del petróleo que se encuentra en estado gaseoso a condiciones normales de presión y temperatura, se licua y se utiliza a bajas presiones (entre 5 y 9 bar). El almacenamiento se realiza en tanques²².

1.2.5 Características del GLP. A continuación, se muestran las diferentes particularidades de este gas.

- Se encuentra como gas a temperatura (T=20°C) y presión ambiente (P=1 atm)

²² ANAYANSI FONG, Isabel. DE RUIZ, Ana Teresa. El petróleo y su proceso de refinación. Estudiantes de maestría de Administración Industrial Universidad Tecnológica de Panamá. p 18-22

- Es más pesado que el aire, por lo que en caso de fugas tiende a depositarse en zonas bajas
- Es inodoro, por eso se le agrega un odorante (etil o metil mercaptano) para que sea detectable en caso de fugas
- Es incoloro. No se visualiza en fugas pequeña, lo que se observa en grandes fugas no es GLP, sino las partículas de humedad que se condensan y congelan
- No es tóxico ni corrosivo, solo desplaza al oxígeno, por lo que no es recomendable respirarlo durante mucho tiempo
- No contiene plomo ni ningún aditivo añadido
- No contiene azufre en su composición
- Es un combustible económico por su rendimiento en comparación con otros combustibles
- Es excesivamente frío, porque cuando se licua se le somete a muy bajas temperaturas por debajo de los 0°C, por lo que al contacto con la piel produce quemaduras²³

1.2.6 Características ambientales del GLP.

- Es el segundo combustible ecológicamente (después del Gas Natural) más respetuoso con la naturaleza, pues al hacer combustión no contamina la atmosfera.
- La utilización de GLP no genera emisiones de dióxido de azufre (SO₂), culpable junto con los NO_x de la lluvia ácida, su ventaja es la eliminación de los olores y humos de aceleración característicos de los motores diésel y reducción a niveles mínimos las vibraciones del motor
- En general, las emisiones de CO, NO_x, HC, partículas y CO₂, se ven disminuidas cuando se emplea GLP; la reducción de estas depende de la tecnología del motor (carburación, inyección).

²³ OSINERGMIN. Historia, composición y obtención del gas licuado del petróleo. Gerencia de fiscalización de hidrocarburos líquidos división de planeamiento y desarrollo, unidad de normas y procedimientos. [diapositivas]. Septiembre 2011. 32 diapositivas

1.2.7 Ventajas del GLP. A continuación, se mencionan los diferentes rasgos que tiene el GLP al ser usado.

- GLP mucho más económico que la gasolina. Hasta un 40% de ahorro
- El GLP es un combustible limpio
- Posee una capacidad de expansión, de estado líquido a gaseoso aumenta su volumen 260 veces aproximadamente.
- Reduce los niveles de ruido en un 50% respecto al diésel
- Ayuda a reducir la generación de ozono troposférico ²⁴

1.2.8 Producción y suministro del GLP. En Colombia, la industria del GLP, se remonta a los años 30, con la producción residual de mínimos volúmenes de este combustible comercializado directamente por unos pocos agentes que lo llevaban a los centros de consumo también en cantidad mínima. Por necesidad primordial de la industria y para suplir las necesidades en el interior del país se construyen los primeros poliductos y propano ductos, que a su vez motivaron la construcción de los terminales o plantas de almacenamiento para el recibo de GLP operadas y/o administradas por un comercializador mayorista de GLP

La oferta del GLP en Colombia, tradicionalmente y hasta hace poco estaba soportada en un 100% en la producción proveniente de las refinerías de Barrancabermeja, Cartagena y Apiay. Actualmente gracias al desarrollo independiente de nuevos campos productores de GLP a partir del secado del Gas Natural, entraron a fortalecer la oferta disponible en el país de este energético entre un 2% y 5% de la producción total del país.

El GLP que se comercializa en Colombia, básicamente es una combinación de Propano (C₃H₈) y Butano (C₄H₁₀) en diferentes proporciones que estas asociadas a la fuente de producción u origen del que provenga ya sea de refinería o de los campos productores de Gas Natural de los cuales se obtiene como subproducto del proceso de secado.

Actualmente, aproximadamente el 7% del GLP comercializado en Colombia proviene de productores privados independientes diferentes a Ecopetrol. En el segundo semestre de 2016 el país atravesó por una limitación en la producción dado que Termo Yopal estuvo fuera de operación hasta finales del 2016. Otros

²⁴ OSINERGMIN. Propiedades y características del gas licuado del petróleo. Gerencia de fiscalización de hidrocarburos líquidos división de planeamiento y desarrollo, unidad de normas y procedimientos. [diapositivas]. Septiembre 2011. 26 diapositivas

campos como Rancho Hermoso, Toqui, La Punta, La Gloria y Campo Corcel continúan aportando GLP, de la corriente de secado de gas natural²⁵

1.2.9 Aplicaciones del GLP.

- Generación de energía eléctrica a mayor escala
- Se utiliza para la calefacción de galpones durante la crianza de las aves, en generadores de aire caliente para invernaderos y termostatos, secado de cultivos, cocción de alimentos, lavandería, calefacción exterior, luz externa, zona de spa, chimeneas, agua caliente, freidoras, cafeteras, estufas a gas, manipulación de materiales y reemplazo de gasolina o diésel²⁶.

²⁵ UNIDAD DE PLANEACIÓN MINERO ENERGÉTICA –UPME. Cadena del Gas Licuado del Petróleo- GLP. Ministerio de minas y energía. Bogotá, Colombia. Abril 2017, p 22-23

²⁶ Ibid.,p 10 y 83

2. ANÁLISIS DE LAS CROMATOGRAFÍAS DEL GAS NATURAL Y GLP

En este capítulo se habla de las reservas de Gas Natural de donde se está obteniendo la materia prima de la declaración de producción de Gas Natural, proyección de demanda nacional de Gas Natural, por último, análisis de los resultados obtenidos de las cromatografías del Gas Natural, proveniente del campo petrolero Apiay véase cuadros 8, 9 y 10, estas fueron proporcionados por Gas Natural Fenosa y del GLP, proveniente del pozo Barranca, proporcionados por Almagas véase cuadro 11.

El Gobierno Nacional ha expedido en el año 2011 el decreto 2100, donde establecen mecanismos para promover el aseguramiento del abastecimiento nacional de Gas Natural, impulsando mecanismos que proporcionen confiabilidad en el suministro y transporte, el desarrollo de los yacimientos convencionales y no convencionales de hidrocarburo, así como la promoción y exportaciones.

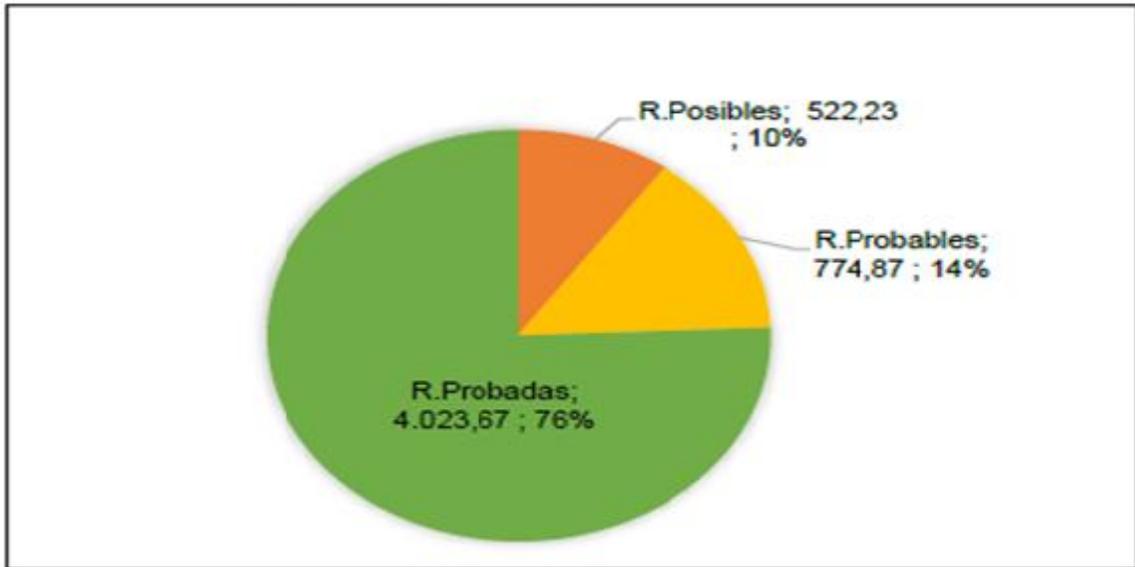
La norma establecida a productores e importadores de Gas Natural la obligación anual de reportar al Ministerio de Minas y Energía el pronóstico de las cantidades de Gas Natural promedio diario mensual (artículo 9 Decreto 2100 de 2011)

A continuación, en el numeral 2.1 se mostrará un estudio realizado a las diferentes reservas de Gas Natural en Colombia.

2.1 RESERVAS DE GAS NATURAL

En Diciembre 31 de 2016 en país, conforme con la información suministrada por ANH (Agencia Nacional de Hidrocarburos), en total alcanzaron los 5.320 GPC (Giga pies cúbicos) de las cuales 4.023 GPC corresponden a reservas probadas, 774.87 GPC a reservas probables y 522.23 GPC reservas posibles, en la gráfica 1, se muestra volumen total de reservas de gas natural el 76% corresponde a reservas probadas, 14% reservas probables y 10% reservas posibles.

Gráfica 1. Reservas probadas, posibles y probables



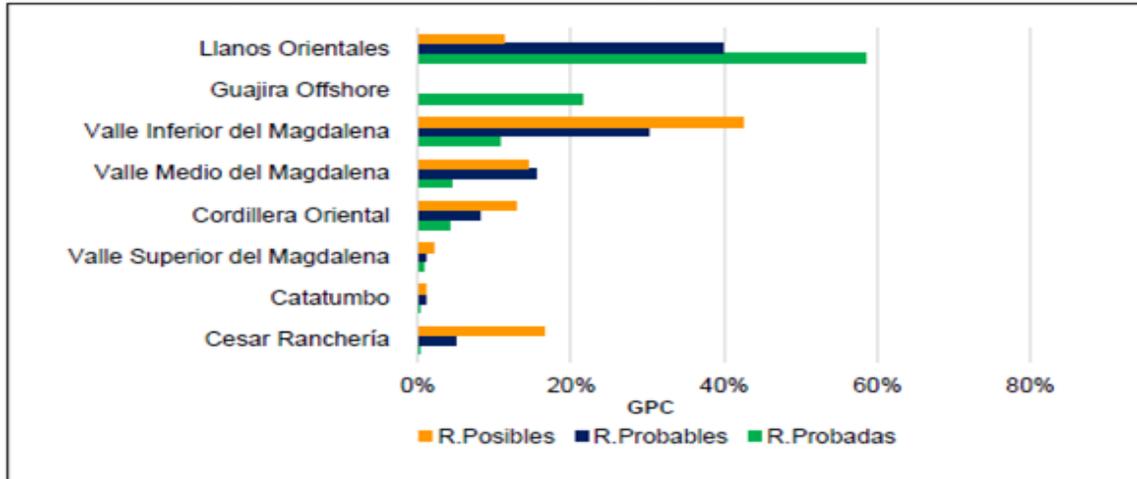
Fuente: Subdirección de hidrocarburos, unidad de Planeación Minero energética, Balance de Gas Natural 2017, Octubre 2017.

Las reservas probadas remanentes están concentradas en tres cuencas principalmente, Llanos Orientales con 59% de los totales, la Guajira que contiene el 22% y siguen en su orden Valle Inferior con 11%, Valle Medio y Cordillera Oriental con 4% cada una.

Las reservas probables se localizan primordialmente en Llanos Orientales, Valle Inferior y Valle Magdalena distribuido con una participación del 40%, 30% y 15% respectivamente.

Las reservas posibles se ubican principalmente en el Valle inferior del Magdalena, con un 42% de las reservas posibles totales, véase gráfica 2.

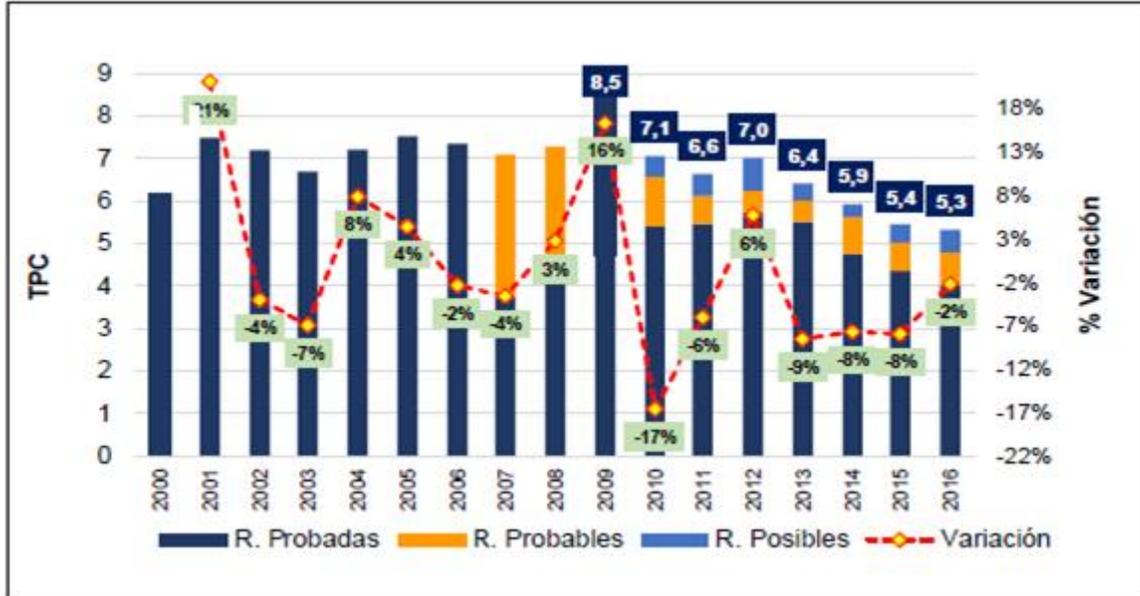
Gráfica 2. Participación reservas Gas Natural por cuenca



Fuente: Subdirección de hidrocarburos, unidad de Planeación Minero energética, Balance de Gas Natural 2017, Octubre 2017.

En la Gráfica 3, se presenta la evolución de las reservas totales de gas natural en el país, en volumen y en tasa de variación. Se realizó una reevaluación de reservas dadas por la caída de los precios del petróleo y la baja actividad exploratoria, aunque en el 2016 las reservas totales de Gas Natural disminuyeron en un 2% con respecto al 2015, siendo menor la variación porcentual ocurrida en los últimos 10 años, en esta se evidencia una disminución del 8% en las reservas probadas, un incremento del 18%, 24% en las reservas probables y posibles respectivamente entre los años 2015 y 2016.

Gráfica 3. Evolución reservas Gas Natural 2000-2016

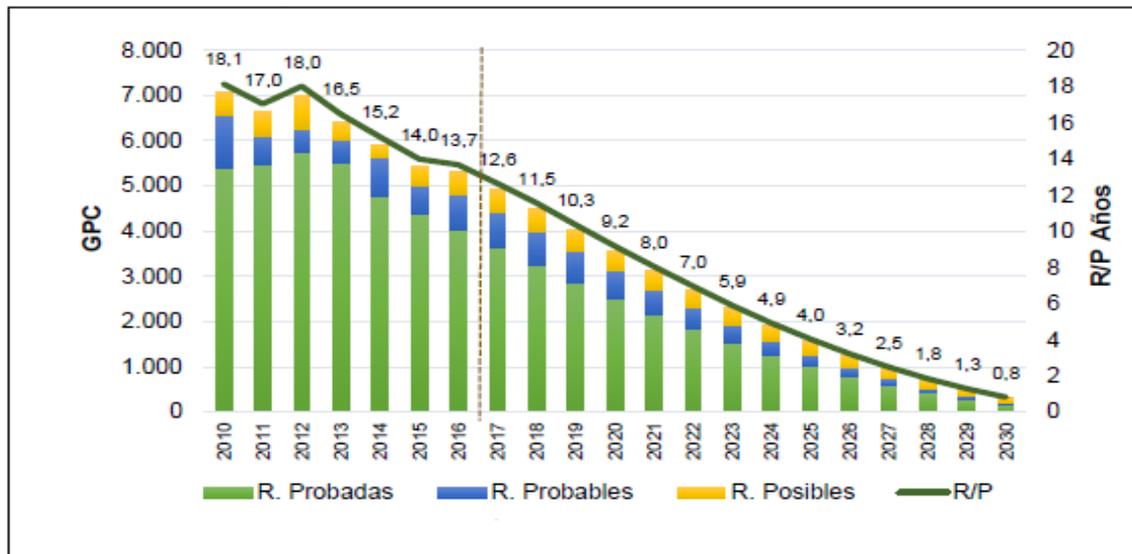


Fuente: Subdirección de hidrocarburos, unidad de Planeación Minero energética, Balance de Gas Natural 2017, Octubre 2017.

La curva de producción de las reservas para los próximos años, la curva no incluye la incorporación de reservas nuevas dado que cifras corresponden con las reportadas por las empresas operadoras a la ANH y expresa los volúmenes que esperaban producir de las reservas certificadas a 31 de diciembre de 2016.

Con el mantenimiento de la producción de Gas Natural producido en el año 2016, se estimó una relación de reservas de producción de gas a 2017 de 12.6 años, valor que se reduce a 4 años en 2025 y a un año en 2029, véase gráfica 4.

Gráfica 4. Curva de producción de reservas

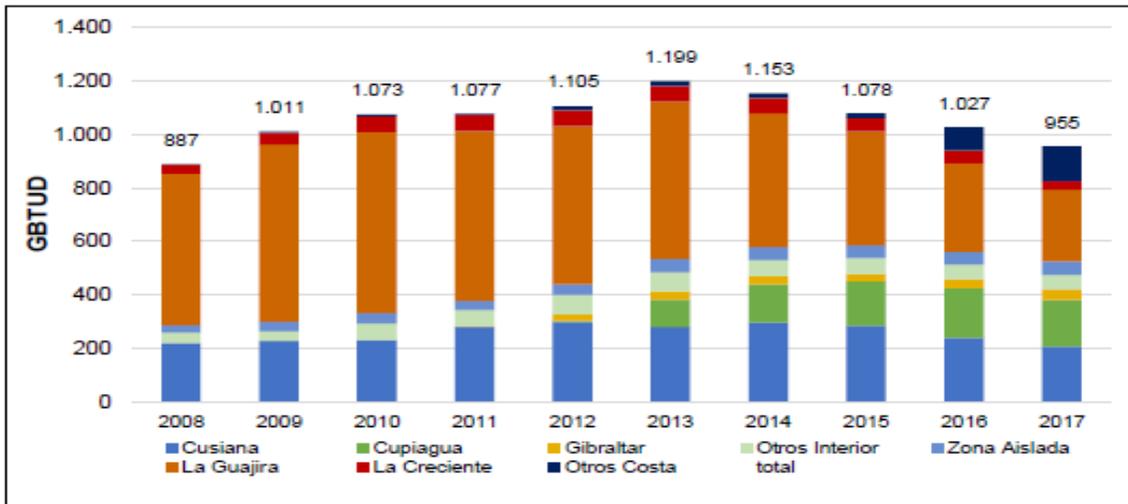


Fuente: Subdirección de hidrocarburos, unidad de Planeación Minero energética, Balance de Gas Natural 2017, Octubre 2017.

En la producción nacional es notoria la disminución, es así como en el año 2013 el país mantuvo una producción promedio de 1.199 GBTUD (Giga BTU día), siendo la mayor producción diaria realizada en los últimos 9 años, en el 2014 se presentó una disminución en el promedio diario de 3.8% lo significó niveles de 1.153 GBTUD, en el 2015 la disminución fue del 6.5%, lo que significan una producción promedio de 1.087 GBTUD, en el año 2016 la producción diaria disminuyó en un 4.7% a 1.207 GBTUD y en agosto de 2017 se tuvo un promedio de 955 GBTUD.

Los principales aportes están dados por los campos Cusiana, Cupiagua y Guajira, con un importante aumento desde 2016 en los campos Valle Inferior del Magdalena principalmente Nelson, Bonga y Mamey, véase gráfica 5.

Gráfica 5. Producción Nacional



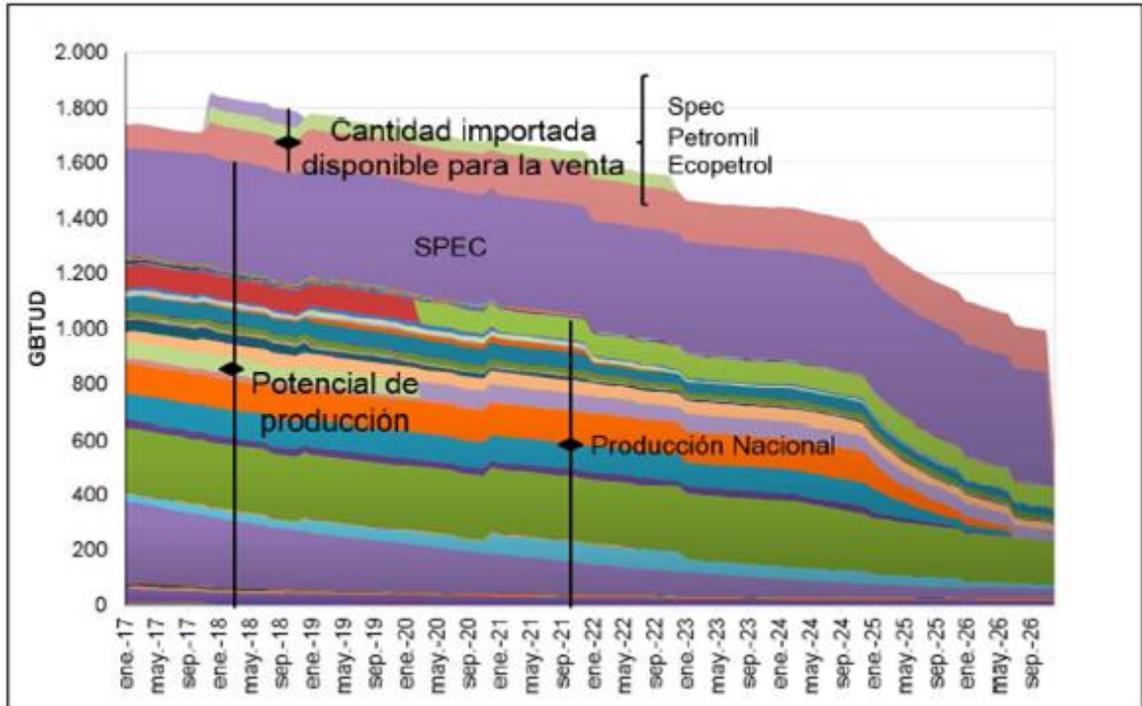
Fuente: Subdirección de hidrocarburos, unidad de Planeación Minero energética, Balance de Gas Natural 2017, Octubre 2017.

2.2 DECLARACIÓN DE PRODUCCIÓN DE GAS NATURAL

La declaración de producción fue publicada el Ministerio de Minas y Energía, mediante resoluciones 31159 del 3 de abril de 2017 y 31385 del 7 de junio de 2017, en la gráfica 6 se observa la declaración de producción total, especificando volúmenes reportados como potencial de producción y cantidades importadas disponibles para la venta.

El máximo valor de potencial de producción se reporta en el mes de diciembre de 2017 con un volumen de 1857 GBTUD. Este valor incluye la producción Nacional, el potencial de producción reportado por la Sociedad Portuaria del Cayao – SPEC en 400 GBTUD hasta noviembre de 2006, y las cantidades importadas disponibles para la venta reportados por Ecopetrol, Petromil de CARDON IV – Venezuela Importación y de SPEC en Cartagena. Por parte de la producción nacional, es notable el aporte de campos pequeños, los cuales pueden no estar conectados al gasoducto principal dada su localización y los bajos volúmenes que aportan.

Gráfica 6. Declaración de Producción Total

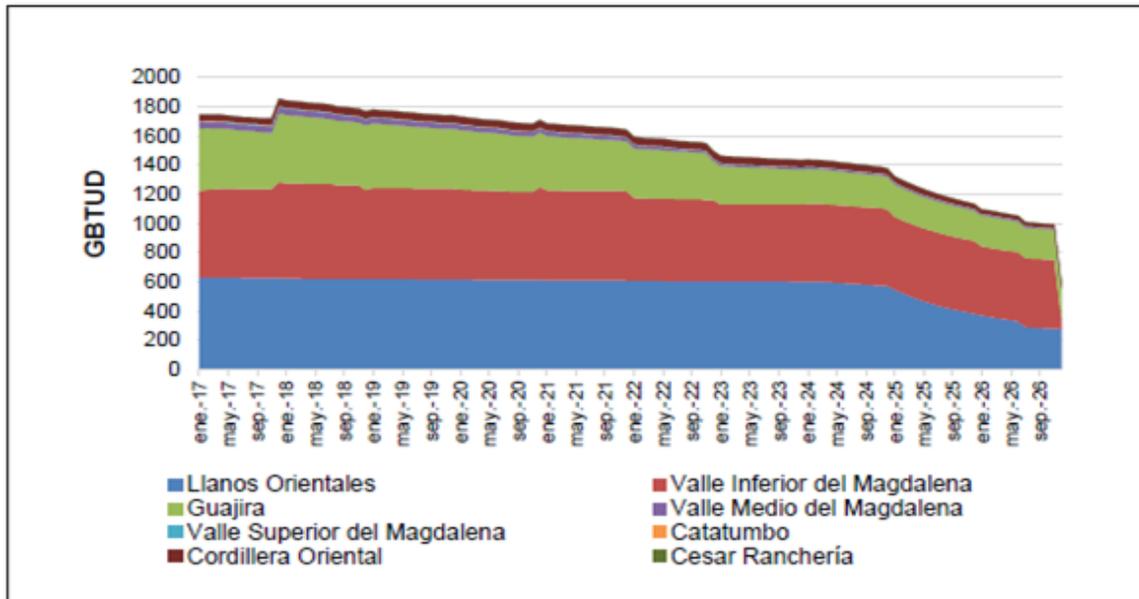


Fuente: Subdirección de hidrocarburos, unidad de Planeación Minero energética, Balance de Gas Natural 2017, Octubre 2017.

El principal aporte proviene de las Cuencas Llanos Orientales, Guajira y Valle Inferior del Magdalena, estas alcanzan una participación máxima del 67%, al inicio del periodo con 36%, 20% y 11% respectivamente, las demás cuencas mantienen una participación promedio del 5% anual. El 28% restante lo aportan las importaciones de Ecopetrol y Petromil desde Venezuela.

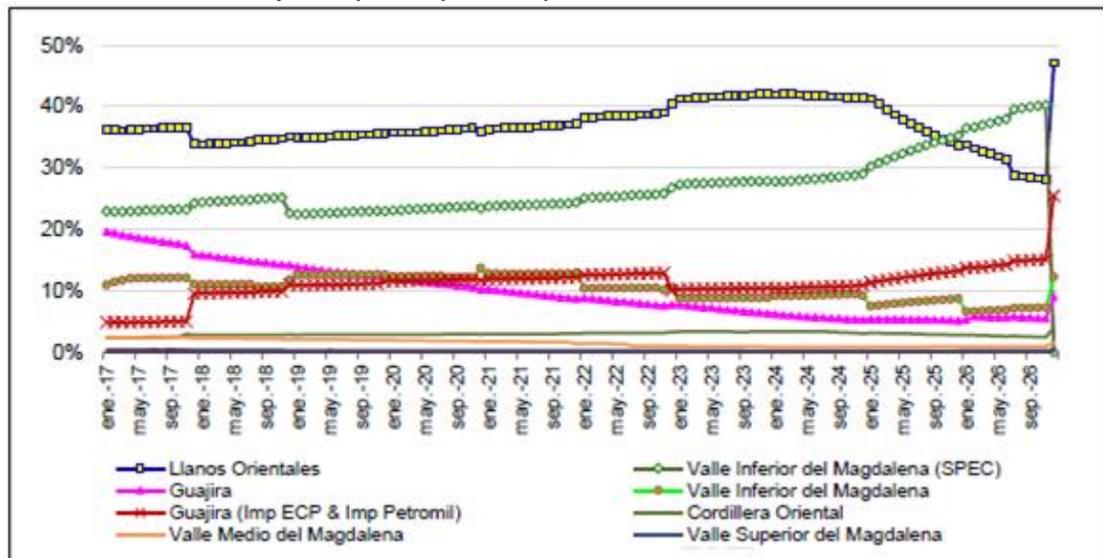
La participación de cada cuenca va disminuyendo a largo del periodo reportado, dada la declinación natural de los campos, principalmente de los campos Chuchupa, Ballena, cuenca de la Guajira, Cusiana y Cupiagua de los Llanos Orientales, véase gráficas 7 y 8.

Gráfica 7. Participación por Cuenca



Fuente: Subdirección de hidrocarburos, unidad de Planeación Minero energética, Balance de Gas Natural 2017, Octubre 2017.

Gráfica 8. Porcentaje de participación por cuenca



Fuente: Subdirección de hidrocarburos, unidad de Planeación Minero energética, Balance de Gas Natural 2017, Octubre 2017.

En el Cuadro 6, se resumen los campos de producción que hacen parte de cada una de las cuencas sedimentarias que hoy producen Gas Natural en Colombia.

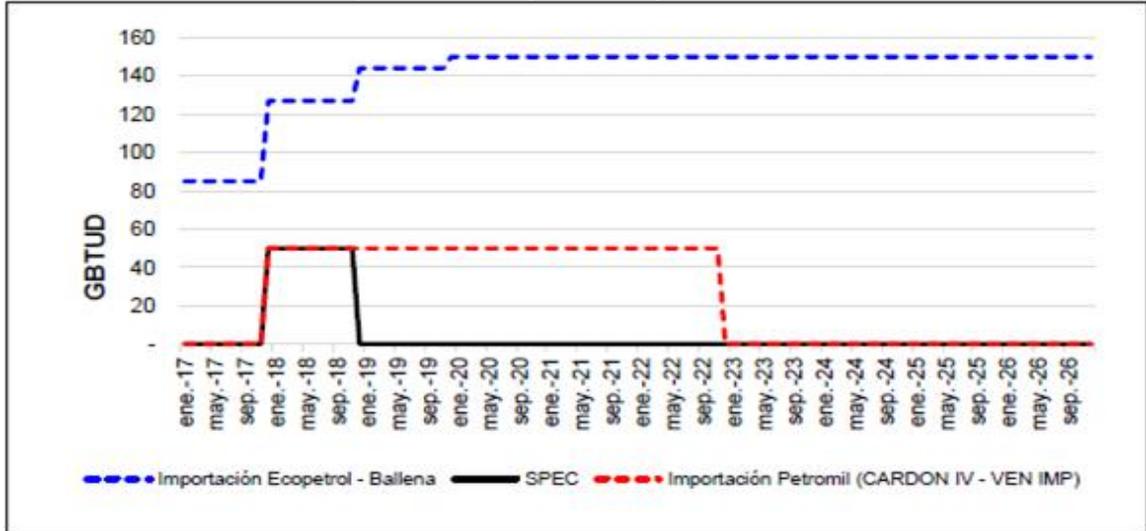
Cuadro 6. Campos que aportan Gas Natural a cada cuenca

Cuencas	Campos
Catatumbo	Tibú, Sardinata, Cerrito, Oripaya
Cesar Ranchería	La Loma
Cordillera oriental	Gibraltar, Guaduas, Palagua
Guajira	Ballena, Chuchupa, Riohacha
Llanos Orientales	Apiay, Calona, Campo Rico, Carmentea, Centauro Sur, Cupiagua, Cusiana, Cusiana Norte, Floreña, Kananaskis, La Estancia, La Punta, Pauto Sur, Ramiriquí, Santo Domingo Centro, Santo Domingo Juape, Santo Domingo Norte
Putumayo	Moqueta, Costayaco, Guayuyaco, Juanambu
Valle Inferior del Magdalena	Arianna, Arjona, Bonga, Bullerengue, Clarinete, El Difícil, La Creciente, Mamey, Nelson Ciénada de Oro, Nelson Porquero, Nispero, Oboe, Palmer, Pedernalito, Trambón, Planta Regasificación de Cartagena
Valle Medio del Magdalena	Bonanza Incremental, Caramelo, Compae, Corazón, Corazón West, Gala, La Cira Infantas, La Salina, Liebre, Lisama, Lisama Norte, Lisama Profundo, Llanito, Nutria, Opón, Payoa, Payoa West, Provincia, Puli, Tesoro, Toposí, Toqui-Toqui, Yarigui Cantagallo.
Valle Superior del Magdalena	Cañada N., Dina Terciario, La Hocha, Mana, Río Opía, Santa Clara

Fuente: Subdirección de hidrocarburos, unidad de Planeación Minero energética, Balance de Gas Natural 2017, Octubre 2017.

De acuerdo con la información antes mencionada, la máxima de producción con oferta nacional ocurrió en febrero de 2017, en el que dispuso 1.263 GBTUD de producción nacional, con omisión de 400 GBTUD, declarados por la sociedad de producción del Cayao y las cantidades disponibles para la venta, la capacidad máxima de producción se consigue en el mes de diciembre de 2017 227GBTUD corresponden a Cayao, véase gráfica 9.

Gráfica 9. Cantidades importadas disponibles para la venta



Fuente: Subdirección de hidrocarburos, unidad de Planeación Minero energética, Balance de Gas Natural 2017, Octubre 2017.

La Sociedad Portuaria del Cayao SPEC, reporta una cantidad importada disponible para la venta de 50 GBTUD disponible desde diciembre de 2017 y hasta noviembre de 2018; Petromil reporta también 50 GBTUD disponibles desde diciembre de 2017 hasta el mes de noviembre de 2022, el primero importado como Gas Natural Licuado LNG y el segundo como gas a través del gasoducto de 26 pulgadas de diámetro y 200 kilómetros de longitud que conecta el Lago de Maracaibo en el estado Zulia, Venezuela, con el Departamento Guajira, de Colombia, en el campo Ballena.

También, Ecopetrol reporta la disponibilidad de importación de Gas Natural desde Venezuela, dado el contrato de firmado entre esta Compañía y PDVSA en el año 2007, los cuales aún Colombia no ha logrado integrarlos a su oferta, por lo que Ecopetrol se encuentra en negociaciones con la Estatal Petrolera Venezolana, los valores reportados por Ecopetrol como cantidades importadas disponibles para la venta son los siguientes, véase cuadro 7.

Cuadro 7. Cantidades importadas disponibles para la venta

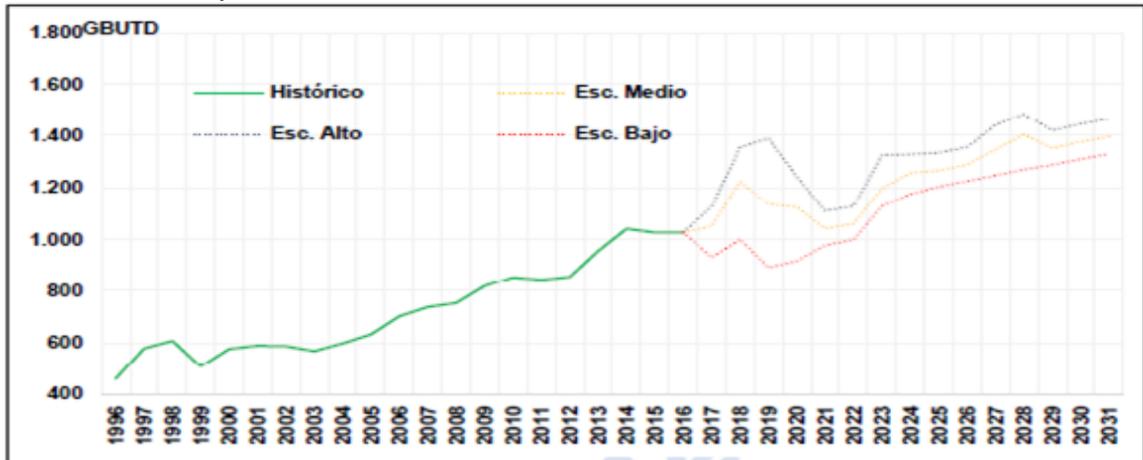
Enero a Noviembre de 2017 a	85 GBTUD
85 GBTUD	227 GBTUD
Diciembre 2017 a Noviembre de 2018	194 GBTUD
227 GBTUD	200 GBTUD
Diciembre de 2018 a Noviembre de 2019	150 GBTUD

Fuente: Subdirección de hidrocarburos, unidad de Planeación Minero energética, Balance de Gas Natural 2017, Octubre 2017.

2.3 PROYECCIÓN DE DEMANDA NACIONAL DE GAS NATURAL

En el período 2016 – 2031 se proyecta un crecimiento de 1,71% véase Gráfica 10, inferior al presentado en la revisión de noviembre como consecuencia de la disminución del consumo los sectores que hacen parte del mercado no regulado, como el Industrial y el GNVC.²⁷

Gráfica 10. Proyección de demanda de Gas Natural Nacional



Fuente: Subdirección de hidrocarburos, unidad de Planeación Minero energética, Balance de Gas Natural 2017, Octubre 2017.

²⁷ Subdirección de hidrocarburos, unidad de Planeación Minero energética, Balance de Gas Natural 2017, octubre 2017 Págs. 9-14.

2.4 ANALISIS DE RESULTADOS OBTENIDOS DE LAS CROMATOGRAFIAS DEL GAS NATURA Y GLP

Las siguientes cromatografías para el Gas Natural, como se mencionó anteriormente, fueron realizadas en la empresa Gas Natural Fenosa S.A, donde se observa cómo va variando la cantidad de contenido promedio semanalmente de isobutano y propano obtenidos en las petroleras del país, especialmente del campo petrolero Apiay, el cual se encuentra ubicada en el Meta. A continuación en el Cuadro 8, 9 y 10, se muestran los resultados de las cromatografías tomadas en la semana del 3 al 9 de Abril del 2017, semana 10 al 16 de abril y semana 17 al 23 de abril en Gas Natural Fenosa, donde se observa los compuestos que conforman esta materia prima con su respectiva cantidad promedio.

Cuadro 8. Calidad del gas semana 03 al 09 abril de 2017

Gas Usme	Cantidad Promedio
Nitrógeno (N ₂)	0.8129
Dióxido de Carbono (CO ₂)	3.5957
Metano (CH ₄)	82.8037
Etano (C ₂ H ₆)	10.0642
Propano (C ₃ H ₈)	2.0449
i-butano (i-C ₄ H ₁₀)	0.2511
n-butano (n-C ₄ H ₁₀)	0.2435
i-pentano (i-C ₅ H ₁₂)	0.0441
n-pentano (n- C ₅ H ₁₂)	0.0241
n-hexano (n-C ₆ +))	0.1158
Neopentano (neo-C ₅ H ₁₂)	0.0000
BTUs @ 14.65 Dry (poder calorífico)	1085.98
Densidad relativa de la composición	0.6709
Densidad Real (kg/m ³)	0.8144

Fuente: Cromatografías proporcionadas por Gas Natural Fenosa

Cuadro 9. Calidad del gas, semana 10 al 16 abril de 2017

Gas Usme	Cantidad Promedio
Nitrógeno (N ₂)	0.8129
Dióxido de Carbono (CO ₂)	3.5957
Metano (CH ₄)	82.8037
Etano (C ₂ H ₆)	10.0642
Propano (C ₃ H ₈)	2.0449
i-butano (i-C ₄ H ₁₀)	0.2511
n-butano (n-C ₄ H ₁₀)	0.2435
i-pentano (i-C ₅ H ₁₂)	0.0441
n-pentano (n- C ₅ H ₁₂)	0.0241
n-hexano (n-C ₆ +	0.1158
Neopentano (neo-C ₅ H ₁₂)	0.0000
BTUs @ 14.65 Dry (poder calorífico)	1091.23
Densidad relativa de la composición	0.6709
Densidad Real (kg/m ³)	0.8260

Fuente: Cromatografías proporcionadas por Gas Natural Fenosa

Cuadro 10. Calidad del gas semana 17 al 23 Abril del 2017

Gas Usme	Cantidad Promedio
Nitrógeno (N ₂)	0.7170
Dióxido de Carbono (CO ₂)	3.0634
Metano (CH ₄)	82.7501
Etano (C ₂ H ₆)	10.0848
Propano (C ₃ H ₈)	2.4811
i-butano (i-C ₄ H ₁₀)	0.3414
n-butano (n-C ₄ H ₁₀)	0.3287
i-pentano (i-C ₅ H ₁₂)	0.0587
n-pentano (n- C ₅ H ₁₂)	0.0303
n-hexano (n-C ₆ +))	0.1446
Neopentano (neo-C ₅ H ₁₂)	0.0000
BTUs @ 14.65 Dry (poder calorífico)	1103.75
Densidad relativa de la composición	0.6728
Densidad Real (kg/m ³)	0.8174

Fuente: Cromatografías proporcionadas por Gas Natural Fenosa

La cromatografía del GLP se tomó en la refinería de Barranca en donde este es obtenido por medio de la refinación del crudo o Gas Natural en los pozos de extracción. Los gases que conforman el GLP son producto del desprendimiento a lo largo del proceso, quedando libres de azufre, plomo y con bajo contenido de carbono convirtiéndose en energía limpia que es amigable con el ambiente.

Esta mezcla permanece en fase gaseosa a condiciones ambientales, pero se convierte en estado líquido cuando se somete a una presión de 10 bares; como éste no tiene olor ni color, antes de ser almacenado se le añade una sustancia llamada mercaptano, dándole un olor característico para que sea fácil la detección en caso de fuga; luego que es obtenido el GLP líquido se envasa en un cilindro para que se mantenga en este estado y luego ser transportado en vehículos especiales para ser llevados hasta su destino final.²⁸

²⁸ OSINERGMIN. Propiedades y características del gas licuado del petróleo. Gerencia de fiscalización de hidrocarburos líquidos división de planeamiento y desarrollo, unidad de normas y procedimientos. [diapositivas]. Septiembre 2011. 26 diapositivas

A continuación, en el Cuadro 11, se muestran los compuestos del GLP y la cantidad promedio que contiene cada uno de estos, según la cromatografía dada por Almagas.

Cuadro 11. Calidad del GLP tomado 11 de julio del 2017

Componente	Cantidad Promedio
Nitrógeno	0.0000
Metano	0.0000
Dióxido de Carbono	0.0000
Etano	2.7217
Propano	17.8305
i-Butano	15.4109
n-Butano	62.8415
i-Pentano	1.1325
n-Pentano	0.0000
Hexano	0.0629
Heptanos	0.0000

Fuente: Cromatografías proporcionadas por Almagas

El objeto de estudio de este proyecto es la obtención de isobutano y propano a 99,5% en pureza, a partir de Gas Natural y GLP, por ser estas las materias primas que contienen los compuestos mencionados anteriormente, para ser utilizados como refrigerantes naturales en reemplazo de los refrigerantes sintéticos; por tanto se tomaron como referencia cromatografías de gases, útiles para determinar qué cantidad se tiene de cada uno de los compuestos objetivo y cuanto se podría obtener con esta, por medio de una simulación realizada en Aspen Hysys V 9.0.

En los cuadros 8, 9, 10 y 11, se observa en el gas natural el componente predominante es el metano, continúa con el etano, CO₂, propano, nitrógeno. i-butano, n-butano, n-hexano, i-pentano y n-pentano. En cambio para el GLP se observa que el componente predominante es n-butano, continúa con propano, i-butano, etano, i-pentano, por último hexano y comparándolos con los cuadros 1 y 4, que son datos generales de la composición del gas natural y GLP, se puede observar que varían la cantidad de los compuestos que lo conforman dependiendo del lugar en donde se haya extraído la materia prima; incluso se observa en los cuadros 8, 9 y 10, la cantidad de los compuestos del gas natural varía el promedio de ciertos compuestos a medida que pasan las semanas, a pesar de ser sacado

del mismo pozo y se realizan las cromatografías, en donde alguno de estos compuestos aumenta o disminuye la cantidad promedio.

Se escogió isobutano y propano porque son compuestos que tiene un potencial de ozono de cero (0), como se mencionó en el capítulo 1, además sus componentes como hidrógeno y carbono hacen ciclo en la naturaleza, siendo estas sustancias parte de gases de petróleo, es su fuente natural que se van a utilizar como refrigerantes naturales por su menor impacto en el ambiente también por su alta eficiencia, permite que tengan una contribución indirecta más baja al calentamiento global, en relación con los refrigerantes sintéticos según lo establecido en el protocolo de Montreal el cual quiere la eliminación de todos los componentes de estas sustancias sintéticas que están afectando la capa de ozono.

A continuación en el Cuadro 12 se muestra la comparación de información de la cantidad promedio de los compuestos isobutano y propano, con la información general que nos proporciona los cuadros 1 y 4 encontradas en la bases de datos en forma general para estos con respecto a las cromatografías tomadas por las empresa Gas Natural y Almagas, véase cuadro 8 y 11, donde se puede observar como varía la cantidad promedio de los compuestos que forman parte de la materia prima utilizada.

Cuadro 12. Comparación de información de la cantidad promedio de isobutano y propano en el Gas Natural y GLP

Compuestos	Información general Cantidad promedio	Cromatografía Cantidad promedio
Gas Natural		
Propano	0.29	2.0449
Isobutano	0.11	0.2511
GLP		
Propano	66.65	17.8305
Isobutano	16.36	15.4109

Fuente: Gas Natural Fenosa y Almagas

Además de esto, se toman las cromatografías con los valores de los compuestos más bajos, con el objetivo de comprobar por medio de la simulación realizada en Aspen Hysys V 9.0, que a pesar de tener un bajo contenido de los compuesto, en este caso isobutano de 0.2511 en Gas Natural, en GLP 15.4109 y propano de 2.0449 en Gas Natural, en GLP 17.8305; se puede obtener buena cantidad de los

compuestos con un porcentaje en pureza de 99.5%; entre más puro este el compuesto va a ayudar que el funcionamiento de los refrigeradores sea el más óptimo, evitando el uso de mezclas y expulsión de sustancias contaminantes al ambiente, ayudando a cumplir con el propósito que el Protocolo Montreal ha impuesto en los países que están asociados para el cuidado de la capa de ozono.

3. SELECCIÓN DEL MÉTODO DE SEPARACIÓN PARA LA OBTENCIÓN DE ISOBUTANO Y PROPANO

En este capítulo se analizaron los siguientes procesos de separación: Destilación, membranas porosas y lecho de adsorción, con el propósito de obtener 99.5% en pureza de propano e isobutano, objeto de estudio, estos pueden ser utilizados como refrigerantes naturales, de manera que se puedan obtener beneficios ambientales y energéticos.

3.1 ISOBUTANO (R-600a)

El isobutano o metilpropano, es un combustible hidrocarburo en el país, su fórmula molecular es: $(\text{H}_3\text{C})_3\text{CH}$, se extrae del petróleo, del gas natural y de los gases producidos en el cracking. El porcentaje de isobutano es mayor en los gases procedentes del cracking catalítico, que en los del cracking térmico. El isobutano se usa en el procedimiento de la alquilación para producir heptanos y octanos ramificados²⁹.

Es importante cuando se está trabajando con refrigerantes de hidrocarburo, que tengan alta pureza ya que cualquier proporción con impurezas como sulfuros o agua, pueden contribuir a la degradación de los aceites lubricantes de la instalación y rotura de compresores. Si el hidrocarburo no es de alta pureza, pueden ir mezclados con este otros hidrocarburos, haciendo que varíen drásticamente las propiedades físicas y termodinámicas del hidrocarburo original³⁰.

A continuación, en la Cuadro 13, se encuentran las propiedades físicas y químicas del isobutano.

²⁹ Raymond E.Kirk, Donald F. Othmer, Enciclopedia de Tecnología Química, Tomo IX, Primera Edición, Unión Tipográfica Editorial Hispano-Americana, Pág, 149

³⁰ Ficha Técnica del Isobutano (R600a), disponible en internet: [https://www.construnario.com/ebooks/6730/fluidos%20frigor%C3%ADficos/refrigerantes%20naturales%20\(hidrocarburos\)/isobutano%20o%20r600a/ficha%20t%C3%A9cnica/files/publication.pdf](https://www.construnario.com/ebooks/6730/fluidos%20frigor%C3%ADficos/refrigerantes%20naturales%20(hidrocarburos)/isobutano%20o%20r600a/ficha%20t%C3%A9cnica/files/publication.pdf) (consultada 11 de Agosto de 2017)

Cuadro 13. Propiedades Físicas y químicas del Isobutano

REFRIGERANTE	R600a
Nombre	Isobutano
Fórmula	(CH ₃) ₃ CH
Temperatura crítica °C	135
Peso molecular kg/kmol	58.1
Punto normal de ebullición °C	-11.6
Presión a -25°C en bar (absoluto)	0.58
Densidad del líquido a -25°C kg/l	0.60
Densidad de vapor a -25/32°C en kg/m ³	1.3
Capacidad volumétrica a -25/55/32°C en kJ/m ³	373
Entalpía de Vaporización a -25°C en kJ/kg	376
Presión a 20°C en bar (absoluto)	3.0

Fuente: Danfoss, Aplicación práctica R600a Isobutano en sistemas refrigerados domésticos

3.1.1 Obtención del isobutano. El isobutano se obtiene por sintetización a nivel industrial en las refinerías de petróleo, a partir de los llamados halogenuros de alquilo³¹

3.1.2 Pureza del isobutano. Según Danfoss, las especificaciones para el R600a no se encuentran en los estándares internacionales. Algunos datos están incluidos en la norma alemana DIN 8960 de 1998, la cual es una versión ampliada de la ISO 916. La pureza del refrigerante se considera según su química y su estabilidad.³².

A continuación, en el Cuadro 14, se muestra las especificaciones para R600a de acuerdo con la norma anteriormente mencionada.

³¹Isobutano, disponible en internet <http://www.monografias.com/trabajos95/trabajo-isobutano/trabajo-isobutano.shtml>, (Consultado 11 de Agosto de 2017)

³² DANFOSS. Aplicación práctica del refrigerante R600a Isobutano en sistemas refrigerados domésticos, pág. 2 y 7

Cuadro 14. Especificaciones para R600a de acuerdo con la norma DIN 8960-1998

	Especificación	Unidad
Contenido de refrigerante	≥ 99.5	%masa
Impurezas orgánicas	≤ 0.5	% masa
1,3-Butadieno	≤ 5	ppm por masa
n-hexano	≤ 50	ppm por masa
Benceno	≤ 1	ppm por masa
Azufre	≤ 2	ppm por masa
Deslizamiento de temperatura evaporación	≤ 0.5	K(desde 5 a 97% destilación)
Gases no condensables	≤ 1.5	% vol. Fase vapor
Agua	≤ 25	ppm por masa
Contenido de ácidos	≤ 0.02	mg KOH/g neutralización
Residuos de evaporación	≤ 50	ppm por masa
Partículas/Sólidos	no	Revisión visual

Fuente: DANFOSS. Aplicación práctica R600a Isobutano en sistemas refrigerados domésticos

3.1.3 Aceites compatibles con el isobutano. El isobutano, así como los otros refrigerantes del tipo de hidrocarburo, tienen en general muy buena miscibilidad con cualquier tipo de lubricante. Debido a la buena solubilidad que existe entre los aceites minerales y estos refrigerantes, hay sistemas donde puede ser necesario utilizar aceites de mayor viscosidad para compensar ese exceso de solubilidad.

Los lubricantes que contienen silicona o silicatos no son recomendables. De cualquier manera, hay que seguir las instrucciones dadas o se utilicen los lubricantes recomendados por el fabricante del compresor³³.

A continuación, en el Cuadro 15, se muestran los tipos de aceites que son compatibles con el isobutano.

³³ Ficha técnica del isobutano (R600a), disponible en internet: [https://www.construnario.com/ebooks/6730/fluidos%20frigor%C3%ADficos/refrigerantes%20naturales%20\(hidrocarburos\)/isobutano%20o%20r600a/ficha%20t%C3%A9cnica/files/publication.pdf](https://www.construnario.com/ebooks/6730/fluidos%20frigor%C3%ADficos/refrigerantes%20naturales%20(hidrocarburos)/isobutano%20o%20r600a/ficha%20t%C3%A9cnica/files/publication.pdf) (Consultado el 11 de agosto de 2017)

Cuadro 15. Aceites compatibles con el isobutano

Lubricante	Compatibilidad
Mineral (M)	Compatible con refrigerantes de tipo hidrocarburos. Presentan excesiva solubilidad en aplicaciones de alta temperatura, es decir climatización o acondicionamiento de aire. Se puede compensar esta situación utilizando aceites minerales de mayor viscosidad.
Alquilbencenicos (AB)	Totalmente compatible.
Semisintéticos (M+AB)	La mezcla de aceite mineral y alquilbencénico es la más apropiada para trabajar con este tipo de refrigerantes.
Poliéster (POE)	Demasiada solubilidad con los hidrocarburos dependiendo de las condiciones de trabajo.
Polialquilenglicoles (PAG)	Solubles con hidrocarburos dependiendo de las condiciones de trabajo.
Polialfaolefinas (PAO)	Soluble con hidrocarburos, recomendado para aplicaciones de baja temperatura, es decir congelación.

Fuente: DANFOSS. Aplicación práctica del refrigerante R600a Isobutano en sistemas refrigerados domésticos.

3.1.4 Características del isobutano. En estas se pueden encontrar:

- Pueden recargarse los equipos en caso de fuga.
- Punto de ebullición a 1,013 bar = -12°C
- Clasificación seguridad = A3
- No es tóxico pero sí inflamable³⁴

3.1.5 Características ambientales del isobutano. En estas se encuentran:

³⁴ GAS SERVEI. Especialistas en refrigerantes. R600a (isobutano), disponible en internet: <http://www.gas-servei.com/es/fluidos/refrigerantes-hc/r-600a--isobutano-> (Consultado 11 de agosto de 2017)

- Tiene un potencial de destrucción de ozono (ODP) de cero y un potencial global de calentamiento (GWP) insignificante (< 3)
- Sus componentes como Hidrógeno (H₂) y Carbono (C), hacen ciclo en la naturaleza y además es una sustancia que hace parte de gases de petróleo, lo que se le puede considerar un refrigerante natural. Este puede ser un posible sustituto de los refrigerantes sintéticos ya que cuenta con una buena eficiencia energética, pero con algunas características distintas, lo cual implica que el diseño se debe adaptar a este refrigerante.

3.1.6 Aplicaciones del isobutano.

- Es un hidrocarburo utilizado en refrigeradores domésticos, el cual no está odorizado como los de uso doméstico. En pequeños aparatos de refrigeración comercial y máquinas expendedoras
- Preparación de aerosoles³⁵

3.1.7 Ventajas del isobutano.

- Ayuda a evitar el deterioro de la capa de ozono, por tanto es usado en los sistemas de refrigeración como sustituto de los clorofluorocarbonos
- Se usa para fabricar caucho sintético y pinturas de látex³⁶

3.1.8 Inflamabilidad y seguridad del isobutano.

Según el autor Danfoss “la principal desventaja del R600a es su inflamabilidad; esto implica un manejo determinado y precauciones de seguridad”.

A continuación en el Cuadro 16, se encontrarán los rangos permitidos de inflamabilidad del isobutano.

³⁵ DANFOSS. Aplicación práctica R600a Isobutano en sistemas refrigerados domésticos, pág. 2 y 7

³⁶ LUNAR, Orannys. RENGEL, José Miguel. LEMUS Hermes. Isobutano. República Bolivariana de Venezuela. Ministerios del poder popular para la educación. Cumaná, Sucre. Diciembre de 2010, disponible en internet: <http://www.monografias.com/trabajos95/trabajo-isobutano/trabajo-isobutano.shtml>

Cuadro 16. Inflamabilidad del Isobutano

Límite mínimo de Inflamabilidad (LIL)	1.5 %	Aprox. 38 g/m ³
Límite máximo de explosión (UIL)	8.5 %	Aprox. 203 g/m ³
Temperatura mínima de ignición	460°C	

Fuente: DANFOSS, Aplicación práctica del R290 propano en sistemas refrigerados domésticos

Son necesarias precauciones de seguridad en concentraciones grandes de isobutano debido a su inflamabilidad, en sus aplicaciones y en los procesos de producción. Los riesgos en estas situaciones son muy diferentes; para que se produzca un accidente se tienen que cumplir dos condiciones:

- Una es la mezcla inflamable de gas y aire
- El tipo de ignición a ciertos niveles de energía o temperatura

Estas dos condiciones se deben presentar juntas para la combustión, por tanto se tiene que evitar esta combinación³⁷.

3.2 PROPANO (R290)

El propano o R290, es un combustible hidrocarburo en el país, su símbolo químico es C₃H₈. Las fuentes de propano son el petróleo, el gas natural y los gases procedentes del cracking.

El propano es útil como combustible, refrigerante, disolvente y como material básico para hacer compuestos químicos; su uso más importante es la mezcla con el butano como gas licuado de petróleo. Este gas también se usa como combustible en motores, sobre todo en vehículos pesados como camiones y autobuses. En condiciones ambientales el propano es incoloro e inodoro, es 270 veces más denso como líquido que como vapor, es un abundante recurso de energía, es un posible sustituto para otros refrigerantes, con gran impacto ambiental, en sistemas herméticos pequeños como los refrigerantes, congeladores domésticos y comerciales³⁸.

³⁷ DANFOSS. Aplicación práctica del refrigerante R290 propano en sistemas refrigerados domésticos, p. 2 y 7

³⁸ Raymon E Kirk, Donald F Othmer, Enciclopedia de tecnología química, Tomo IX, primera edición, Unión Tipográfica Editorial Hispano Americana, 148 p

Las propiedades del R290 difieren de otros refrigerantes utilizados comúnmente en sistemas herméticos pequeños, como se muestra en el cuadro 17.

Cuadro 17. Propiedades Físicas y Químicas del Propano

Refrigerante	R290
Nombre	Propano
Fórmula	C ₃ H ₈
Temperatura crítica °C	96.7
Peso molecular en kg/kmol	44.1
Punto normal de ebullición °C	-42.1
Presión -25°C en bar (absoluto)	2.03
Densidad del líquido a -25°C en kg/l	0.56
Densidad vapor a -25/32 °C en kg/m ³	3.6
Capacidad volumétrica a -25/55/32°C en kJ/m ³	1164
Entalpía de vaporización a -25°C en kJ/kg	406
Presión a 20°C en bar (absoluto)	8.4

Fuente: DANFOSS. Aplicación práctica R290, Propano en sistemas refrigerados domésticos

3.2.1. Obtención del propano: El propano es obtenido del gas natural o de los gases de los procesos de cracking producidos en las instalaciones petroquímicas, subproducto del procesamiento del gas natural y refinación del petróleo³⁹.

3.2.2 Pureza del propano. Según Danfoss las especificaciones para el R290, no se encuentran en los estándares internacionales. Algunos datos están incluidos en la norma alemana DIN 8960 de 1998, la cual es una versión ampliada de la ISO 916. La pureza del refrigerante se considera según su química y su estabilidad.

Por el momento no existe en el mercado ningún refrigerante con la calidad acorde con los estándares oficiales. Las especificaciones de calidad deben ser revisadas con las empresas suministradoras en detalle. El gas licuado del petróleo para aplicaciones como carburantes con grado de pureza técnico de un 95% no es suficiente para sistemas de refrigeración herméticos. Los contenidos en agua, sulfuros y componentes reactivos deben estar por debajo de los niveles de garantía para estos productos.

A continuación, en el cuadro 18, se muestra las especificaciones para R600a de acuerdo con la norma anteriormente mencionada.

³⁹ CLARK, William Propane Gases. Butane-Propane News, ed. Handbook of Butane Inc., 1972

Cuadro 18. Especificaciones de R290 de acuerdo con la norma DIN 8960-1998

	Especificación	Unidad
Contenido en refrigerante	≥ 99.5	% masa
Impurezas orgánicas	≤ 0.5	% masa
1,3-Butadieno	≤ 5	ppm por masa
n-hexano	≤ 50	ppm por masa
Benceno	≤ 1	ppm por substancia
Azufre	≤ 2	ppm por masa
Deslizamiento de temperatura de evaporación	≤ 0.5	K(desde 5 a 97% destilación)
Gases no condensables	≤ 1.5	%vol. Fase vapor
Agua	≤ 25	ppm por masa
Contenido de ácidos	≤ 0.02	mg KOH/g neutralización
Residuos de evaporación	≤ 50	ppm por masa
Partículas/Sólidos	No	Revisión visual

Fuente: DANFOSS. Aplicación práctica R290, Propano en sistemas refrigerados domésticos

3.2.3 Aceites compatibles con el propano

El propano, lo mismo que el resto de refrigerantes del tipo hidrocarburos, tienen en general muy buena miscibilidad con cualquier tipo de lubricante. Debido a la buena solubilidad que existe entre los aceites minerales y estos refrigerantes, hay sistemas donde puede ser necesario utilizar aceites de mayor viscosidad para compensar el exceso de solubilidad⁴⁰.

A continuación, en el cuadro 19, se muestran los tipos de aceites que son compatibles con el propano.

⁴⁰ DANFOSS. Aplicación práctica del refrigerante R290 Propano en sistemas refrigerados domésticos, p. 2 y 7

Cuadro 19. Aceites compatibles con el propano

Lubricante	Compatibilidad
Mineral (M)	Compatible con refrigerantes de tipo hidrocarburo. Presentan excesiva solubilidad en aplicaciones de alta temperatura, es decir climatización o acondicionamiento de aire. Se puede compensar esta situación utilizando aceites minerales de mayor viscosidad.
Alquilbencenicos (AB)	Totalmente compatible.
Semisintéticos (M+AB)	La mezcla de aceite mineral y alquilbencénico es la más apropiada para trabajar con este tipo de refrigerantes.
Polioléster (POE)	Demasiada solubilidad con los hidrocarburos. Puede requerir utilizar POE de mayores viscosidades.
Polialquilenglicoles (PAG)	Solubles, dependiendo de las condiciones de trabajo.
Polialfaolefinas (PAO)	Soluble, recomendado para aplicaciones de baja temperatura, es decir congelación.

Fuente: GASSERVEI. R290 (propano). Especialistas engases refrigerantes y productos para la refrigeración, disponible en internet: <https://www.gas-servei.com/images/Ficha-tecnica-R290.pdf>

3.2.4 . Características del propano. En estas se encuentran:

- Pueden recargarse los equipos en caso de fuga.
- Gas licuado comprimido inodoro, incoloro
- Punto de ebullición a 1,013 bar = -42.10°C
- Punto de inflamación = -104°C
- Límites de inflamabilidad, % en volumen en el aire 2.1% - 9.5%
- Energía mínima de ignición =25 mJ⁴¹

⁴¹CISTEMAS. Centro de información de sustancias químicas, emergencias y medio ambiente. Características del propano. 1 p

3.2.5 Características ambientales del propano.

- Tiene un potencial de destrucción de ozono (ODP) de cero y un potencial global de calentamiento (GWP) insignificante (< 3). Además, sus componentes como hidrógeno (H_2) y carbono (C) hacen ciclo en la naturaleza, es una sustancia que hace parte de gases de petróleo que es una fuente natural, por lo que se le pueden considerar un refrigerante natural.
- Este puede ser un posible sustituto de los refrigerantes sintéticos ya que cuenta con una buena eficiencia energética, pero con algunas características distintas, lo cual implica que el diseño se debe adaptar a este refrigerante⁴².

3.2.6 Ventajas del propano.

- El propano se usa ampliamente como combustible para calefacción central
- Tiene un alto poder calorífico de 12.052 Kcal/kg
- Usar propano es rentable, porque produce muchas más unidades de energía que muchas otras fuentes de combustible
- Es un combustible de combustión eficiente y los aparatos que utilizan propano tienen un periodo de amortización de ahorro de energía mucho más corto que otras fuentes de combustible
- Es una fuente de energía bastante segura⁴³

3.2.7 Aplicaciones del propano.

- Se emplea como combustible para uso doméstico, comercial, industrial, hornos, secadoras, calderas
- Como combustible en motores de combustión interna y turbinas de gas para generación de electricidad

⁴² DANFOSS. Aplicación práctica del refrigerante R290a Propano en sistemas refrigerados domésticos, p. 2 y 7

⁴³ FITZGERALD, Helen. Advantages & Disadvantages of Using Propane. Sciencing. Disponible en internet: <http://sciencing.com/advantages-disadvantages-using-propane-12028888.html>. 13 March 2018.

- En la industria química, es uno de los productos usados para la síntesis del propano

- Gas refrigerante (R290)⁴⁴

3.2.8 Inflamabilidad y seguridad del propano.

Según Danfoss, la principal desventaja del R290 es el riesgo de inflamabilidad, causa por la que se deben tomar precauciones de seguridad especial para su manejo.

A continuación, en el Cuadro 20, se encontrarán los rangos permitidos de inflamabilidad del propano.

Cuadro 20. Inflamabilidad del Propano

Límite mínimo de Inflamabilidad (LIL)	2.1%	Aprox. 39 g/m ³
Límite máximo de explosión (UIL)	9.5%	Aprox. 177 g/m ³
Temperatura mínima de ignición	470°C	

Fuente: DANFOSS. Aplicación práctica del R290 propano en sistemas refrigerados domésticos

Son necesarias las precauciones de seguridad en concentraciones grandes de propano debido a su inflamabilidad, en sus aplicaciones y en los procesos de producción. Los riesgos en estas situaciones son muy diferentes. Para que se produzca un accidente se tienen que cumplir dos condiciones:

- Una mezcla inflamable de gas y aire
- El tipo de ignición a ciertos niveles de energía o temperatura⁴⁵

3.3 PROCESOS DE SEPARACIÓN

Se analizaron tres (3) diferentes procesos de separación: destilación, membranas inorgánicas porosas y lecho fijo de adsorción; se escogieron estos (3) métodos de separación porque son los más usados en la industria química y de petróleos; para

⁴⁴ R.W James, J.F Missenden. International Journal of Refrigeration. Elsevier., 1992. Disponible en internet: www.sciencedirect.com/science/article/pii/014070079290033Q

⁴⁵ DANFOSS. Aplicación práctica del refrigerante R290a Propano en sistemas refrigerados domésticos, p. 2 y 7

la obtención de propano e isobutano se tomó como referencia el artículo realizado por estudiantes de la Universidad Simón Bolívar llamado procesos para purificación de propano como refrigerante R290, se tomó la explicación de estos tres (3) métodos y se aplica para el Gas Natural (en la obtención de propano e isobutano) y GLP (obtención de isobutano) comprobando por medio del análisis PUGH, cual es el método viable para la obtención de los compuestos mencionados al porcentaje de pureza del 99.5% y aplicando este método en el simulador en Aspen Hysys para mostrar la factibilidad de estos.

A continuación, se explican los diferentes procesos de separación:

3.3.1 Destilación. Se puede definir como la operación cuyo fin, es la separación de dos o más líquidos miscibles mediante la ebullición, en donde los vapores obtenidos se recuperan y se condensan como producto deseable, dichos vapores son más ricos en el líquido o líquidos más volátiles, mientras que los fondos, o líquidos remanentes, son más ricos en las sustancias menos volátiles⁴⁶.

Una columna de destilación es el ente físico que promueve la transferencia de masa entre la fase líquida y vapor para que ocurra la separación deseada y debe estar constituida internamente por el tipo de plato de relleno o de empaque adecuado.

Para hidrocarburos livianos menores a 10 carbonos, la ecuación de estado Peng-Robinson, predice un pequeño margen de error las propiedades del sistema líquido-vapor, fallando sólo cerca del punto crítico.

Para la separación de un componente de forma pura a partir de una mezcla multicomponente, se requerirá un total de $n-1$ fraccionadores para lograr la separación completa de un sistema de n componentes.

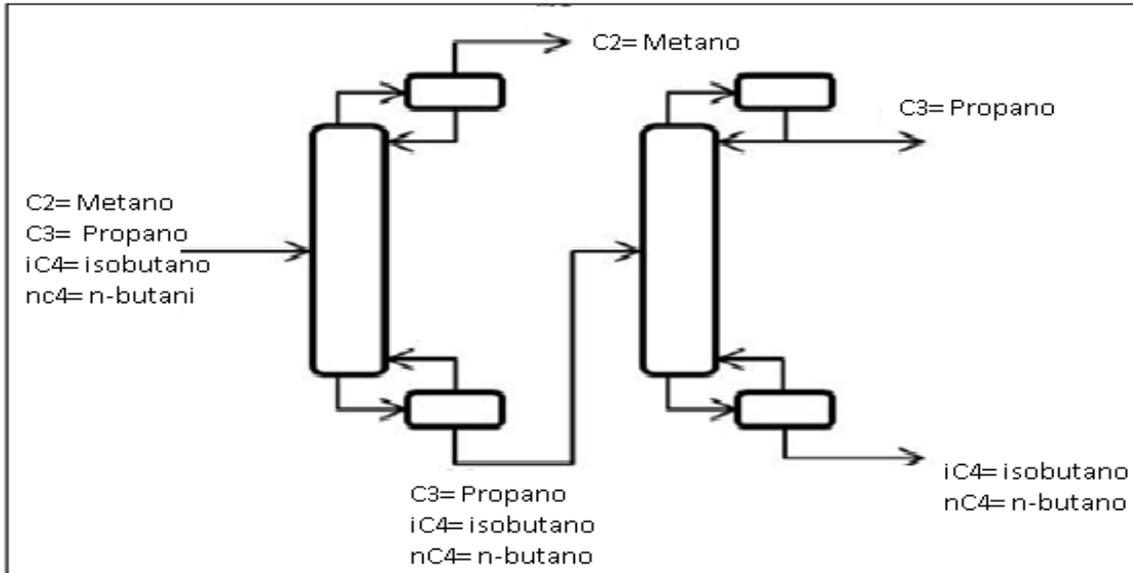
En la separación de la corriente original en tres corrientes producto mediante el uso de columnas de destilación es posible la combinación de las mismas en secuencia directa o indirecta.

El método de destilación directa (en la columna hay separación del etano en primer lugar) se obtiene una recuperación de propano, al 85% en pureza y 80 kmol/h del productor.

⁴⁶ BOYACÁ M, Luis Alejandro. Destilación. En virtual pro, procesos industriales. Mayo ,2008. No 76, 3 p

La secuencia directa se separa primero el componente más volátil en la primera columna, como se muestra en la figura (3).

Figura 3. Proceso de destilación forma directa

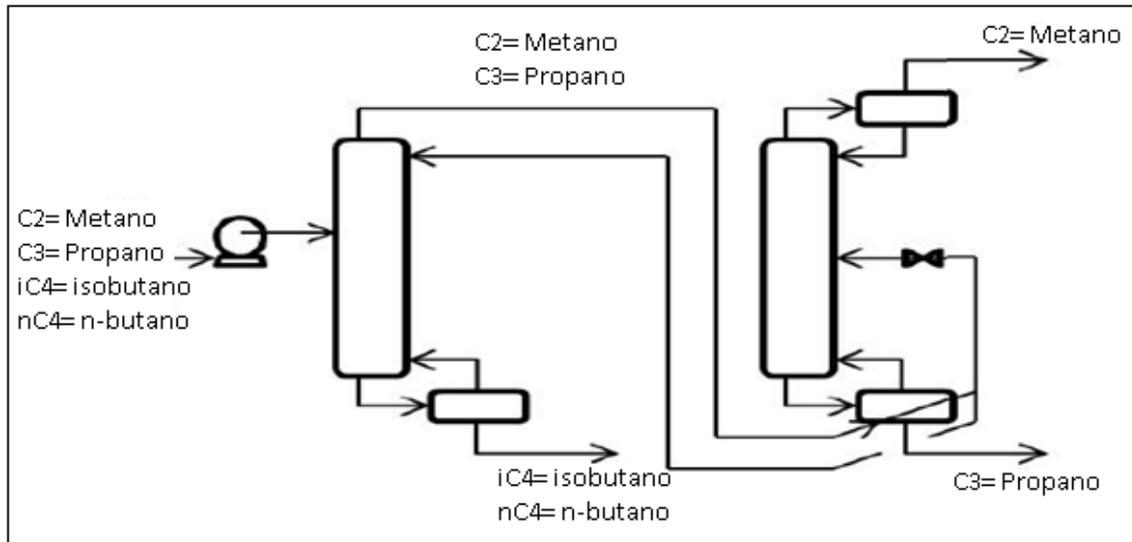


Fuente: Maldonado Rainier, Angulo Andrea, Cival Katherine, García Ricardo, Suárez Marianne. Procesos para purificación de propano como refrigerantes R290, En: Revista de la faculta de ingeniería U.C.V, noviembre 2013, vol 29, no 1, p 101-114.

El proceso de destilación por el método indirecto (en la columna de destilación primero se retiran los butanos) es un método de separación recomendable, porque en este hay una optimización de 236 kW en consumo energético por cada 100 kmol/h procesado en la separación para la obtención de propano sin necesidad de utilizar un proceso adicional para la obtención del compuesto mencionado; usando este método de separación se obtiene un porcentaje en pureza del 99.5% y recuperación de 90 kmol/h del producto, el cual va a ser comprobado por medio del simulador Aspen Hysys, con los datos proporcionados de las cromatografías dadas en el capítulo 2.

La secuencia indirecta se separa el componente más pesado. Como se muestra en la figura (4).

Figura 4. Proceso de destilación forma indirecta, integración térmica



Fuente: Maldonado Rainier, Angulo Andrea, Cival Katherine, García Ricardo, Suárez Marianne. Procesos para purificación de propano como refrigerantes R290, En: Revista de la faculta de ingeniería U.C.V, noviembre 2013, vol 29, no 1, p 101-114.

La caída de presión en la columna y el cálculo del diámetro deben hacerse mediante el uso de correlaciones que se adapten a su hidrodinámica

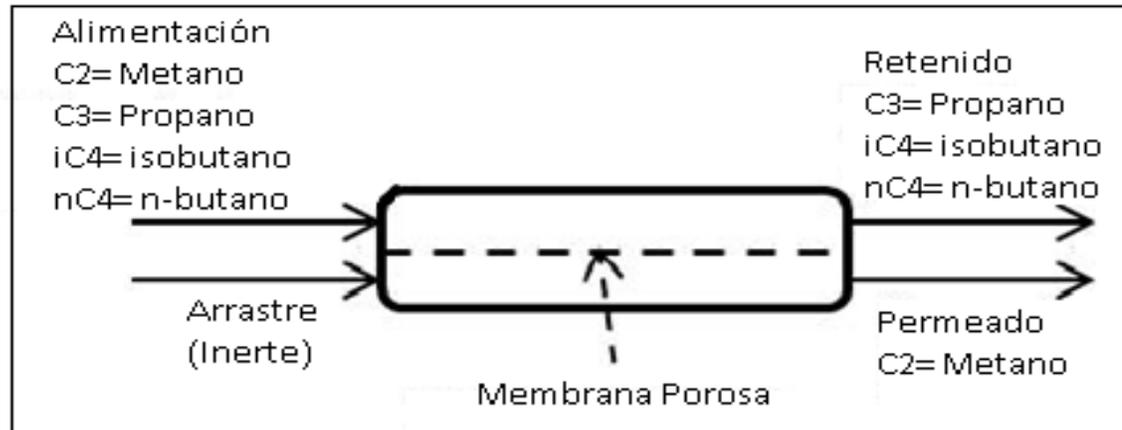
3.3.2 Membranas inorgánicas porosas. La separación por membranas es un proceso aplicado a la industria con el cual se logran altos porcentajes de eficiencia. Esta tecnología compite económicamente con otros procesos tales como el intercambio iónico, absorción y otros, por su bajo consumo energético, sus características de tecnologías limpias y su reducido costo total.

Para la obtención del 99.5% en pureza, en el proceso de membranas inorgánicas porosas, se necesita un aumento en el área de transferencia de 200 m², habiendo pérdida del producto retenido, por el aumento del flujo permeado, para la obtención de una cantidad del 85% en recuperación del producto se requiere un aumento de temperatura de operación que favorece la permeancia, obteniendo un 85% en pureza de propano retenido, habiendo disminución en la cantidad de los compuestos. Por consiguiente se recurre a la separación por per - vaporación, donde hay disminución en la temperatura de la corriente, con este cambio de temperatura hay disminución en la pureza del propano retenido debido a la disminución del flujo permeado; trabajar con presiones al vacío del lado permeado favorece la permeancia, pero implica consumo energético para generar dicha presión; para la disminución de la presión parcial del permeante se realiza con la inyección de 100Kmol/h de gas inerte en el permeado, como resultado un aumento

del 90% en pureza para el propano retenido, habiendo disminución en la cantidad de los compuestos ; no es muy recomendable la utilización de este gas porque es muy costoso y contamina el producto permeado.

La membrana funciona como una pared de separación selectiva ver figura (5), donde ciertas sustancias atraviesan la membrana y otras quedan atrapadas en ella⁴⁷.

Figura 5. Obtención de isobutano y propano por membranas



Fuente: Maldonado Rainier, Angulo Andrea, Cival Katherine, García Ricardo, Suárez Marianne. Procesos para purificación de propano como refrigerantes R290, En: Revista de la faculta de ingeniería U.C.V, noviembre 2013, vol 29, no 1, p 101-114.

Las membranas que se utilizan para operaciones unitarias de separación pueden ser poliméricas o inorgánicas.

La de tipo poliméricas son las más utilizadas, aunque muchas veces no cumplen con los requerimientos estructurales y funcionales de muchos de los campos potenciales de aplicación de estas tecnologías en la industria de proceso.

En este caso se enfocará el estudio de materiales de membranas inorgánicos.

Las cerámicas porosas pueden clasificarse según su tamaño de poro promedio, siendo de interés para las separaciones que son de interés, las membranas meso-porosas presentan un diámetro de poro de 2nm y 50nm y las micro-porosas un

⁴⁷ VARGAS PÉREZ, N., GARCÍA LORA, R., M. CASTELLANOS ESTUPIÑÁN, J. E., PÉREZ ZAMORA, A.; MARTÍNEZ ROBAINA, M. evaluación de la separación con membranas en la cerveza Tímina Tecnología Química, vol. XXIX, núm. 2, mayo-agosto, 2009, 3 p

diámetro menor a 2nm, entre estos materiales se encuentran la γ -alúmina, sílicas y zeolitas.

Los materiales cerámicos tienen la ventaja de ser estables a altas temperaturas y de no deformarse ante condiciones de operación extremas. Tienen una alta selectividad y permeabilidad, en la industria se utilizan para obtener un producto de mayor pureza que es el que podría obtener empleando otro método de separación, además de implicar una menor cantidad de energía suministrada de flujo a través de una membrana por per-vaporación

En una membrana, el flujo másico que se obtiene por la permeación a través del medio poroso, se conoce como “permeado” y la parte de la mezcla que no difundió a través de la membrana como retenido.

Una corriente de fluido inerte alimentada en el lado permeado, o corriente de arrastre, puede favorecer la transferencia de los componentes a través de la membrana por disminución de la concentración de los mismos en el lado permeado.

La per-vaporación posee diversas aplicaciones en la industria, tales como son la remoción de agua en solventes orgánicos o en muestras de solventes, deshidratación de alcoholes, separación de mezclas orgánicas y separación de ácidos. Es un proceso de separación en el cual uno o más componentes de una mezcla líquida, difunden a través de una membrana selectiva, evaporándose a baja presión en el lado permeado⁴⁸.

3.3.3 Lecho fijo de absorción. La afinidad de una especie química (adsorbato), hacia una partícula sólida (adsorbente) puede determinar la selectividad de la separación de una mezcla líquida o gaseosa.

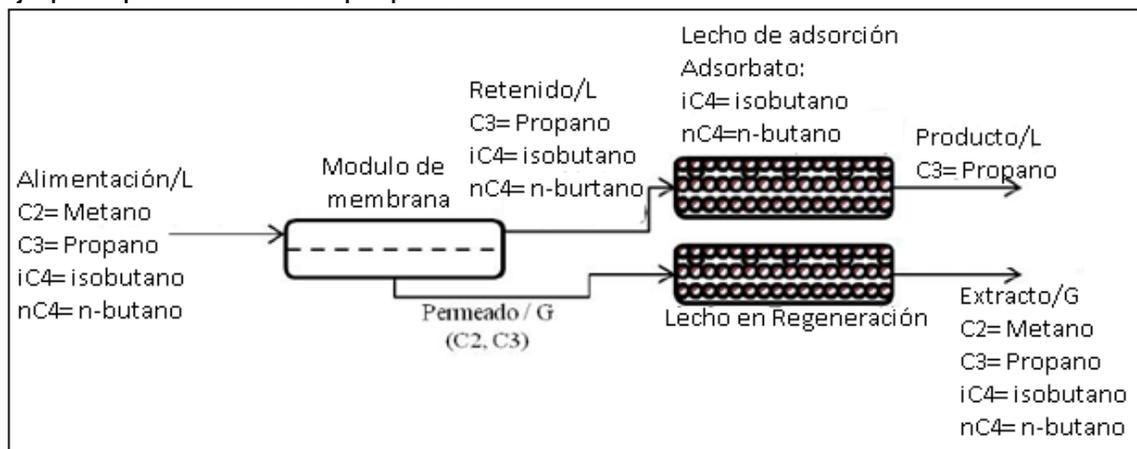
Las fuerzas de interacción adsorbato-adsorbente pueden ser de diferente índole, que van desde la similitud del tamaño de la molécula del adsorbato con los poros de sólido, hasta las fuerzas de enlace covalente, la magnitud de esta energía de adsorción aumenta cuando mayor es la afinidad de la especie química que absorbe en los sitios activos del sólido.

⁴⁸ MALDONADO Rainier, ANGULO Andrea, CIVIL Katherine, GARCÍA Ricardo, SUÁREZ Marianne. Procesos para purificación de propano como refrigerantes R290, En: Revista de la faculta de ingeniería U.C.V, noviembre 2013, vol. 29, no 1.

Este se utiliza como segunda opción para obtener completamente el propano que se pasó por las membranas inorgánicas porosas; en este proceso se realiza con el fin de retirar el isobutano de la corriente de propano, habiendo caída de presión en el lecho es de 55 kPa/m, lo que permite que la molécula procesada se encuentre en estado líquido porque la temperatura de operación es de 288 K; habiendo una disminución máxima de 1,25 K en la temperatura del fluido que atraviesa el lecho, una vez la separación del isobutano con el propano es realizada es necesario regenerar el lecho de adsorción; en esta regeneración se puede pasar por una corriente de arrastre gaseosa a condiciones ambientales de 100 kPa y 303 K, esta corriente inerte puede ser de nitrógeno, con esta corriente gaseosa puede obtener hasta un 95% de propano, pero su presión total es de 100 kPa, lo cual permite regenerar el lecho por disminución de presión. La economía de la combinación de las membranas inorgánicas porosas y lecho fijo de adsorción radica en que la operación puede darse a temperatura ambiente sin necesidad de incremento de presión en el proceso, pero no se está obteniendo el porcentaje propuesto al inicio de este numeral 3.4 de esta investigación

La operación de adsorción en lecho fijo se opera con una columna adicional donde se regenera el sólido adsorbente, por remoción del adsorbato con una corriente a baja presión. El permeado gaseoso obtenido de la per-vaporación puede inyectarse como corriente para regenerar el lecho saturado, como se muestra en la figura (6).

Figura 6. Procesos de per-vaporación y adsorción de presión alternante de lecho fijo para purificación del propano



Fuente: Maldonado Rainier, Angulo Andrea, Cival Katherine, García Ricardo, Suárez Marianne. Procesos para purificación de propano como refrigerantes R290, En: Revista de la faculta de ingeniería U.C.V, noviembre 2013, vol 29, no 1, p 101-114.

3.4 MÉTODO DE SEPARACIÓN VIABLE PARA LA OBTENCIÓN DE ISOBUTANO Y PROPANO AL 99.5%.

En esta parte, se muestra cómo se realizó el proceso de selección del método de separación factible para la obtención de isobutano y propano a partir de Gas Natural y GLP al 99.5% en pureza.

Este se enfocó de los procesos que se explicaron en los numerales 3.3.1, 3.3.2 y 3.3.3, del presente trabajo, esto se realizó con datos basados de una experimentación realizada por estudiantes de la Universidad Simón Bolívar en el artículo llamado procesos para purificación de propano como refrigerante R290, aunque en este artículo solo se realizó para la purificación del propano, en este proyecto de investigación se utilizó el mismo procedimiento pero para la obtención y purificación del propano e isobutano, así demostrar si se obtiene la pureza deseada de estos, si es factible realizarlo o que otro procedimiento se debe realizar para la obtención al 99.5% en pureza para el propano e isobutano

Para la ayuda de la selección del método de separación más factible para la obtención en pureza de isobutano y propano al 99.5%, se determinó por medio de la matriz de análisis PUGH, el cual es una herramienta cuantitativa que permite comparar opciones, mediante un arreglo multidimensional (una matriz de decisiones). La utilización de esta herramienta solo implica la utilización de siete pasos:

1. Desarrollar o elegir criterios para la comparación
2. Seleccionar los factores a comparar.
3. Dibuja la matriz
4. Asignación de pesos a factores
5. Defina una línea de base
6. Generando puntajes de factores
7. puntajes de criterios de cálculo

Los criterios de comparación en una matriz de análisis PUGH generalmente se generan como resultado de otros procesos.

Una vez que se han logrado identificar los factores y criterios, se puede dibujar una matriz con, los criterios donde se enumeran por el eje x y los factores a lo largo del eje y. Incluido en esta matriz columnas para los diversos totales que se generarán por el análisis, así como una fila para el factor de ponderación que se aplicará como se ve en el cuadro 22.

Asignar ponderaciones a factores es un componente crítico del proceso. Todos los factores que se identificará no serán igualmente importante, por lo que un mecanismo debe ser puesto en lugar para "ponderar" los factores con respecto a su importancia relativa.

El siguiente paso es definir una línea base para la comparación. En muchos casos, esta línea base será el producto o los servicios actuales, pero al diseñar un nuevo producto o servicio, la línea base tendrá que ser uno de los criterios alternativos identificados.

Para cada factor la alternativa actual se evalúa con respecto a la línea base como: mejor (+1), el mismo (0) o peor (-1). También es posible usar escalas de calificación más finas como como: 3, 2, 1, 0, -1, -2, -3 para crear una escala de siete puntos. Independientemente del número de puntos, los números positivos deben reflejar calificaciones deseables y los números negativos deben reflejar calificaciones indeseables.

Para completar el proceso de clasificación, se generarán tres (3) puntajes: el número de más puntaje, el número de puntuaciones negativas, las puntuaciones y totales generales. El total general se calcula restando el número de puntajes negativos del número de más puntajes. El total ponderado es el puntaje multiplicado por el factor de ponderación respectivo.

Es importante recordar que los criterios con este puntaje más alto no son necesariamente para la mayoría importante, pero los puntajes relativos proporcionan un mecanismo útil para generar un orden de lista de prioridades o tomar una decisión sobre el orden para abordar los problemas.⁴⁹.

Como se observa en el Cuadro 21, muestra los datos que se tuvieron en cuenta a la hora de escoger el método de separación viable, como lo muestra el cuadro 22, se escoge la mejor opción para el proceso de separación y obtención de isobutano y propano con los requerimientos que se han venido planteado al inicio de este capítulo.

⁴⁹ CERVONE, H Frank. Using Pugh matrix analysis in complex decisión - making situations. June,2009, p 2-4

Cuadro 21. Datos de los procesos de separación

Criterios	Factores			
	Destilación directa	Destilación indirecta	Membranas inorgánicas porosas	Lecho fino de adsorción
Energía utilizada	N/A	236 KW	No utiliza	No utiliza
% pureza deseada	85%	99,5%	85%	95%
Cantidad del componente	80 kmol/h	90 kmol/h	80 kmol/h	
Utilización de otro método de separación	No	No	Si	Si

Fuente: CERVONE, H Frank. Using Pugh matrix analysis in complex decision - making situations. June, 2009, p 2-4

Como se puede evidenciar en el cuadro 21, en la sección de energía utilizada para destilación directa, los autores del artículo no añadieron la parte cuantitativa si no cualitativa, mencionando que este consumía mayor energía y que no era muy recomendable para la obtención de los compuestos deseados, aunque se evidencia que en los siguientes criterios muestra la parte cuantitativa de este proceso; en los siguientes factores se puede evidenciar los diferentes valores que van a ser evaluados en el cuadro 22 por medio de la matriz PUGH, para comprobar cuál de estos métodos de separación es el más favorable para la obtención de propano e isobutano, tiene más favorabilidad de obtener los dos compuestos al 99.5% en pureza objeto de estudio de este proyecto de investigación.

Cuadro 22. Método Puhg para la selección del método de separación para isobutano y propano

	Energía utilizada (kW)	Porcentaje de pureza (%)	Cantidad del componente	Utilización del método de separación	Tot al +	Tot al +	Total general
Factor 1 Destilación Directa	-1	-1	0	0		-2	-2
Factor 2 Destilación indirecta	+1	+1	0	0	2		2
Factor 3 Membranas inorgánicas	0	-1	-1	-1		-3	-3
Factor 4 Lecho fijo de adsorción	0	-1	-1	-1		-3	-3

Fuente: CERVONE, H Frank. Using Pugh matrix analysis in complex decision - making situations. June, 2009, p 2-4

Con los datos guía que fueron tomados del artículo procesos para purificación de propano como refrigerante R290, realizado por los ingenieros Rainer Maldonado, Andrea Angulo, Katherine Cival, Ricardo García y Marianne Suárez, para la materia prima GLP; este se tomó como referencia para ser usado en el análisis de la separación de los compuestos propano e isobutano del Gas Natural; para comprobar que método es el más recomendable para la separación de estos compuestos, se realizó un análisis por medio de la matriz PUGH, donde se encontró el mejor método de separación.

En el cuadro 22 se realizó el análisis, donde observa que el método favorable para la obtención de propano e isobutano a partir de Gas Natural y GLP es la destilación indirecta, se llegó a este resultado porque es uno de los procesos con mayor puntaje de los otros procesos de manera positiva, además muestra que cumple con el requerimiento, objeto de estudio de este proyecto como lo es, pureza de los compuestos, pero este va a ser comprobado por medio de una simulación en Aspen Hysys V 9.0

4. DESARROLLO DE LA INGENIERÍA CONCEPTUAL DE LA SEPARACIÓN PARA LA OBTENCIÓN DE ISOBUTANO Y PROPANO.

En este capítulo se observa por medio de la ingeniería conceptual la viabilidad técnica del proyecto, esto es un estudio previo en el requerimiento que necesita para el desarrollo del proyecto, en esta solo se realizó la simulación para destilación indirecta, método el cual se obtuvo por medio del análisis PUGH, para la separación de la materia prima de Gas Natural y GLP que se utilizó para la obtención de isobutano y propano.

El diseño conceptual según James Douglas, en el libro diseño conceptual de los procesos químicos en la parte II, habla que hay 6 tipos de diseño:

1. Información de entrada y batch contra continuo. A menudo se debe diseñar un proceso basado en una cantidad mínima de información que normalmente está disponible en las etapas iniciales de un problema de diseño, en la cual está:

- Las reacciones y las condiciones de reacción
- La tasa de producción deseada
- La pureza del producto deseada o alguna información sobre precio versus pureza
- Las materias primas y / o alguna información sobre precio versus pureza
- Información sobre la tasa de reacción y la derivación del catalizador de tasa
- Cualquier restricción de procesamiento
- Otra planta y datos del sitio
- Propiedades físicas de todos los componentes
- Información sobre la seguridad, toxicidad e impacto ambiental de los materiales involucrados en el proceso
- Datos de costo para productos, equipos y utilidades

2. Estructura de entrada y salida del diagrama de flujo: Para comprender las decisiones necesarias para fijar la estructura de entrada y salida de un diagrama

de flujo, simplemente se dibuja un recuadro alrededor del proceso total. Por lo tanto, se enfoca la atención en qué materias primas se alimentan al proceso y qué productos se eliminan. Dado que los costos de las materias primas normalmente caen en el rango del 33 al 85% de los costos totales de procesamiento, queremos calcular estos costos antes de agregar cualquier otro detalle al diseño, en estas se encuentran:

- Batch Vs Continuo
 - Estructura de salida y entrada del diagrama de flujo
 - Reciclar la estructura del diagrama de flujo
 - Estructura general del sistema de separación
 - a. sistema de recuperación de vapor
 - b. sistema de separaciones líquidas
 - Red de intercambio de calor
3. Estructura de reciclo del diagrama de flujo: Como ya sé que decidió sobre la estructura de entrada-salida del diagrama de flujo, se agrega el siguiente nivel de detalle. De las discusiones anteriores se sabe que la distribución del producto domina el sistema de separación como una caja negra, y se consideran los detalles de la separación. Las decisiones que arreglan la estructura de reciclaje del diagrama de flujo.
4. Sistema de separación: Aquí se considera solo la síntesis de un sistema de separación para recuperador gaseoso y componentes líquidos.
- La discusión se divide en tres partes separadas
- Estructura general, sistema de recuperación de vapor y sistema de separación de líquidos.
 - Se debe tener en cuenta determinar el mejor sistema de separación en función del variables de diseño, es decir, el rango de las variables de diseño operación rentable
 - Estudios económicos previos ayudan a simplificar el esfuerzo computacional.
5. Redes de intercambio de calor: La conservación de la energía siempre ha sido importante en el diseño del proceso. Por lo tanto, era una práctica común instalar intercambiadores de efluente de alimentación alrededor de reactores y columnas

de destilación. Sin embargo, se ha desarrollado un enfoque radicalmente diferente que toma en consideración la integración energética del proceso total en las últimas dos décadas.

6. Diagrama de costos y la selección rápida de alternativas de proceso: La síntesis y análisis previos permiten estimar las condiciones óptimas de diseño (utilizando un conjunto de estudios de casos) para una única alternativa de proceso. Por supuesto, el objetivo es encontrar la mejor alternativa posible. Sin embargo, antes de seguir adelante, se quiere estar seguros de que se entienden los costos asociados con la alternativa que se ha seleccionado. Como primer paso en esta evaluación, debemos considerar alguna forma de resumir la información de costos⁵⁰.

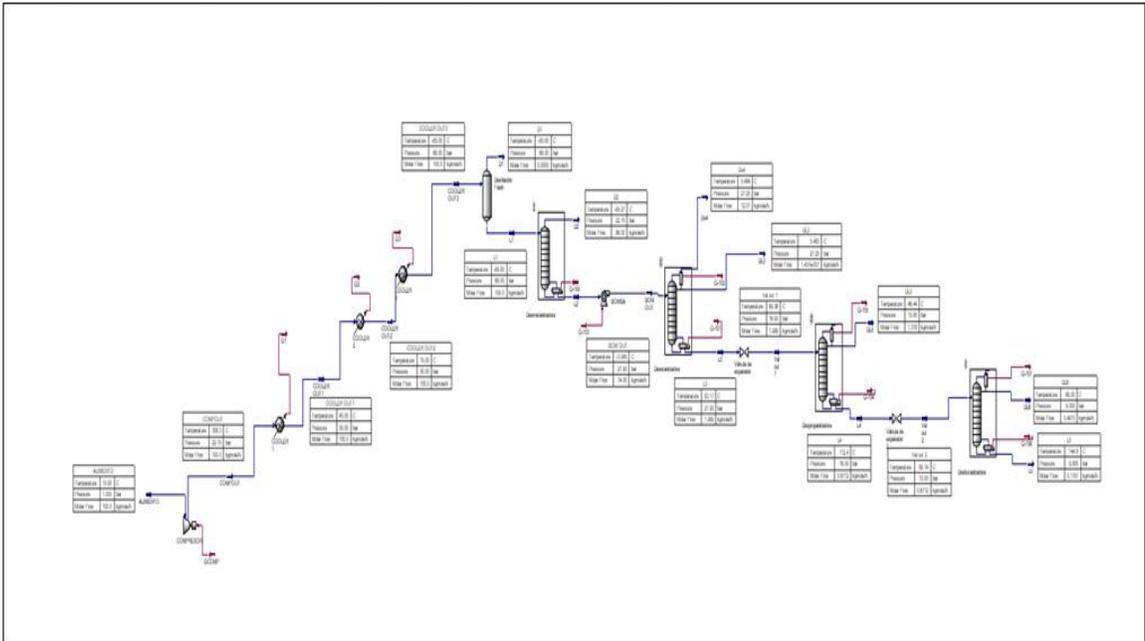
En esta parte se basó en el nivel de diseño conceptual No. 1, el cual se tomó la cantidad de información mínima, porque este proyecto se basa específicamente en tomar los datos dados de las cromatografías de la materia prima Gas Natural y GLP, donde se ingresó en el simulador por medio de esto se pasa por una serie de equipos, donde este de forma teórica y con los datos mínimos ingresados arroje una idea de cómo se podría obtener el propano e isobutano con la pureza deseada, cantidad de producción y lo que posiblemente se puede obtener aparte de los compuestos ya mencionados.

4.1 DIAGRAMAS DE FLUJO DE LOS PROCESOS

4.1.1 Diagrama de flujo del Gas Natural. En este se muestra los equipos y sus respectivas condiciones de operación de temperatura, presión y masa molar en entradas y salidas, véase imagen 1 y anexo en la parte final de este proyecto.

⁵⁰ DOUGLAS, James M. Conceptual desing of chemical processes. En: Developing a conceptual desing and finding the best flowsheet. McGraw-Hill book company, 1988. p 57-153

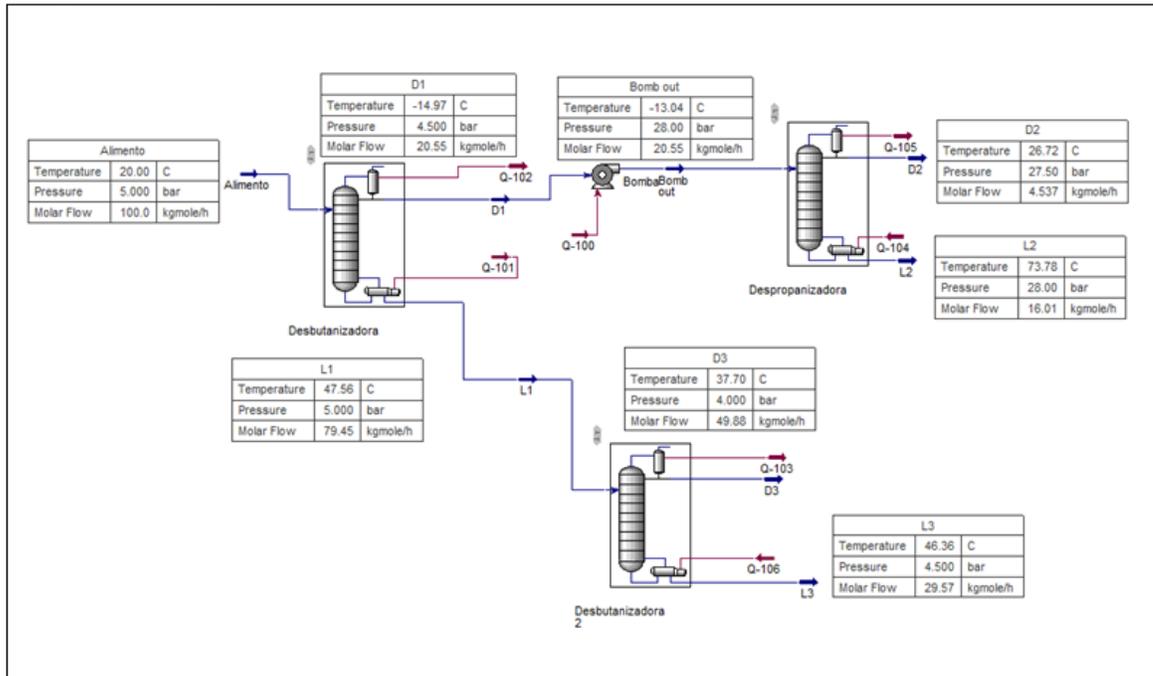
Imagen 1. Diagrama de flujo del proceso de separación del Gas Natural



Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

4.1.2 Diagrama de flujo del GLP. En este se muestra los equipos y sus respectivas condiciones de operación de temperatura, presión y masa molar en entradas y salidas, véase imagen 2 y anexo en la parte final de este proyecto.

Imagen 2. Diagrama del procesos de separación del GLP



Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

4.2 DESCRIPCIÓN DE LA SIMULACIÓN

En esta unidad se muestra el paso a paso de la simulación realizada a las materias primas Gas Natural y GLP, para la obtención de isobutano y propano al 99.5%, por el método de separación destilación indirecta que se seleccionó en el numeral 3.4 de este proyecto, tomado del artículo purificación de propano como refrigerante R290, realizado por los ingenieros Rainer Maldonado, Andrea Angulo, Katherine Cival, Ricardo García y Marianne Suárez, quienes realizaron el estudio de factibilidad para aumentar la pureza de la corriente de propano líquido.

Realizar esta simulación es importante, porque en este se muestra el paso a paso del funcionamiento de una serie de equipos con diferentes condiciones de operación para obtener isobutano y propano a partir de las materias primas Gas Natural y GLP; para la realización de este proceso se tomaron los datos dados de las cromatografías de Gas Natural y GLP dadas en el capítulo 2 de este proyecto y como se explicó en este mismo, los datos se tomaron del pozo de menor cantidad de gas que pudiera proporcionar, para así saber la cantidad que se puede obtener después de todo el proceso de simulación, con su respectivo porcentaje de pureza objeto de estudio de este proyecto de investigación, como los autores del artículo tomaron el GLP, para la realización del experimento en el programa de simulación llamado Pro II, con estos resultados se va a corroborar que se obtendrán los

mismos resultados en el simulador Aspen Hysys con requerimientos y condiciones diferentes, también se aplicó al isobutano para mostrar que si es se puede separar con éxito y si se puede obtener de la misma manera como se le realizó al propano.

En estos procesos de simulación, se puede definir la eficiencia de separación de los equipos, especialmente de las columnas, en donde se puede observar que para el Gas Natural no se tiene una eficiencia del 100% (separación en una sola columna), porque se tiene que pasar por varias columnas para poder separar cada uno de los compuestos para así llegar a los compuestos objetivo, siendo esta una eficiencia del 20% de cada columna, para llegar al objetivo planteado de pureza, si se observa en el GLP, para la obtención de los compuestos ya mencionados, la eficiencia de cada columna es del 80%, porque en estas solo se requieren de 2 columnas para la producción del isobutano y propano, siendo este el proceso factible y rápido para la obtención de estos compuestos.

Este mismo proceso se le realizó al Gas Natural, pero como este tiene más compuestos a separar, por consiguiente en el proceso de simulación se requirió de más equipos para poder llegar al mismo resultado de obtención, separación y pureza del isobutano y propano.

4.2.1 Proceso de obtención de isobutano y propano al 99.5% a partir de Gas Natural

En el proceso para la obtención de isobutano y propano a partir de Gas natural, se realizó la simulación en Aspen Hysys V 9.0, esta es una herramienta ingenieril poderosa, ha sido creada para programas de diseño de interfaces, capacidades ingenieriles y operaciones interactivas, dando un acercamiento en el modelado estacionario, este es fundamental, porque la selección de operaciones y propiedades del programa, permite el modelado de un amplio rango de procesos de confianza.

Este paso a paso se muestra a continuación:

Se ingresó en la parte de propiedades del programa en la carpeta paquete de fluidos, los componentes del Gas Natural en estado gaseoso como los son CO₂, N₂, etano, metano, propano, i-butano, n-butano, i-pentano, n-pentano y n-hexano con los datos del cuadro 9 del capítulo 2, con un paquete de propiedades Peng-

Robinson, el cual es un modelo ideal para el cálculo de la densidad de los líquidos para sistemas de hidrocarburos menores de 10 carbonos.⁵¹.

Se pasa al ambiente de simulación en donde se comienza con la corriente de alimento.

Se crea una corriente de materia el cual se le nombró Alimento, donde se especifica flujo de 100 Kmol/h, temperatura 15°C, presión 1bar y composiciones que fueron tomadas de la cromatografía del cuadro 9, capítulo 2 de este proyecto de la materia prima Gas Natural, donde se va a trabajar a condiciones ambientales como se recomienda en el artículo procesos para purificación de propano como refrigerante R290, realizado por los ingenieros Rainer Maldonado, Andrea Angulo, Katherine Cival, Ricardo García y Marianne Suárez.

En el cuadro 23 y 24, se observan los datos de entrada de la materia prima, en este caso Gas Natural y composiciones de cada uno de los compuestos que conforma esta materia prima, el cual se va a simular.

También se observan en los anexos los datos que se introdujeron en el simulador y resultados obtenidos en cada uno de los equipos; en donde este muestra una barra de color verde, esto quiere decir que cumplió con todos los parámetros y datos que necesita el sistema para realizar el proceso de simulación y continuación de este; los datos de los cuadros que se van a mostrar en este capítulo son los datos tomados de estos anexos para que sea mejor explicado y se pueda evidenciar mejor los valores que se le dio a cada equipo y los resultados que se están obteniendo en cada uno de estos y las que continuaran en este documento.

Cuadro 23. Condiciones de entrada corriente de alimento

Alimento		
Temperatura	15	°C
Presión	1	Bar
Masa molar	100	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

⁵¹ KAMMARUDDIN, Mohd. HAMID, Abb. Hysys: an introduction to chemical engineering simulation. Malasia, 2007.

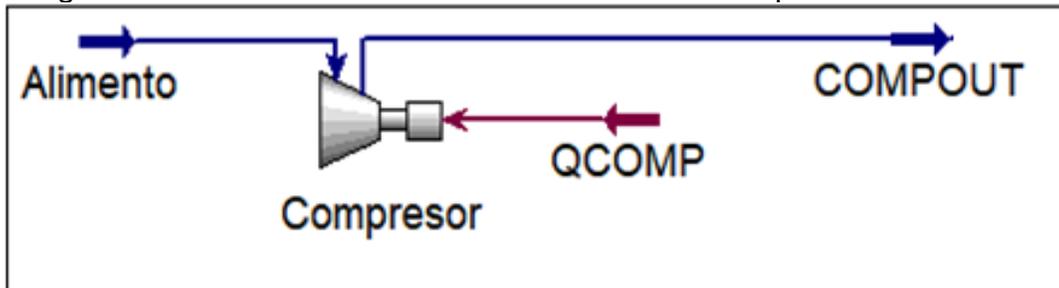
Cuadro 24. Composiciones de los compuestos del Gas Natural en la corriente de alimento

Compuestos	Fracciones molares	Fase de vapor
Nitrógeno	0,0081	0,0081
CO2	0,0360	0,0360
Metano	0,8280	0,8280
Etano	0,1006	0,1006
Propano	0,0204	0,0204
I- butano	0,0025	0,0025
N- butano	0,0024	0,0024
I- pentano	0,0004	0,0004
N- pentano	0,0002	0,0002
N- hexano	0,0012	0,0012

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

La corriente de alimento se pasa a un compresor, como se observa en la imagen 3 donde compout es salida del compresor y Qcomp es calor del compresor.

Imagen 3. Conexión de la corriente de alimento al compresor



Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

El compresor ayuda al aumento en la presión donde pasa de 1 bar a 22.75 bares véase cuadro 25 y temperatura de 15 °C a 308.3 °C, esto se hizo con el fin de llegar a la saturación, realizando un proceso de licuefacción al Gas Natural, porque son gases que tienen constantes de distribución grandes, que están muy lejanos a la condición de separación, por tanto se presiona para que entren en mezcla y se asegure que cuando ingrese en el flash adiabático se separe los compuesto volátiles, siendo esta mezcla compleja, el cual está conformada por los compuestos mencionados al inicio.

Cuadro 25. Condiciones de entrada en el compresor

Compresor		
Presión de alimentación	1	Bar
Presión del producto	22.75	Bar
Masa molar	100	Kgmol/h
Energía	1.373e+006	kJ/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

A continuación, se muestra en el cuadro 26, las condiciones de salida del compresor o Compout (compresor salida)

Cuadro 26. Condiciones corriente de salida del compresor

Salida del compresor		
Temperatura	308.3	°C
Presión	22.75	Bar
Masa molar	100	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Todos estos compuestos se diferencian por sus constantes de distribución, este es diferente para los componentes como CO₂, N₂, etano y metano, son gases que se pueden encontrar líquidos lejos de la saturación y todavía falta para llegar a la saturación de estas, porque son diferentes de la mezcla de hidrocarburo, porque el CO₂ se comporta diferente a los hidrocarburos y estos se pueden obtener en encendedores como combustible líquido, mientras que el nitrógeno y CO₂ sea un poco para llegar a la parte líquida, son cambios fuertes que se requieren de presión y temperatura, para obtenerlos líquidos.

En el cuadro 27 se observa que los compuestos del Gas Natural siguen en estado vapor.

Cuadro 27. Composiciones de salida del compresor

Compuestos	Fracciones molares	Fase de vapor
Nitrógeno	0,0081	0,0081
CO2	0,0360	0,0360
Metano	0,8280	0,8280
Etano	0,1006	0,1006
Propano	0,0204	0,0204
I- butano	0,0025	0,0025
N- butano	0,0024	0,0024
I- pentano	0,0004	0,0004
N- pentano	0,0002	0,0002
N- hexano	0,0012	0,0012

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Después de presionar como se muestra en el cuadro 28 e imagen 4, esta corriente pasa por el primer (1) cooler o enfriadores de tres (3)

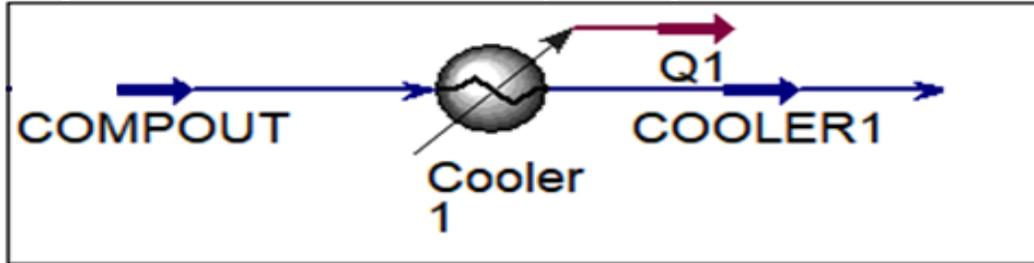
Estos se utilizan para mantener en estado líquido estos compuestos porque al ser muy presionado se calienta pasando de una temperatura de 15 °C a 308.3 °C y presiones de 15 bares a 22.75 bares , (véase cuadros 23 y 26). Al haber aumento de temperatura las moléculas comienzan a chocar entre sí, porque no se encuentra aún en condición de líquido, éstas se están oponiendo para hacer el cambio de fase, por ese motivo se pasa la corriente de salida del compresor al Cooler 1 para enfriar para que estas moléculas puedan llegar a la condición de saturación, véase condiciones de operación en cuadro 29; en este caso sería pasar de 308.3 °C a 40°C y presiones de 22.75 bares a 50 bares.

Cuadro 28. Condiciones de operación Cooler 1

Cooler 1		
Duty	1.383e+006	kJ/h
Temperatura de alimento	308.3	°C
Temperatura del producto	40	°C

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Imagen 4. Corriente de salida del compresor ingresando al Cooler 1



Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Cuadro 29. Condiciones de salida Cooler 1

Corriente de salida del Cooler 1		
Temperatura	40	°C
Presión	50	Bar
Masa molar	100	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

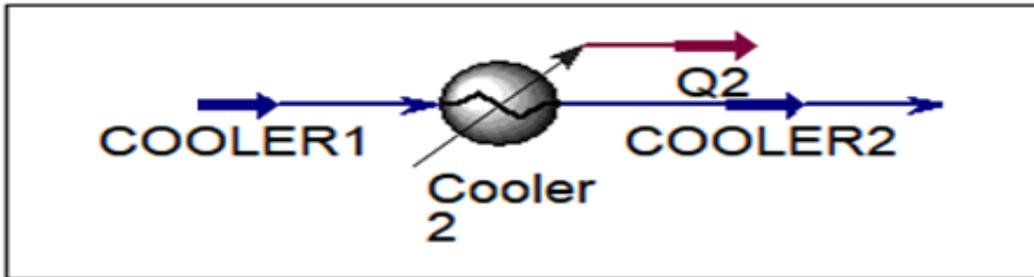
Cuadro 30. Composiciones en la salida del Cooler 1

Compuestos	Fracciones molares	Fase de vapor
Nitrógeno	0,0081	0,0081
CO2	0,0360	0,0360
Metano	0,8280	0,8280
Etano	0,1006	0,1006
Propano	0,0204	0,0204
I- butano	0,0025	0,0025
N- butano	0,0024	0,0024
I- pentano	0,0004	0,0004
N- pentano	0,0002	0,0002
N- hexano	0,0081	0,0081

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En la Imagen 5 se observa que al ser pasado la corriente de salida del compresor por el Cooler 1 no se evidencian cambios de fase, porque sigue estando en fase vapor, por tanto la corriente de salida del Cooler 1, pasa por un Cooler 2 véase cuadro 31 condiciones de operación del este e imagen 4.

Imagen 5. Corriente de salida del Cooler 1, ingreso al Cooler 2



Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Cuadro 31. Condiciones de operación Cooler 2

Cooler 2		
Duty	1.177e+005	kJ/h
Temperatura de alimento	40	°C
Temperatura del producto	15	°C

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 32 se observa que al pasar la corriente de salida del Cooler 1, el cual estaba a una temperatura de 40 °C en la salida del Cooler 2 llegando a 15 °C, volviendo a la temperatura inicial, esto hace que no se favorezca el proceso realizado, véase cuadro 33.

Cuadro 32. Condiciones de salida Cooler 2

Corriente de salida del Cooler 2		
Temperatura	15	°C
Presión	50	Bar
Masa molar	100	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En la imagen 9 se observa que al no haber el enfriamiento necesario la materia prima se conserva en fase vapor.

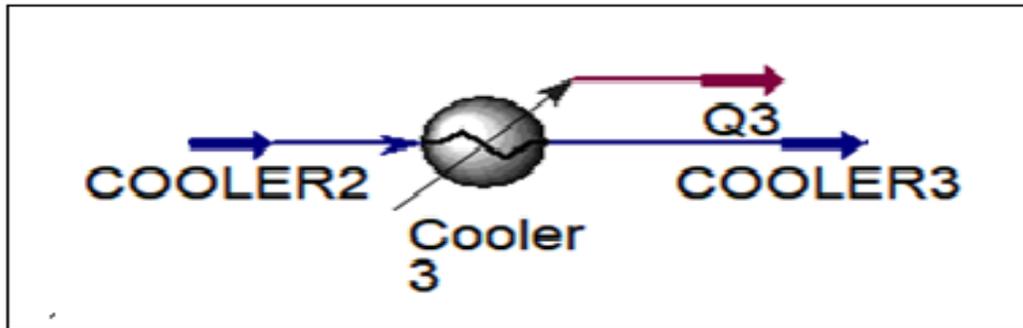
Cuadro 33. Composiciones de la corriente de salida del Cooler 2

Compuestos	Fracciones molares	Fase de vapor
Nitrógeno	0,0081	0,0081
CO2	0,0360	0,0360
Metano	0,8280	0,8280
Etano	0,1006	0,1006
Propano	0,0204	0,0204
I- butano	0,0025	0,0025
N- butano	0,0024	0,0024
I- pentano	0,0004	0,0004
N- pentano	0,0002	0,0002
N- hexano	0,0012	0,0012

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Por consiguiente al no tener un cambio favorable de temperatura, llegando a la del alimento de 15 °C se pasa la corriente de salida del Cooler 2 a un Cooler 3, véase cuadro 34, donde se observa condiciones de operación para enfriarlo más, e imagen 6.

Imagen 6. Corriente de salida Cooler 2, ingresando al Cooler 3



Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Cuadro 34. Condiciones de operación Cooler 3

Cooler 3		
Duty	9.847e+005	kJ/h
Temperatura de alimento	15	°C
Temperatura del producto	-85	°C

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Pasando la corriente de salida del Cooler 2 al Cooler 3 se puede observar que hay un enfriamiento de la materia prima de 15°C a -85 °C, logrando que esta llegue a su estado líquido saturado completamente, véase cuadro 34 habiendo cambio en la presión el cual se había mantenido a 50 bar aumentando 68 bar, como se muestra en el cuadro 35 e imagen 11.

En el estado en que se encuentra la materia prima se es más factible que haya separación, de tal manera que se empiece el proceso de obtención de isobutano y propano al 99.5%.

Cuadro 35. Condiciones de salida Cooler 3

Corriente de salida del Cooler 3		
Temperatura	-85	°C
Presión	68	Bar
Masa molar	100	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

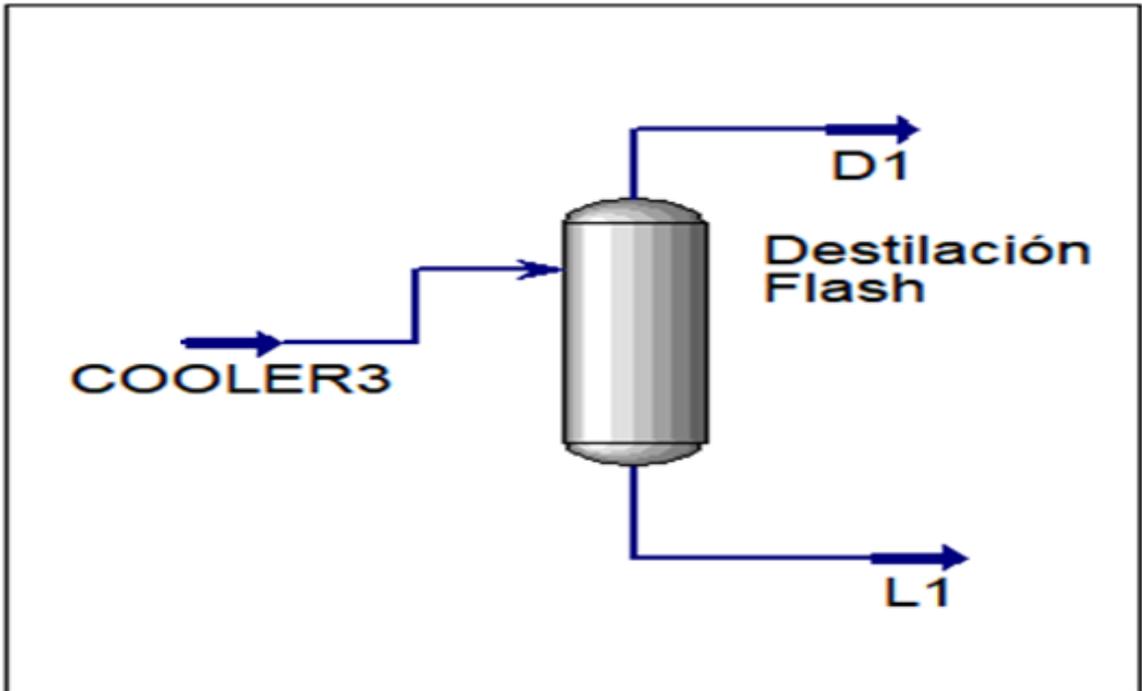
Cuadro 36. Composiciones de salida del Cooler 3

Compuestos	Fracciones molares	Fase de vapor
Nitrógeno	0,0081	0,0081
CO2	0,0360	0,0360
Metano	0,8280	0,8280
Etano	0,1006	0,1006
Propano	0,0204	0,0204
I- butano	0,0025	0,0025
N- butano	0,0024	0,0024
I- pentano	0,0004	0,0004
N- pentano	0,0002	0,0002
N- hexano	0,0012	0,0012

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

La corriente que sale del Cooler tres (3), va a alimentar una columna flash, véase cuadro 37 e imagen 7 el cual debe estar en mezcla en condición de saturación, esto quiere decir que está en estado líquido saturado en donde una fracción del líquido la materia prima se puede pasar a vapor al agregarse calor y este sería vapor saturado, esto quiere decir que el compuesto puede coexistir en líquido y vapor, al ser ingresada a la columna se está realizando una distribución por equilibrio de fases, esto pasa en una etapa teórica, como se mencionó al inicio, se ingresa la corriente de la mezcla que está en estado gaseoso a condiciones de saturación se lleva a líquido saturado y como está en mezcla llega a una etapa de equilibrio, las composiciones líquido van a ser diferentes que la del vapor y debido a esa distribución genera una distribución en la parte de los livianos y pesados, prácticamente se va a realizar una distribución entre hidrocarburos clásicos y lo gases de N₂, CO₂, etano y metano.

Imagen 7. Corriente de salida del Cooler 3 ingresando en la columna flash



Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Cuadro 37. Condiciones de operación en la columna flash

Columna flash		
Tipo de separador	Separador	
Temperatura del separador	-85	°C
Presión del separador	68	Bar
Masa molar líquida	100	Kgmol/h
Duty	0	kJ/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

A continuación, en el cuadro 38 y cuadro 39, se muestra la separación de la materia prima en el destilado y fondos al ser pasada por la columna flash.

Cuadro 38. Condiciones de salida de la columna en D1

Corriente de salida D1 en la columna		
Temperatura	-85	°C
Presión	68	Bar
Masa molar	0	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Cuadro 39. Composiciones de cada uno de los compuestos en la parte del destilado D1 de la columna flash

Compuestos	Fracciones molares	Fase líquida	Fase de vapor
Nitrógeno	0,0081	0,0081	0,0081
CO2	0,0360	0,0360	0,0360
Metano	0,8281	0,8280	0,8281
Etano	0,1006	0,1006	0,1006
Propano	0,0204	0,0204	0,0204
I- butano	0,0025	0,0025	0,0025
N- butano	0,0024	0,0024	0,0024
I- pentano	0,0004	0,0004	0,0004
N- pentano	0,0002	0,0002	0,0002
N- hexano	0,0012	0,0012	0,0012

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 40, en la salida del destilado en la fase líquida (Liquid Phase) y fase vapor (vapour Phase) se puede evidenciar que aún no hay separación de los compuestos o que haya pérdida de estos ni siquiera en la fase vapor que es en donde esta predominando.

Cuadro 40. Condiciones de salida de la columna en L1

Corriente de salida L1 en la columna		
Temperatura	-85	°C
Presión	68	Bar
Masa molar	100	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En la imagen 41 se observa que permanecen las mismas condiciones de composición de los compuestos que en el destilado.

Cuadro 41. Composiciones de cada uno de los compuestos en la parte de los fondos L1 de la columna flash

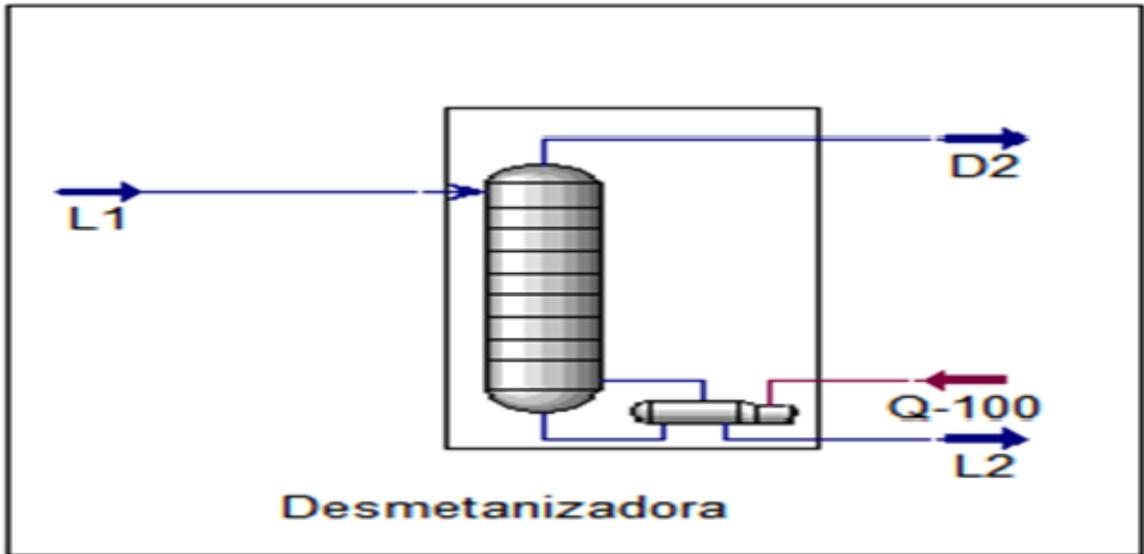
Compuestos	Fracciones molares	Fase líquida	Fase de vapor
Nitrógeno	0,0081	0,0081	0,0081
CO2	0,0360	0,0360	0,0360
Metano	0,8280	0,8280	0,8280
Etano	0,1006	0,1006	0,1006
Propano	0,0204	0,0204	0,0204
I- butano	0,0025	0,0025	0,0025
N- butano	0,0024	0,0024	0,0024
I- pentano	0,0004	0,0004	0,0004
N- pentano	0,0002	0,0002	0,0002
N- hexano	0,0012	0,0012	0,0012

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Como se mencionó anteriormente, al no observarse separación en los compuestos se toma como solución pasar la corriente L1 por una columna desmetanizadora, sin condensador véase imagen 8, como esta corriente contiene nitrógeno (N₂) y dióxido de carbono (CO₂), no se puede ingresar a un condensador para evitar temperaturas criogénicas.

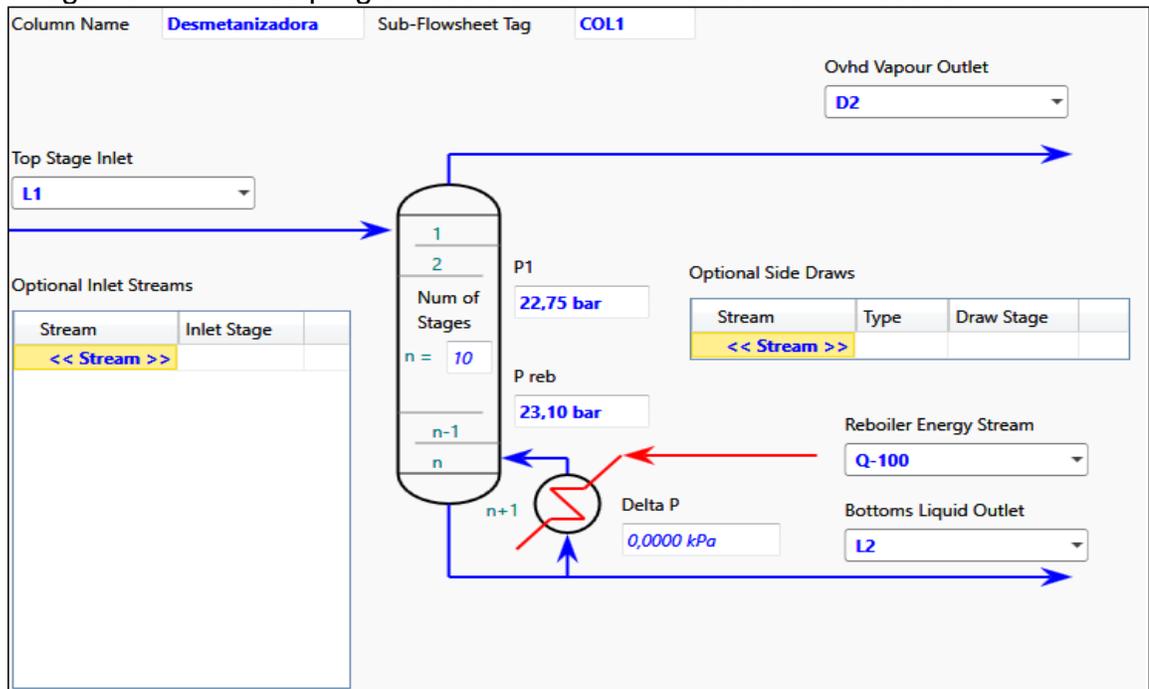
En esta torre se pusieron unas especificaciones de diseño y presiones que se están manejando, la especificación de diseño que se ingreso fue el flujo de destilado en la cima (D2) fueron 86 mol/h que es la suma de contenido de nitrógeno, dióxido de carbono y metano mayormente, véase cuadro 42 y para las presiones como se tienen una presión de 68 bar en la corriente L1, entonces en la columna desmetanizadora se le programa la presión en la cima (D2) de 22.75 y en fondos de 23.10 bar, de manera que en la sumatoria sea un total de 45.85 bar de manera que no sea mayor que el valor de presión en la entrada de la columna para así tener conversión en esta y no haya sobre especificación en la columna. Véase imagen 9.

Imagen 8. Corriente L1, ingresando a la columna desmetanizadora



Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Imagen 9. Presiones programadas en la columna desmetanizadora



Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Cuadro 42. Condiciones de operación de la desmetanizadora

Desmetanizadora		
Valor de especificación (1)	86	Kgmol/h
Valor de especificación calculado (1)	86	Kgmol/h
Valor de especificación calculado (2)	14	Kgmol/h
Valor de especificación calculado (3)	3.450	
Error de especificación (1)	-1.013e-005	
La especificación esta activa (1)	1	
Convergencia	Convergió	
Cantidad de bandejas	10	

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 43 se observa que hubo un cambio en la temperatura al ser pasada por la desmetanizadora que pasa de -85°C a -95.27°C y cambio de presión de 68 bar a 22.75 bar

Cuadro 43. Condiciones de salida de la desmetanizadora en D2

Corriente de salida D2 en la desmetanizadora		
Temperatura	-95.27	°C
Presión	22.75	Bar
Masa molar	86	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 44 se observa pérdida de composición en los compuestos en cimas o D2 de CO₂, N₂, etano, metano y propano que por ser tan volátiles tienden a irse por la parte de cimas o D2, observándose que el metano se fue completamente por la cima o D2 y los compuestos menos volátiles como i-butano, n-butano, i-pentano, n-pentano y n-hexano se van a fondos.

Cuadro 44. Composiciones en la corriente de destilado D2

Compuestos	Fracciones molares	Fase de vapor
Nitrógeno	0,0095	0,0095
CO2	0,0151	0,0151
Metano	0,9628	0,9628
Etano	0,0123	0,0123
Propano	0,0003	0,0003
I- butano	0,0000	0,0000
N- butano	0,0000	0,0000
I- pentano	0,0000	0,0000
N- pentano	0,0000	0,0000
N- hexano	0,0000	0,0000

Fuentes: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En la corriente de fondos o L2 véase cuadro 45 la temperatura es de -3,694°C y la presión de 23.10 bares, como se había mencionado anteriormente la presión que se había programado en la columna para que favorezca la separación de los compuestos.

Cuadro 45. Condiciones de salida de la desmetanizadora en L2

Corriente de salida L2 en la desmetanizadora		
Temperatura	-3.694	°C
Presión	23.10	Bar
Masa molar	14	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En la parte de las composiciones se observa que ya no hay presencia de metano en la corriente L2 como se mencionó anteriormente se retiró todo por la parte de cimas o D2, por consiguiente en el cuadro 46 se observa que no hay presencia de N₂, por tanto hay un compuesto menos a retirar de la materia prima, quedan trazas de CO₂, etano, propano y como se mencionó anteriormente los menos volátiles se encuentran en la parte de los fondos.

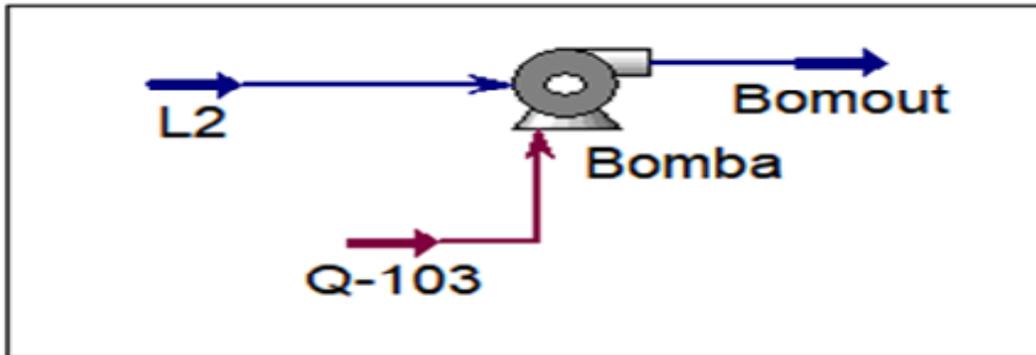
Cuadro 46. Composiciones en la corriente de fondos o L2

Compuestos	Fracciones molares	Fase de vapor
Nitrógeno	0,0000	0,0000
CO2	0,1641	0,1641
Metano	0,0000	0,0000
Etano	0,6434	0,6434
Propano	0,1441	0,1441
I- butano	0,0179	0,0179
N- butano	0,0174	0,0174
I- pentano	0,0031	0,0031
N- pentano	0,0017	0,0017
N- hexano	0,0083	0,0083

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Luego la corriente de fondo L2 se pasa por una bomba con el objetivo de subir la presión 50 bares, para pasarla a la siguiente columna véase imagen 19 y cuadro 47 de las condiciones de operación.

Imagen 10. Ingreso de la corriente de fondos L2 a la bomba



Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Cuadro 47. Condiciones de operación de la bomba

Bomba		
Delta p	480	kPa
Poder	0,1737	kW
Presión de alimento	23.10	Bar
Presión del producto	27.90	Bar
Masa molar	14	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

A continuación, en el cuadro 48 y cuadro 49 se observa las condiciones de entrada en la columna desetanizadora y cantidad de contenido de cada uno de los compuestos.

Cuadro 48. Condiciones de salida de bomba

Corriente de salida bomba		
Temperatura	-3.045	°C
Presión	27.90	Bar
Masa molar	14	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Cuadro 49. Cantidad de cada uno de los compuestos de la corriente de salida de la bomba

Compuestos	Fracciones molares	Fase de vapor
Nitrógeno	0,0000	0,0000
CO ₂	0,1641	0,1641
Metano	0,0000	0,0000
Etano	0,6434	0,6434
Propano	0,1441	0,1441
I- butano	0,0179	0,0179
N- butano	0,0174	0,0174
I- pentano	0,0031	0,0031
N- pentano	0,0017	0,0017
N- hexano	0,0083	0,0083

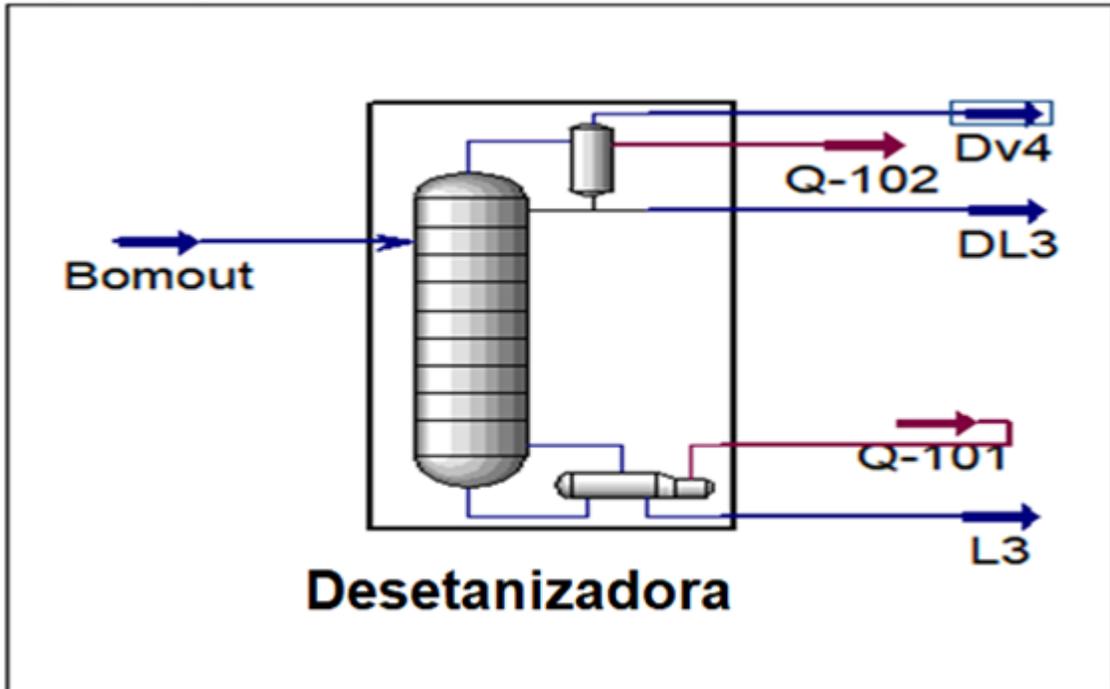
Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

La corriente de salida de la bomba se ingresa a una columna desetanizadora, véase cuadro 50, como en la corriente aún quedan trazas de CO₂, se utiliza un condensador parcial para retirar el CO₂ que queda en la fase vapor, esto se realiza porque este compuesto no se puede condensar o si no crea una temperatura criogénica.

Al tener un condensador parcial se especifican 3 corrientes:

1. El valor límite de reflujo fue de tres (3), porque se está dando más importancia a la disminución del consumo de calor en el proceso, respecto a la altura de columna requerida
2. La corriente de destilado líquido, porque todo se va a sacar como vapor
3. Composición, que tanto etano se puede sacar por los fondos, esto se hace con el fin que no haya etano en los fondos, así se evita que salga por las otras corrientes, si se deja salir mas no se va a lograr la composición que se quiere.

Imagen 11. Ingreso de la corriente de salida de la bomba a la desetanizadora



Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

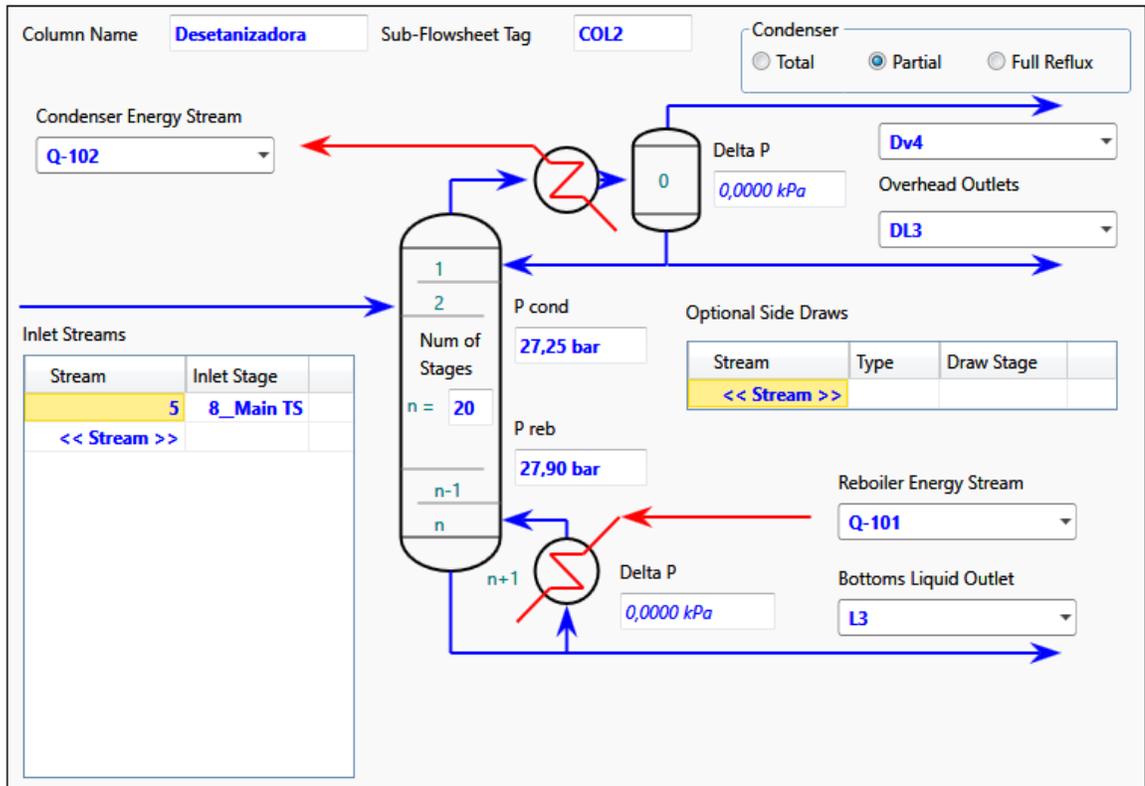
Cuadro 50. Condiciones de operación de la desmetanizadora

Desmetanizadora		
Valor de especificación (1)	3	
Valor de especificación (2)	6	Kgmol/h
Valor de especificación (6)	0.1	
Valor de especificación (7)	2e-004	
Valor de especificación calculado (1)	3	
Valor de especificación calculado (2)	12.01	Kgmol/h
Valor de especificación calculado (3)	1.457e-007	Kgmol/h
Valor de especificación calculado (4)	36.03	Kgmol/h
Valor de especificación calculado (5)	1.989	Kgmol/h
Valor de especificación calculado (6)	7.838 e-002	
Valor de especificación calculado (7)	2.001 e-004	
Error de especificación (1)	1.233 e-005	
Error de especificación (2)	1.002	
Error de especificación (3)	-9.298 e-000	
Error de especificación (6)	-0.2162	
Error de especificación (7)	2.739 e-004	
La especificación esta activa (1)	1	
La especificación esta activa (3)	1	
La especificación esta activa (7)	1	
Convergencia	Convergió	
Cantidad de bandejas	20	

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Imagen 12, se observa, que como en la desmetanizadora, también se programan condiciones en el de presión en el condensador de 27.25 bares y en el re boiler de 27.90 bares.

Imagen 12. Condiciones de presión en la desetanizadora



Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 51 se observa la parte líquida en el destilado DL3, hay un cambio de temperatura de -3.694°C a 5.484°C , habiendo una disminución de temperatura y como se programó la presión en la columna queda con una presión de 27.25 bares.

Cuadro 51. Condiciones de salida de la desetanizadora en DL3

Corriente de salida DL3, liquido en la desetanizadora		
Temperatura	5.484	$^{\circ}\text{C}$
Presión	27.25	Bar
Masa molar	1.457e-007	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 52, se observa que hay trazas de CO_2 , etano y propano, pero en menores proporciones.

Cuadro 52. Composiciones en la corriente del destilado DL3, en la parte líquida

Compuestos	Fracciones molares	Fase de vapor	Fase líquida
Nitrógeno	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0982	0,1913	0,0982
Metano	0,0000	0,0000	0,0000
Etano	0,7468	0,7499	0,7468
Propano	0,1549	0,0588	0,1549
I- butano	0,0000	0,0000	0,0000
N- butano	0,0000	0,0000	0,0000
I- pentano	0,0000	0,0000	0,0000
N- pentano	0,0000	0,0000	0,0000
N- hexano	0,0000	0,0000	0,0000

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 43 se observa que en la parte vapor Dv4 del destilado sigue con la misma temperatura de -3.694°C a 5.484°C y como se programó la presión en la columna queda con una presión de 27.25 bares.

Cuadro 53. Condiciones de salida de la desetanizadora en DV4

Corriente de salida DV4, vapor en la desetanizadora		
Temperatura	5.484	°C
Presión	27.25	Bar
Masa molar	12,01	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 54 se observa que hay trazas de CO₂, etano y propano.

Cuadro 54. Composiciones en la corriente DV4

Compuestos	Fracciones molares	Fase de vapor
Nitrógeno	0,0000	0,0000
CO2	0,1913	0,1913
Metano	0,0000	0,0000
Etano	0,7499	0,7499
Propano	0,0588	0,0588
I- butano	0,0000	0,0000
N- butano	0,0000	0,0000
I- pentano	0,0000	0,0000
N- pentano	0,0000	0,0000
N- hexano	0,0000	0,0000

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 55, se evidencia un aumento en la temperatura en los fondos L3, pasando de -3.694°C a 93.17°C, con una presión programada de 27.90 bares.

Cuadro 55. Condiciones de salida de la desetanizadora en L3

Corriente de salida L3 fondos en la desetanizadora		
Temperatura	-85	°C
Presión	68	Bar
Masa molar	0	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 56 se observa, que no hay trazas de N₂, CO₂, metano, pero si una pequeña traza de 0.0001 de etano; quedando propano, i-butano, n-butano en fondos L3, habiendo disminución en las composiciones de: i-pentano, n-pentano y n-hexano.

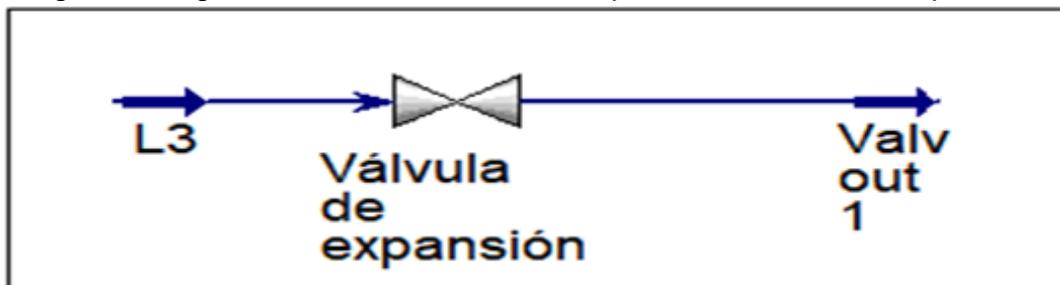
Cuadro 56. Composiciones de salida en la corriente de fondos L3

Compuestos	Fracciones molares	Fase de vapor	Fase líquida
Nitrógeno	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000
Metano	0,0000	0,0000	0,0000
Etano	0,0001	0,0003	0,0001
Propano	0,6594	0,7869	0,6594
I- butano	0,1258	0,0996	0,1258
N- butano	0,1222	0,0839	0,1222
I- pentano	0,0222	0,0100	0,0222
N- pentano	0,0121	0,0049	0,0121
N- hexano	0,0582	0,0143	0,0582

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Luego se pasa la corriente L3 se pasa a un expander o válvula de expansión véase imagen 13 y cuadro 57, para disminuir la presión; las primeras presiones fueron altas, porque fueron compuestos muy volátiles, pero propano, isobutano, n-butano, i-pentano, n-pentano, n-hexano, estos son menos volátiles, por ende se puede disminuir la presión, para que se facilite la separación.

Imagen 13. Ingreso de la Corriente L3 al expander o válvula de expansión



Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Cuadro 57. Condiciones de operación de la válvula de expansión 1

Válvula de expansión 1		
Presión de alimento	27.90	Bar
Presión del producto	16.90	Bar
Masa molar	1.989	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 58, se observa las condiciones de salida de la válvula de expansión, esta vez al bajar la presión, cambia la temperatura que entra a 93.17°C disminuyendo a 69.36°C y la presión de 27.90 bar a 16,90 bar, favoreciendo que haya dos fases a la salida de la corriente de salida de la válvula de expansión 1

Cuadro 58. Condiciones de salida de la válvula de expansión 1

Corriente de salida de la válvula de expansión 1		
Temperatura	69.36	°C
Presión	16.90	Bar
Masa molar	1.989	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Cuadro 59. Composiciones en la corriente de salida de la válvula de expansión 1

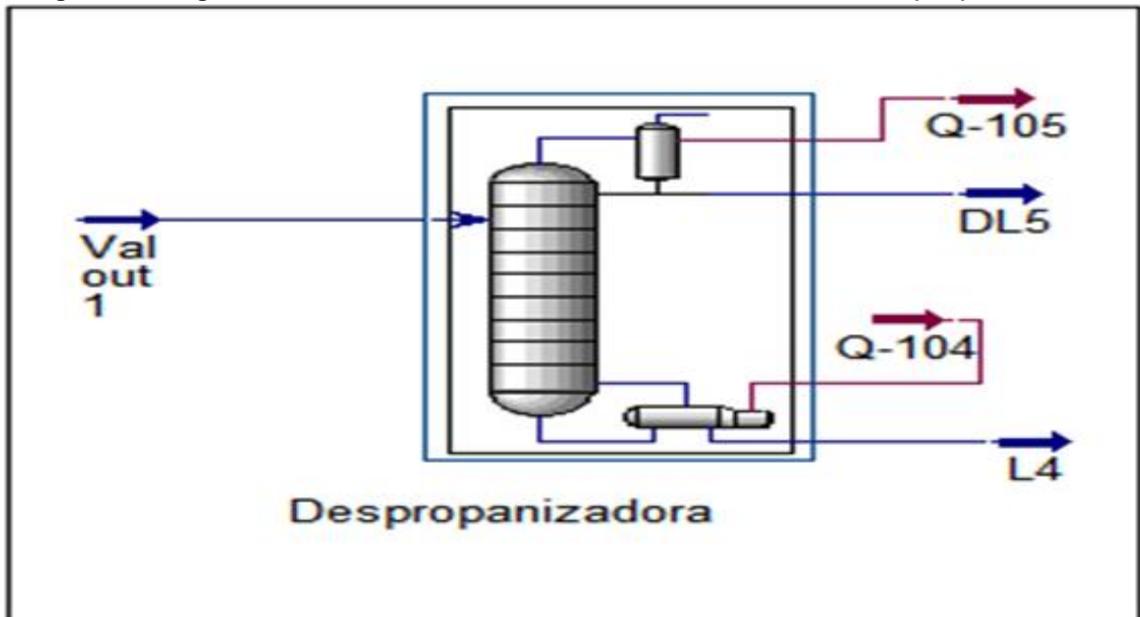
Compuestos	Fracciones molares	Fase de vapor	Fase líquida
Nitrógeno	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000
Metano	0,0000	0,0000	0,0000
Etano	0,0001	0,0002	0,0001
Propano	0,6594	0,7907	0,5968
I- butano	0,1258	0,1010	0,1376
N- butano	0,1222	0,0836	0,1406
I- pentano	0,0222	0,0093	0,0283
N- pentano	0,0121	0,0044	0,0158
N- hexano	0,0582	0,0108	0,0808

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Luego la corriente de la válvula de expansión de salida se ingresa a una columna llamada despropanizadora, véase cuadro 60, en donde a esta se le programa un condensador total, esto quiere decir que solo tenga corriente líquida, porque como se observó en el cuadro 59 entra la corriente en las 2 fases, líquido y gaseoso, entonces por eso motivo se pone un condensador total véase imagen 15, en esta columna solo se puso dos especificaciones:

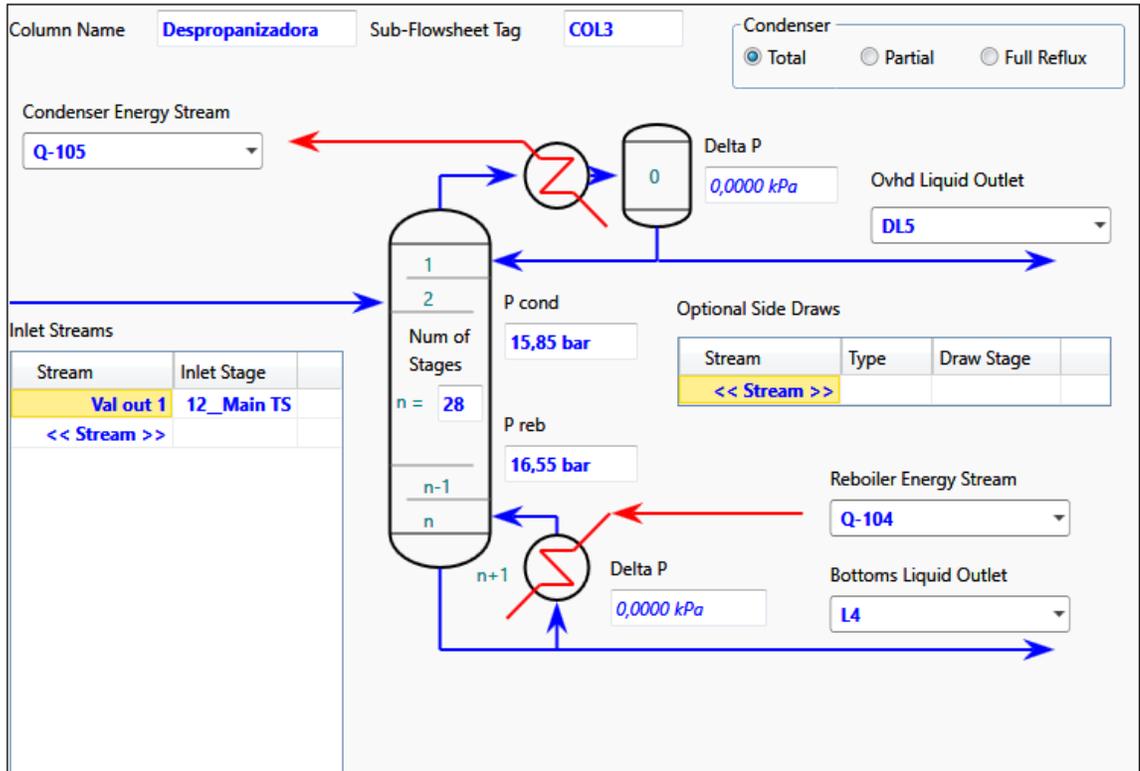
1. No se requiere que salga i-butano por la cima, para que se logre la pureza del propano
2. En los fondos no salga propano, para cuando ingrese a la siguiente columna se logre la composición requerida de los butanos

Imagen 14. Ingreso de la salida de la válvula 1, a la columna despropanizadora



Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Imagen 15. Condiciones de presión de la despropanizadora



Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Cuadro 60. Condiciones de operación de la despropanizadora

Despropanizadora		
Valor de especificación (5)	5e-003	
Valor de especificación (6)	8 e-004	
Valor de especificación calculado (1)	2.941	
Valor de especificación calculado (2)	1.318	Kgmol/h
Valor de especificación calculado (3)	3.877	Kgmol/h
Valor de especificación calculado (4)	0.6712	Kgmol/h
Valor de especificación calculado (5)	5.004e-003	
Valor de especificación calculado (6)	8.010 e-004	
Error de especificación (5)	2.789e-004	
Error de especificación (6)	3.405e-004	
La especificación esta activa (5)	1	
La especificación esta activa (6)	1	
Convergencia	Convergió	
Cantidad de bandejas	28	

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 61, se observa que hubo baja de temperatura que paso de 69.36°C a 46.44°C y presiones de 16.90 bares a 15.85 bares.

Cuadro 61. Condiciones de salida de DL5 en despropanizadora

Corriente de salida de DL5 en despropanizadora		
Temperatura	46.44	°C
Presión	15.85	Bar
Masa molar	1.318	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 62, se observa que ya no hay presencia en cimbras en la fase líquida de N₂, CO₂, metano y se encuentra una traza muy pequeña de etano del 0.0002, el cual no afecta en la pureza del propano, logrando el objetivo de obtener propano al 99.5% de pureza.

Cuadro 62. Composición en la salida de la despropanizadora en el destilado DL5

Compuestos	Fracciones molares	Fase líquida
Nitrógeno	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	0,0000
Metano	0,0000	0,0000
Etano	0,0002	0,0002
Propano	0,9948	0,9948
i- butano	0,0048	0,0048
N- butano	0,0002	0,0002
i- pentano	0,0000	0,0000
N- pentano	0,0000	0,0000
N- hexano	0,0000	0,0000

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 63 se observa que hubo un cambio en la temperatura y presión pasando de 69.36°C, que es en la entrada en la columna a 112.4°C, siendo la salida en la parte de fondos, se evidencia que hubo un aumento en la temperatura con respecto a la presión que no hubo un aumento considerable pasando de 16.90 bares a 16.55 bares.

Cuadro 63. Condiciones de salida de L4 en despropanizadora

Corriente de salida de L4 en despropanizadora		
Temperatura	112.4	°C
Presión	16.55	Bar
Masa molar	0.6712	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 64, se observa que ya no hay presencia de N₂, CO₂, metano y etano, pero si una pequeña traza de propano de 0.0008, quedando por retirar i-pentano, n-pentano y n-hexano, para poder obtener i-butano.

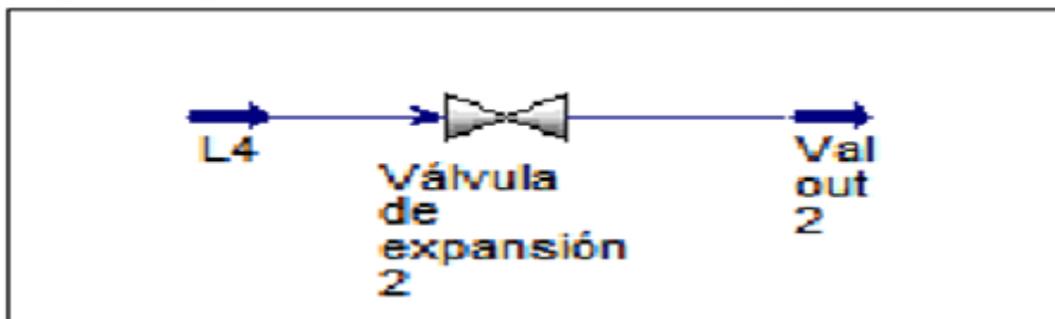
Cuadro 64. Composiciones en la salida de la despropanizadora en los fondos L4

Compuestos	Fracciones molares	Fase líquida
Nitrógeno	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000
Metano	0,0000	0,0000
Etano	0,0000	0,0000
Propano	0,0008	0,0008
I- butano	0,3634	0,3634
N- butano	0,3617	0,3617
I- pentano	0,0657	0,0657
N- pentano	0,0359	0,0359
N- hexano	0,1725	0,1725

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Luego se pasa la corriente L4 se pasa a un expander o válvula de expansión véase imagen 16 y cuadro 65, para disminuir la temperatura y presión.

Imagen 16. Ingreso de la corriente L4 a la válvula de expansión



Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Cuadro 65. Condiciones de operación de la válvula de expansión 2

Válvula de expansión 2		
Presión de alimento	16.55	Bar
Presión del producto	10	Bar
Masa molar	0.6712	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 66, se observa las condiciones de salida de la válvula, en donde se pasa de una temperatura de 112.4°C a 89.14 y presiones de 16.55 bares a 10 bares.

Cuadro 66. Condiciones de salida de la válvula de expansión 2

Corriente de salida de la válvula de expansión 2		
Temperatura	89.14	°C
Presión	10	Bar
Masa molar	0.6712	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Cuadro 67. Composiciones en la salida de la válvula de expansión 2

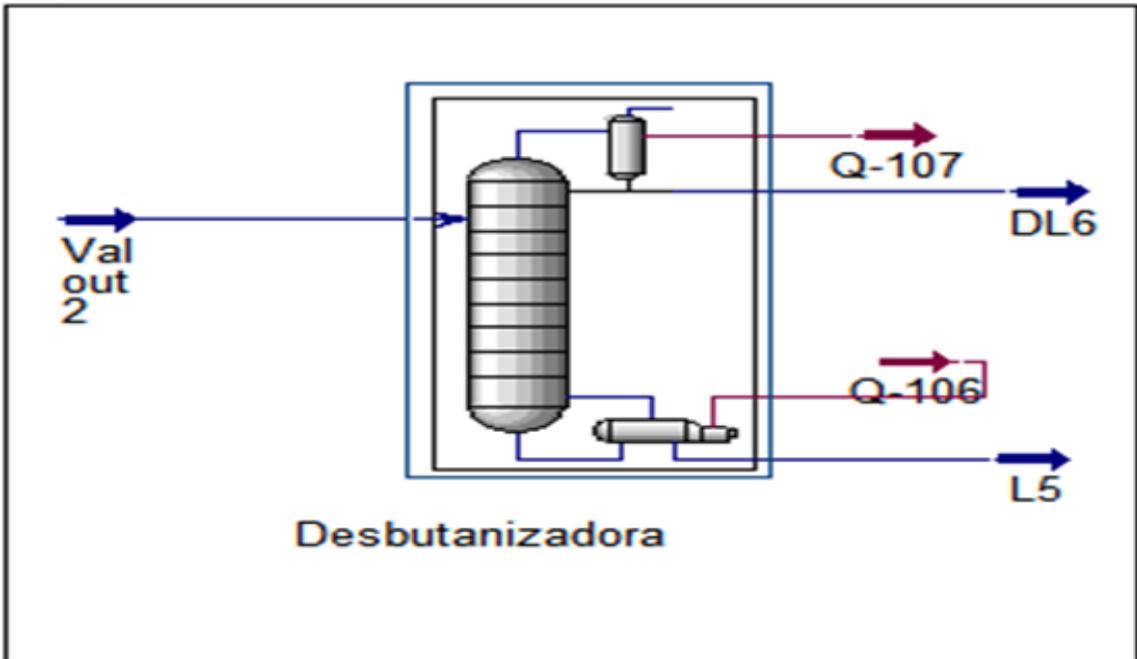
Compuestos	Fracciones molares	Fase de vapor	Fase líquida
Nitrógeno	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000
Metano	0,0000	0,0000	0,0000
Etano	0,0000	0,0000	0,0000
Propano	0,0008	0,0015	0,0006
I- butano	0,3634	0,4684	0,3246
N- butano	0,3617	0,4051	0,3457
I- pentano	0,0657	0,0465	0,0727
N- pentano	0,0359	0,0223	0,0409
N- hexano	0,1725	0,0562	0,2155

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Luego la corriente de la válvula de expansión de salida 2 se ingresa a una columna llamada desbutanizadora véase cuadro 50, donde se va a obtener solo los butanos, en el cual se va a utilizar un condensador total, esto quiere decir que solo tenga una corriente líquida, por ese motivo se pone un condensador total véase imagen 18, en esta columna solo se puso dos especificaciones:

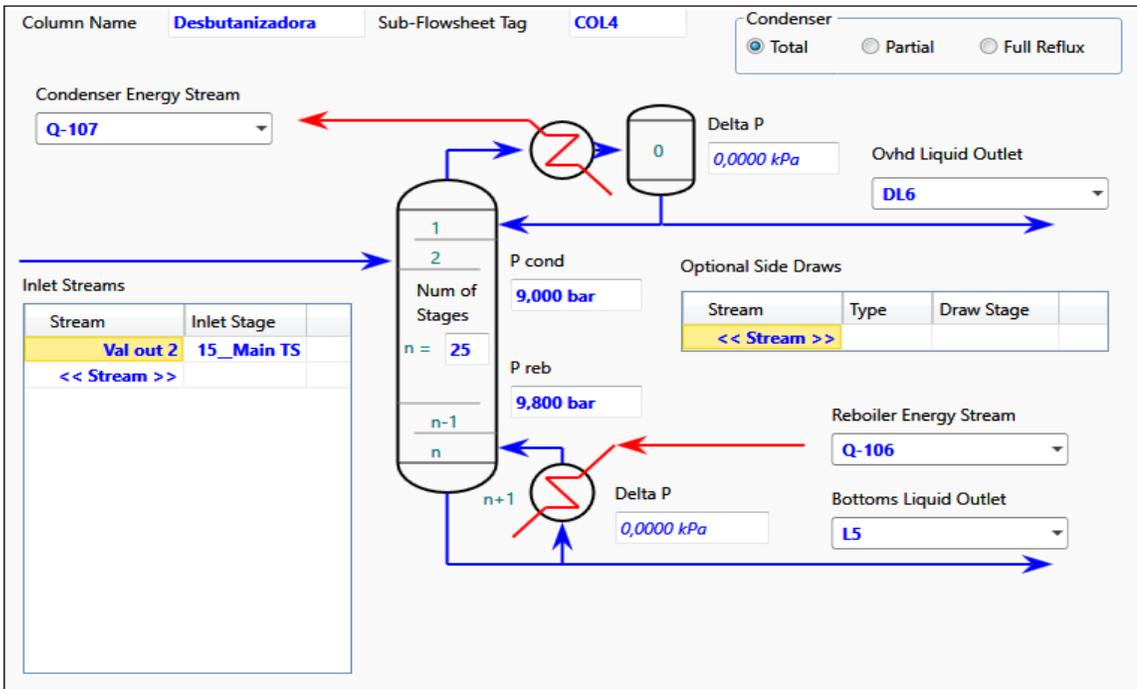
1. Relación de reflujo de 3, porque se está dando más importancia a la disminución del consumo de calor en el proceso, respecto a la altura de columna requerida
2. Composición de los butanos

Imagen 17. Ingreso de la salida de la válvula 2, a la columna desbutanizadora



Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Imagen 18. Condiciones de presión de la columna desbutanizadora



Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Cuadro 68. Condiciones de operación de la desbutanizadora

Desbutanizadora		
Valor de especificación (1)	3	
Valor de especificación (5)	0.99	
Valor de especificación calculado (1)	3	
Valor de especificación calculado (2)	0.4915	Kgmol/h
Valor de especificación calculado (3)	1.474	Kgmol/h
Valor de especificación calculado (4)	0.1797	Kgmol/h
Valor de especificación calculado (5)	0.99	
Error de especificación (1)	6,936e-009	
Error de especificación (5)	1.903-004	
La especificación esta activa (1)	1	
La especificación esta activa (5)	1	
Convergencia	Convergió	
Cantidad de bandejas	28	

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

EN el cuadro 69 se observa que hubo una disminución en la temperatura pasando de 89.14°C a 68°C y en la presión de 9 bares a 10 bares

Cuadro 69. Condiciones de salida de DL6 en desbutanizadora

Corriente de salida de DL6 en desbutanizadora		
Temperatura	68	°C
Presión	9	Bar
Masa molar	0.4915	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 70 se observa que no hay rastro de N₂, CO₂, metano y etano, se ve una traza muy pequeña de propano del 0.0011, de i-pentano de 0.0087 y de n-pentano de 0.0002, en este proceso no se pudo obtener el i-butano puro, porque se encuentra con el n-butano, donde se obtienen estos compuestos en cantidades casi iguales, siendo i-butano con la mayor proporción de 0.4962 y n-butano de 0.4938, el cual al realizarse la suma de estos dos compuestos se obtiene un resultado de 99% en pureza donde es el límite en pureza en estos dos compuestos y como el butano tiene los 2 isómeros n-butano e i-butano, tiene propiedades físicas y químicas similares, tamaño de moléculas similares entonces para poderlos separar a una alta pureza es necesario unos tamices moleculares y esto hace que haya aumento en los costos, normalmente este tipo de compuestos se vende las mezclas de n-butano e i-butano.

Cuadro 70. Composición a la salida de la destilación DL6 en la desbutanizadora

Compuestos	Fracciones molares	Fase líquida
Nitrógeno	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000
Metano	0,0000	0,0000
Etano	0,0000	0,0000
Propano	0,0011	0,0011
I- butano	0,4962	0,4962
N- butano	0,4938	0,4938
I- pentano	0,0087	0,0087
N- pentano	0,0002	0,0002
N- hexano	0,0000	0,0000

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 71, se observa en la parte de fondos hay un aumento de temperatura, porque ingresa a la torre a 89.14°C y en la salida 144,8°C y la presión pasa de 10 bares a 9.80 bares

Cuadro 71. Condiciones de salida de L5 en desbutanizadora

Corriente de salida de L5 en desbutanizadora		
Temperatura	144.8	°C
Presión	9.8	Bar
Masa molar	0.1797	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 72 se observa las composiciones en la salida en los fondos de la desbutanizadora, donde se puede encontrar trazas de i-butano de 0.0001 de n-butano 0.0006, i-pentano 0.2215, n-pentano 0.1335 y n-hexano 0.6444

Cuadro 72. Composiciones de salida en los fondos L5 en la desbutanizadora

Compuestos	Fracciones molares	Fase líquida
Nitrógeno	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000
Metano	0,0000	0,0000
Etano	0,0000	0,0000
Propano	0,0000	0,0000
I- butano	0,0001	0,0001
N- butano	0,0006	0,0006
I- pentano	0,2215	0,2215
N- pentano	0,1335	0,1335
N- hexano	0,6444	0,6444

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

4.2.2. Proceso de obtención de isobutano y propano al 99.5% a partir de GLP.

En el proceso para la obtención de isobutano y propano a partir de GLP, se realizó la simulación en Aspen Hysys V 9.0, donde se muestra un paso a paso de la simulación del método de separación seleccionado.

Se ingresó en la parte de propiedades del programa en la carpeta paquete de fluidos, los componentes del GLP en estado gaseoso como los son CO₂, N₂, etano, metano, propano, i-butano, n-butano, i-pentano, n-pentano y n-hexano con los datos del cuadro 9 del capítulo 2, con un paquete de propiedades Peng-Robinson,

el cual es un modelo ideal para el cálculo de la densidad de los líquidos para sistemas de hidrocarburos⁵².

Se pasa al ambiente de simulación en donde se comienza con la corriente de alimento.

Se crea una corriente de materia el cual se le nombró Alimento, donde se ingresa las especificaciones de flujo de 100 Kmol/h, temperatura 20°C, presión 5 bares y composiciones que fueron tomadas de la cromatografía del cuadro 11 del capítulo 2 de este proyecto de la materia prima GLP, en la primera columna se sacan los compuestos de mayor flujo en este caso los butanos por eso se va a usar una desbutanizadora, para realizar este proceso, en donde por cima se va a sacar el etano y propano y luego estos son separados véase cuadro 73

Cuadro 73. Condiciones de alimento

Alimento		
Temperatura	20	°C
Presión	5	Bar
Masa molar	100	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 74 se observan las composiciones iniciales del GLP, en donde no se encuentra contenido de N₂, CO₂, y metano, pero el que contiene la mayor proporción es el n-butano de 0.6351

⁵² KAMMARUDDIN, Mohd. HAMID, Abb. Hysys: an introduction to chemical engineering simulation. Malasia, 2007

Cuadro 74. Composición del GLP en la corriente de alimento

Compuestos	Fracciones molares	Fase líquida
Nitrógeno	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000
Metano	0,0000	0,0000
Etano	2,7503	2,7503
Propano	18,0118	18,0118
I- butano	15,5716	15,5716
N- butano	63,5064	63,5064
I- pentano	0,1000	0,1000
N- pentano	0,0000	0,0000
N- hexano	0,0600	0,0600

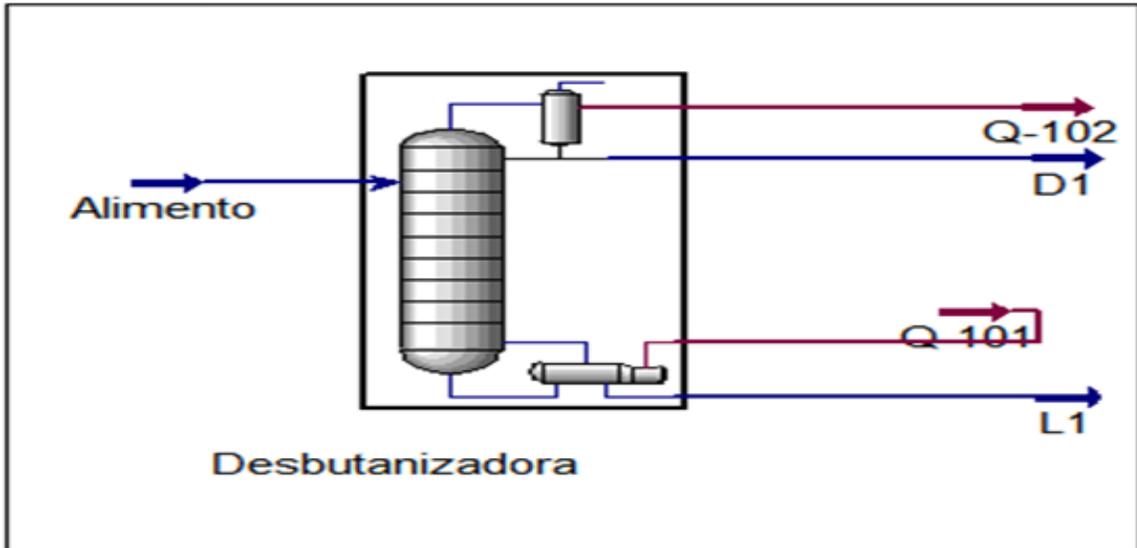
Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En la imagen 19, se observa el ingreso de la corriente de alimento a la columna desbutanizadora véase cuadro 75, de las condiciones de operación, además que en esta primera torre se tiene en los fondos los butanos, se le añadió un condensador total, porque se requiere que salga líquido y no haya condensación de los productos, con condiciones de 4 bares en cimbras y 5 bares en los fondos, se utilizan estas presiones similares a las de la entrada para no alterar la columna y no se generen errores de separación en el proceso véase cuadro 74

En esta columna se pusieron dos especificaciones:

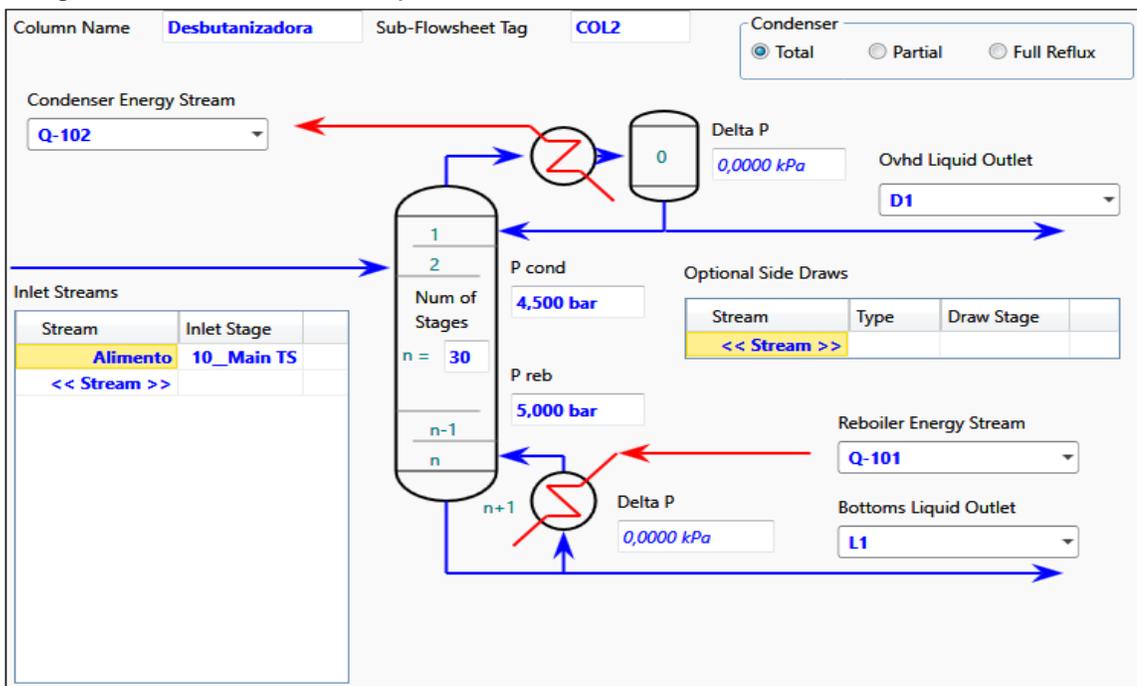
1. Condición de reflujo de 3, porque se está dando más importancia a la disminución del consumo de calor en el proceso, respecto a la altura de columna requerida
2. En los fondos no saliera propano si no solo butanos, de manera que haya separación de estos compuestos y evitar que salgan trazas de propano en los butanos

Imagen 19. Ingreso de la corriente de alimento a la columna desbutanizadora 1



Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Imagen 20. Condiciones de presión de la columna desbutanizadora



Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Cuadro 75. Condiciones de operación de la desbutanizadora

Desbutanizadora		
Valor de especificación (1)	3	
Valor de especificación (2)	2.7	Kgmol/h
Valor de especificación (5)	0.1	
Valor de especificación (6)	1.000e-003	
Valor de especificación (8)	3e-003	
Valor de especificación calculado (1)	3	
Valor de especificación calculado (2)	20.55	Kgmol/h
Valor de especificación calculado (3)	61.64	Kgmol/h
Valor de especificación calculado (4)	79.45	Kgmol/h
Valor de especificación calculado (5)	1.418	
Valor de especificación calculado (6)	2.673 e-003	
Valor de especificación calculado (7)	0.1339	
Valor de especificación calculado (8)	2.994e-003	
Error de especificación (1)	4.231 e-008	
Error de especificación (2)	6.609	
Error de especificación (5)	13,18	
Error de especificación (6)	-1	
Error de especificación (8)	-6.8e-004	
La especificación esta activa (1)	1	
La especificación esta activa (8)	1	
Convergencia	Convergió	
Cantidad de bandejas	30	

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 76 se observa que las condiciones de temperatura descienden, pasando de 20°C a -14.97°C., además que el propano se está sacando por la corriente del destilado para que no haya mezcla con los butanos como se mencionó anteriormente véase cuadro 77, en esta parte hay presencia de etano, propano, unas trazas de i-butano, n-butano, i-pentano y n-hexano.

Cuadro 76. Condiciones de salida de la desbutanizadora en D1

Corriente de salida D1 en la desbutanizadora		
Temperatura	-14.97	°C
Presión	4.5	Bar
Masa molar	20.55	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Cuadro 77. Composiciones de salida en el destilado D1 en la desbutanizadora

Compuestos	Fracciones molares	Fase líquida
Nitrógeno	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000
Metano	0,0000	0,0000
Etano	0,1339	0,1339
Propano	0,8651	0,8651
I- butano	0,0010	0,0010
N- butano	0,0001	0,0001
I- pentano	0,0000	0,0000
N- pentano	0,0000	0,0000
N- hexano	0,0000	0,0000

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En la parte de los fondos como se mencionó anteriormente se va a sacar la parte de los butanos véase cuadro 56 donde observa aumento en la temperatura, pasando de 20°C a 47,56°C.

Cuadro 78. Condiciones de salida de la desbutanizadora en L1

Corriente de salida L1 en la desbutanizadora		
Temperatura	47.56	°C
Presión	5	Bar
Masa molar	79.45	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En la el cuadro 79, se observa trazas de propano en los fondos. i-pentano y n-hexano

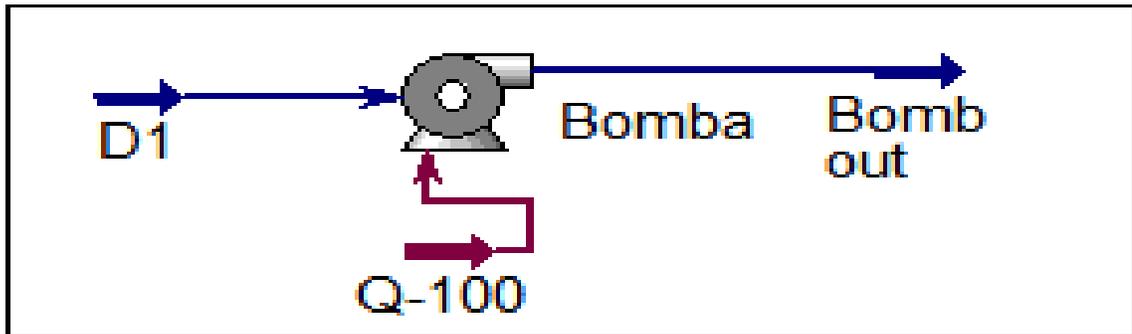
Cuadro 79. Composiciones a la salida de fondos en la columna desbutanizadora 1

Compuestos	Fracciones molares	Fase líquida
Nitrógeno	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000
Metano	0,0000	0,0000
Etano	0,0000	0,0000
Propano	10,4904	10,4904
I- butano	903,9443	903,9443
N- butano	3691,1336	3691,1336
I- pentano	7,2158	7,2158
N- pentano	0,0000	0,0000
N- hexano	5,1707	5,1707

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

El propano que es sacado por cimbras o D1 se pasa por una bomba, véase cuadro 57 para que haya un aumento de presión y luego ser pasado a una despropanizadora, por consiguiente a continuación en las imágenes 21 y cuadro 81 se observa el ingreso de la corriente de salida en el destilado D1 de la columna desbutanizadora a la bomba y las condiciones de salida de la bomba, el cual esta corriente va a ingresar a la columna despropanizadora

Imagen 21. Corriente de salida D1 de la Desbutanizadora ingresando a la bomba



Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 80, se observa que hubo un cambio en la temperatura de -14.97° a -13.04°C y un aumento significativo en la presión de 4.5 bares a 28 bares.

Cuadro 80. Condiciones de operación de la bomba

Bomba		
Delta de P	2350	kPa
Poder	1.405	kW
Presión de alimento	4.500	bar
Presión del producto	28	bar
Masa molar	20.55	kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Cuadro 81. Condiciones de la corriente de la bomba

Corriente de salida de la bomba		
Temperatura	-13.04	$^{\circ}\text{C}$
Presión	28	Bar
Masa molar	20.55	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Cuadro 82. Composiciones en la salida de la bomba

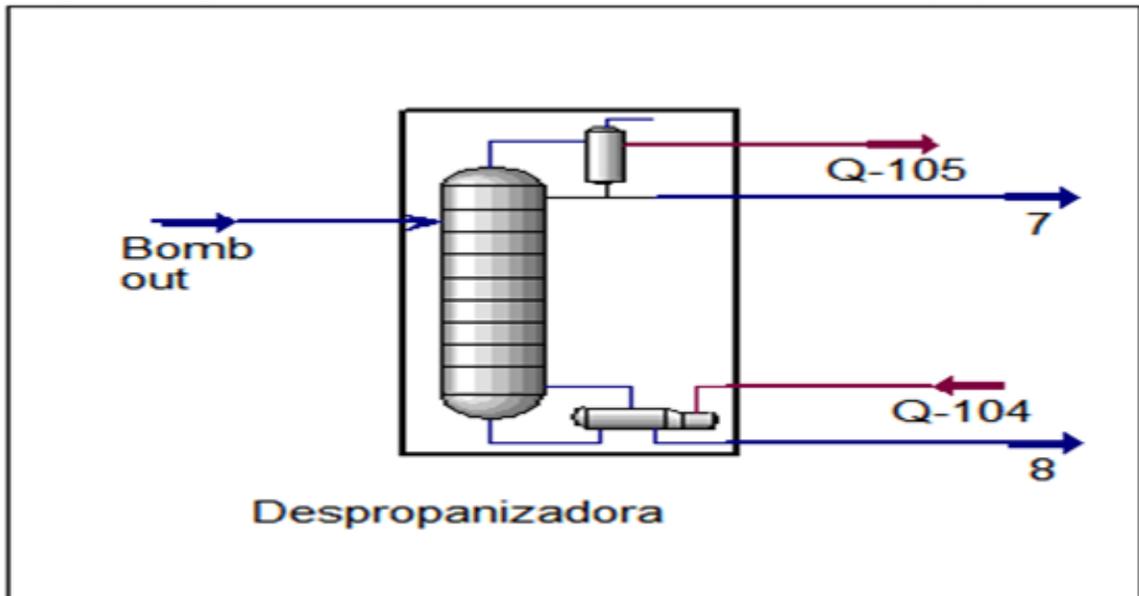
Compuestos	Fracciones molares	Fase líquida
Nitrógeno	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000
Metano	0,0000	0,0000
Etano	0,1339	0,1339
Propano	0,8651	0,8651
I- butano	0,0010	0,0010
N- butano	0,0001	0,0001
I- pentano	0,0000	0,0000
N- pentano	0,0000	0,0000
N- hexano	0,0000	0,0000

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Luego de ser pasada por la bomba la corriente de salida se ingresa a una columna despropanizadora véase imagen 23 y cuadro 83 a esta columna se le programan las presiones, esto se realiza con el fin que hay una buena operación en la columna y haya obtención del producto propuesto, a esta columna se le programo un condensador total porque se requiere que todo el producto salga líquido y dos especificaciones de diseño:

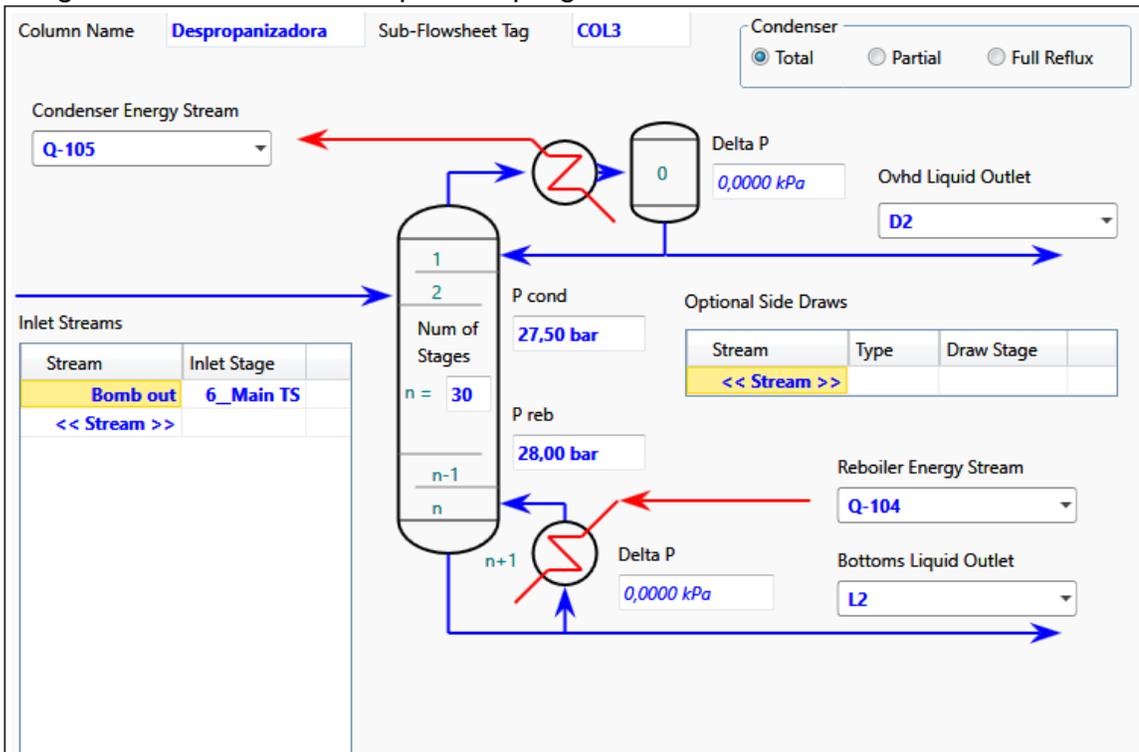
1. Un reflujo de 3, porque se está dando más importancia a la disminución del consumo de calor en el proceso, respecto a la altura de columna requerida
2. Pureza de 99,5% en propano

Imagen 22. Ingreso de la corriente de salida de la bomba a la despropanizadora



Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Imagen 23. Condiciones de presión programadas en la columna



Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Cuadro 83. Condiciones de operación de la despropanizadora

Despropanizadora		
Valor de especificación (1)	3	
Valor de especificación (2)	3.5	Kgmol/h
Valor de especificación (5)	0.7	
Valor de especificación (6)	0.9985	
Valor de especificación calculado (1)	3	
Valor de especificación calculado (2)	4.537	Kgmol/h
Valor de especificación calculado (3)	13.61	Kgmol/h
Valor de especificación calculado (4)	16.01	Kgmol/h
Valor de especificación calculado (5)	0.6056	
Valor de especificación calculado (6)	0.9985	
Valor de especificación calculado (7)	15.98	Kgmol/h
Error de especificación (1)	4.539e-008	
Error de especificación (2)	0.2963	
Error de especificación (5)	-0.6751	
Error de especificación (6)	-1.137e-004	
La especificación esta activa (1)	1	
La especificación esta activa (6)	1	
Convergencia	Convergió	
Cantidad de bandejas	30	

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 60, se observa que observa que la corriente de salida de la bomba al ser ingresada a la despropanizadora en la parte del destilado hubo un aumento en la temperatura de -13.04°C a $26,72^{\circ}\text{C}$

Cuadro 84. Condiciones de salida de la despropanizadora en D2

Corriente de salida D2 en la despropanizadora		
Temperatura	26.72	°C
Presión	27.50	Bar
Masa molar	4.537	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En la imagen 48, se observa que queda trazas de propano de 0.3944 y que se separa el etano obteniendo 0.6056

Cuadro 85. Composiciones en la salida del destilado D2 de la despropanizadora

Compuestos	Fracciones molares	Fase vapor	Fase líquida
Nitrógeno	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000
Metano	0,0000	0,0000	0,0000
Etano	0,6056	0,7817	0,6056
Propano	0,3944	0,2183	0,3944
I- butano	0,0000	0,0000	0,0000
N- butano	0,0000	0,0000	0,0000
I- pentano	0,0000	0,0000	0,0000
N- pentano	0,0000	0,0000	0,0000
N- hexano	0,0000	0,0000	0,0000

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 86, se observa la salida de la corriente de fondos de la despropanizadora en donde se evidencia un cambio en la temperatura de -13.04°C a 73.78°C

Cuadro 86. Condiciones de salida de la despropanizadora en L2

Corriente de salida L2 en la despropanizadora		
Temperatura	73.78	°C
Presión	28	Bar
Masa molar	16.01	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 87, se observa las composiciones en la corriente de salida de los compuestos, donde se obtiene el propano al 0.9985 o en porcentaje al 99.9% en pureza más de lo propuesto en este proyecto de investigación, con trazas de etano de 0.0002, i-butano de 0.0012 y n-butano de 0.0001.

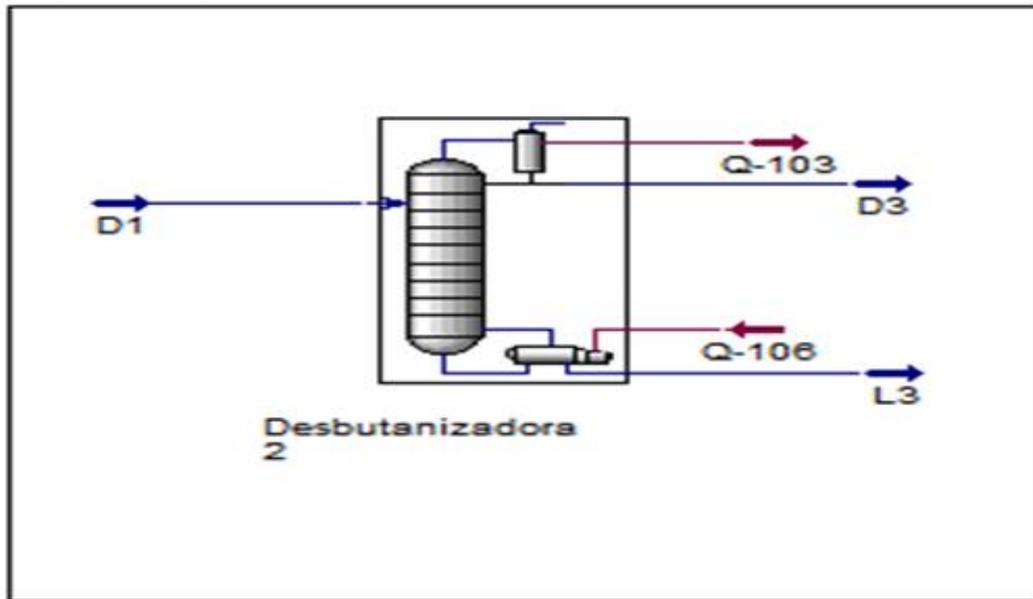
Cuadro 87. Condiciones de salida en los fondos L2 de la despropanizadora

Compuestos	Fracciones molares	Fase líquida
Nitrógeno	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000
Metano	0,0000	0,0000
Etano	0,0002	0,0002
Propano	0,9985	0,9985
I- butano	0,0012	0,0012
N- butano	0,0001	0,0001
I- pentano	0,0000	0,0000
N- pentano	0,0000	0,0000
N- hexano	0,0000	0,0000

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Luego de haber obtenido el propano con la pureza propuesta se pasa a columna desbutanizadora en la parte de fondos y esa corriente se pasa a otra columna desbutanizadora véase imagen 24 y cuadro 88 para obtener solo los butanos, como se explicó anteriormente no se pueden obtener el i-butano puro, si no que siempre se encontrará con el n-butano en proporciones mayor o menor dependiendo de la materia prima de donde se esté extrayendo.

Imagen 24. Ingreso de la corriente D1 a la columna desbutanizadora 2



Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En la imagen 25 se observa las presiones programadas en la columna y que tipo de condensador se programó en este caso un condensador tota

Imagen 25. Condiciones de presión programadas en la columna desbutanizadora 2

Column Name: **Desbutanizadora 2** Sub-Flowsheet Tag: **COL1** Condenser: Total Partial Full Reflux

Condenser Energy Stream: **Q-103**

Delta P: **0,0000 kPa** Ovhd Liquid Outlet: **D3**

Inlet Streams:

Stream	Inlet Stage
D1	20_Main TS
<< Stream >>	

Num of Stages: **n = 30**

P cond: **4,000 bar** P reb: **4,500 bar**

Optional Side Draws:

Stream	Type	Draw Stage
<< Stream >>		

Reboiler Energy Stream: **Q-106**

Delta P: **0,0000 kPa** Bottoms Liquid Outlet: **L3**

Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Cuadro 88. Condiciones de operación de la desbutanizadora 2

Desbutanizadora 2		
Valor de especificación (1)	3	
Valor de especificación (5)	0.3	
Valor de especificación calculado (1)	3	
Valor de especificación calculado (2)	49.88	Kgmol/h
Valor de especificación calculado (3)	149.7	Kgmol/h
Valor de especificación calculado (4)	29.57	Kgmol/h
Valor de especificación calculado (5)	0.30	
Error de especificación (1)	1.589-008	
Error de especificación (5)	-0.6751	
La especificación esta activa (1)	1	
La especificación esta activa (5)	1	
Convergencia	Convergió	
Cantidad de bandejas	30	

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 89 se observa las condiciones de salida en el destilado de la columna desbutanizadora 2, en donde se evidencia un cambio de temperatura de 47.56°C a 37.70°C.

Cuadro 89. Condiciones de salida de la desbutanizadora 2 en D3

Corriente de salida D3 en la desbutanizadora 2		
Temperatura	37.70	°C
Presión	4	Bar
Masa molar	49.88	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

En el cuadro 90, se observa que traza mínima de propano de 0.0048; además se está obteniendo 0.3000 de i-butano y 0.6952 de n-butano

Cuadro 90. Composiciones en la salida de la desbutanizadora en el destilado D3

Compuestos	Fracciones molares	Fase vapor	Fase líquida
Nitrógeno	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000
Metano	0,0000	0,0000	0,0000
Etano	0,0000	0,0000	0,0000
Propano	0,0048	0,0132	0,0048
I- butano	0,3000	0,3640	0,3000
N- butano	0,6952	0,6228	0,6952
I- pentano	0,0000	0,0000	0,0000
N- pentano	0,0000	0,0000	0,0000
N- hexano	0,0000	0,0000	0,0000

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Finalmente en el cuadro 91, en la parte de fondos, se observa un cambio mínimo en la temperatura pasando de 47.56°C a 46.36°C

Cuadro 91. Condiciones de salida de la desbutanizadora 2 en L3

Corriente de salida L3 en la desbutanizadora 2		
Temperatura	46.36	°C
Presión	4.5	Bar
Masa molar	29.57	Kgmol/h

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

Por consiguiente en el cuadro 92, se observa que en la parte de fondos L3 de la desbutanizadora se encuentran trazas de i-pentano de 0.0034, n-hexano de 0.0020, una proporción de i- butano de 0.0198 y n-butano de 0.9747, donde se obtiene la mayor pureza en n-butano ya sea en cimas o en fondos

Cuadro 92. Composiciones en la corriente de salida en desbutanizadora en fondos D3

Compuestos	Fracciones molares	Fase líquida
Nitrógeno	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000
Metano	0,0000	0,0000
Etano	0,0000	0,0000
Propano	0,0000	0,0000
I- butano	0,0198	0,0198
N- butano	0,9747	0,9747
I- pentano	0,0034	0,0034
N- pentano	0,0000	0,0000
N- hexano	0,0020	0,0020

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

5. CONCLUSIONES

- Se analizaron 4 métodos de separación y por medio del análisis PUGH se seleccionó el más viable para la obtención de isobutano y propano, con ahorro de energía y sin necesidad de otro método adicional, en este caso la destilación indirecta
- Se tomaron datos de menor cantidad promedio de isobutano y propano de las cromatografías de la materia prima Gas Natural y GLP, suministradas por las empresas extractoras Gas Natural Fenosa S.A y Almagas; el simulador Aspen Hysys V 9.0, para las cromatografías utilizadas, muestra que es viable la obtención de 58.22 Kg/h de propano y 28.62Kg/h de butanos por cada 100 kg/h de Gas Natural que se ingresa al simulador, en el GLP se obtienen 16.01 kg/h de propano y 29,57 kg/h de butanos para la misma cantidad de materia prima
- Se obtuvo el 99.5% en pureza de propano, 49.62% de isobutano y 49.38 de n-butano, utilizando como materia prima Gas Natural; utilizando GLP se logró obtener el 99,9% en pureza de propano, 1,98% de isobutano y 97.47% de n-butano.
- Con los resultados obtenidos teóricamente, es viable realizar el proceso de separación para obtener isobutano y propano, como se propuso en el proyecto

6. RECOMENDACIONES

- Para conseguir mayor cantidad de isobutano, al obtenido en el proceso de separación trabajado en este proyecto, en una siguiente investigación se podría realizar la isomerización del n-butano resultante
- En otro proceso investigativo podrían realizarse pruebas de laboratorio para efectuar la separación de isobutano y propano a partir de Gas Natural y GLP, con base en lo desarrollado en este proyecto
- Para la continuación de esta investigación, sería importante desarrollar la ingeniería básica de la planta de separación de Gas Natural Y GLP, para obtención de isobutano y propano en Colombia

BIBLIOGRAFIA

ANAYANSI FONG, Isabel. DE RUIZ, Ana Teresa. El petróleo y su proceso de refinación. Estudiantes de maestría de Administración Industrial Universidad Tecnológica de Panamá. P 18-22

BOYACÁ M, Luis Alejandro. Destilación. En virtual pro, procesos industriales. Mayo, 2008. No 76, 3 p

CERVONE, H Frank. Using Pugh matrix analysis in complex decision - making situations. June, 2009, p 2-4

CISTEMAS. Centro de información de sustancias químicas, emergencias y medio ambiente. Características del propano. 1 p

CONVENCIÓN MARCO SOBRE EL CAMBIO CLIMÁTICO. Naciones Unidas, 12 de Diciembre del 2015, 1 p. FCCC/CP/2015/L.9

CRINCOLI RONDÓN Claudio Andrea. Refrigerantes hidrocarburos como alternativa para los sistemas de refrigeración, mini proyecto de ingeniería química, departamento de termodinámica y fenómenos de transporte

CHI U. Ikoku. Natural Gas Production Engineering, Krieger Publishing Company, Malabar, Florida, 1992, 21 p.

DANFOSS. Aplicación práctica del refrigerante R600a Isobutano en sistemas refrigerados domésticos, p. 2 y 7

DANFOSS. Aplicación práctica del refrigerante R290 Propano en sistemas refrigerados domésticos, p. 2 y 7

DOUGLAS, James M. Conceptual desing of chemical processes. En: Developing a conceptual desing and finding the best flowsheet. McGraw-Hill book company ,1988. p 57-153

EL CONGRESO DE LA REPÚBLICA. Por medio de la cual se aprueba la «enmienda de kigali al protocolo de Montreal», *et al*. Proyecto de ley, adoptada el 15 de Octubre de 2016, En Kigali, Ruanda

FITZGERALD, Helen. "Advantages & Disadvantages of Using Propane. *Sciencing*. Disponible en internet: <http://sciencing.com/advantages-disadvantages-using-propane-12028888.html>. 13 March 2018

FERNÁNDEZ CUESTA, C., FRONTI DE GARCÍA, L. (2007). El protocolo de Kioto y los costos ambientales. *Revista Digital del Instituto Internacional de Costos*, 12 p.

Ficha Técnica del Isobutano (R600a), disponible en internet: [https://www.construnario.com/ebooks/6730/fluidos%20frigor%C3%ADficos/refrigerantes%20naturales%20\(hidrocarburos\)/isobutano%20o%20r600a/ficha%20t%C3%A9cnica/files/publication.pdf](https://www.construnario.com/ebooks/6730/fluidos%20frigor%C3%ADficos/refrigerantes%20naturales%20(hidrocarburos)/isobutano%20o%20r600a/ficha%20t%C3%A9cnica/files/publication.pdf) (consultada 11 de Agosto de 2017)

GAS NATURAL. Gas Natural, el recorrido de la energía, dirección general de industria energía y minas, comunidad de Madrid. 10 p

GAS SERVEI. Especialistas en refrigerantes. R600a (isobutano), disponible en internet: <http://www.gas-servei.com/es/fluidos/refrigerantes-hc/r-600a--isobutano-> (Consultado 11 de agosto de 2017)

GUNDERSEN Truls .Targets and heat exchanger network desing. En: Handbook of proces integration Heat integration. Department of Energy and Process Engieneering. Norwegian University of Science and Technology. Kolbjoern Hejes vei 1^a, No 7491 Trondheim, Norway, 2 p

GHOSH Tushar K, PRELAS Mark A. Energy Resources ans systems, volume 1. Fundamentals an nonrenewable resources, 2009, Spinger Netherlands, p. 311-351

Isobutano, disponible en internet <http://www.monografias.com/trabajos95/trabajo-isobutano/trabajo-isobutano.shtml>, (Consultado 11 de Agosto de 2017)

INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Norma técnica Colombiana-NTC 1486. Documentación, Presentación de tesis, trabajos de grado y otros trabajos de investigación

_____. Norma técnica Colombiana-NTC 5613. Referencias bibliográficas, contenido, forma y estructura

_____. Norma técnica Colombiana-NTC 4490. Referencias documentales para fuentes de información electrónica

KAMMARUDDIN, Mohd. HAMID, Abb. Hysys: an introduction to chemical engineering simulation. Malasia, 2007.

LUNAR, Orannys. RENGEL, José Miguel. LEMUS Hermes. Isobutano. República Bolivariana de Venezuela. Ministerios del poder popular para la educación. Cumaná, Sucre. Diciembre de 2010, disponible en internet: <http://www.monografias.com/trabajos95/trabajo-isobutano/trabajo-isobutano.shtml>

MALDONADO Rainier, ANGULO Andrea, CIVAL Katherine, GARCÍA Ricardo, SUÁREZ Marianne. Procesos para purificación de propano como refrigerantes R290, En: Revista de la faculta de ingeniería U.C.V, noviembre 2013, vol 29, no 1, p 101-114.

OSPINA, Ricardo. Refripartes y motores. Costo del propano e isobutano. Bogotá Colombia, 2018.

OSINERGMIN. Propiedades y características del gas licuado del petróleo. Gerencia de fiscalización de hidrocarburos líquidos división de planeamiento y desarrollo, unidad de normas y procedimientos. [Diapositivas]. Septiembre 2011. 26 diapositivas

OSINERGMIN. Historia, composición y obtención del gas licuado del petróleo. Gerencia de fiscalización de hidrocarburos líquidos división de planeamiento y desarrollo, unidad de normas y procedimientos. [Diapositivas]. Septiembre 2011. 32 diapositivas

RAMIRO PÉREZ, Marcías. MARTÍNEZ J. Ingeniería de gas natural, características y comportamiento de los hidrocarburos. 32 p

Raymond E.Kirk, Donald F. Othmer, Enciclopedia de Tecnología Química, Tomo IX, Primera Edición, Unión Tipográfica Editorial Hispano-Americana. p 148 y149

R.W James, J.F Missenden. International Journal of Refrigeration. Elsevier., 1992. Disponible en internet: www.sciencedirect.com/science/article/pii/014070079290033Q

SECRETARIA DEL OZONO PROGRAMA DE LAS NACIONES UNIDAS PARA EL MEDIO AMBIENTE .Manual del protocolo de Montreal relativo a las sustancias que agotan la capa de ozono, Octava edición, 2009, 6 p.

T AUSTIN George. Manual de procesos químicos en la industria. Procesos químicos en la industria, Tomo I, Quinta edición, McGraw-Hill, Pág. 117

UNIVERSIDAD NACIONAL JORGE BASADRE GROHMANN (Juan Viloche). Foro regional: “Gas Natural – propiedades y usos – proyectos presentes y futuros” [diapositivas]. Osinergmin. 45 diapositivas

UNIDAD DE PLANEACIÓN MINERO ENERGÉTICA, Republica de Colombia, Ministerio de Minas y Energía, La cadena de gas natural en Colombia. P 43- 46

UNIDAD DE PLANEACIÓN MINERO ENERGÉTICA –UPME. Cadena del Gas Licuado del Petróleo- GLP. Ministerio de minas y energía. Bogotá, Colombia. Abril 2017, p 10-83

VARGAS PÉREZ, N., GARCÍA LORA, R., M. CASTELLANOS ESTUPIÑÁN, J. E. PÉREZ ZAMORA, A.; MARTÍNEZ ROBAINA, M. evaluación de la separación con membranas en la cerveza Tímina Tecnología Química, vol. XXIX, núm. 2, mayo-agosto, 2009, 3 p

ANEXOS

GAS NATURAL

ANEXO 1

CONDICIONES DE ENTRADA EN LA CORRIENTE DE ALIMENTO

The screenshot shows the 'Material Stream: ALIMENTO' dialog box in Aspen Hysys V9.0. The 'Worksheet' tab is active, displaying a table of input conditions for the material stream. The table has three columns: 'Stream Name' (ALIMENTO), 'Vapour Phase', and numerical values. The 'Vapour Phase' column is highlighted in yellow.

Stream Name	ALIMENTO	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000
Temperature [C]	15,00	15,00
Pressure [bar]	1,000	1,000
Molar Flow [kgmole/h]	100,0	100,0
Mass Flow [kg/h]	1946	1946
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	5,759	5,759
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8,819e+004	-8,819e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	187,6	187,6
Heat Flow [kJ/h]	-8,819e+006	-8,819e+006
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	2357	2357
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 2.

COMPOSICIONES DE LOS COMPUESTOS DEL GAS NATURAL EN LA CORRIENTE DE ALIMENTO

The screenshot shows the 'Material Stream: ALIMENTO' dialog box in Aspen Hysys V9.0, displaying the composition of natural gas components. The 'Worksheet' tab is active, showing a table with columns for 'Mole Fractions' and 'Vapour Phase'. The 'Mole Fractions' column is highlighted in yellow.

	Mole Fractions	Vapour Phase
Nitrogen	0,0081	0,0081
CO2	0,0360	0,0360
Methane	0,8280	0,8280
Ethane	0,1006	0,1006
Propane	0,0204	0,0204
i-Butane	0,0025	0,0025
n-Butane	0,0024	0,0024
i-Pentane	0,0004	0,0004
n-Pentane	0,0002	0,0002
n-Hexane	0,0012	0,0012

Total: 1,00000

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 3 CONDICIONES DE SALIDA DEL COMPRESOR

The screenshot shows the 'Material Stream: COMPOUT' dialog box with the 'Worksheet' tab selected. The 'Worksheet' pane on the left lists various properties. The main table displays the following data:

Stream Name	COMPOUT	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000
Temperature [C]	308,3	308,3
Pressure [bar]	22,75	22,75
Molar Flow [kgmole/h]	100,0	100,0
Mass Flow [kg/h]	1946	1946
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	5,759	5,759
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7,446e+004	-7,446e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	193,9	193,9
Heat Flow [kJ/h]	-7,446e+006	-7,446e+006
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	2357	
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 4 COMPOSICIONES DE SALIDA DEL COMPRESOR

The screenshot shows the 'Material Stream: COMPOUT' dialog box with the 'Worksheet' tab selected. The 'Worksheet' pane on the left lists various properties. The main table displays the following data:

	Mole Fractions	Vapour Phase
Nitrogen	0.0081	0.0081
CO2	0.0360	0.0360
Methane	0.8280	0.8280
Ethane	0.1006	0.1006
Propane	0.0204	0.0204
i-Butane	0.0025	0.0025
n-Butane	0.0024	0.0024
i-Pentane	0.0004	0.0004
n-Pentane	0.0002	0.0002
n-Hexane	0.0012	0.0012

Total: 1,00000

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 5 CONDICIONES DE SALIDA EN LA CORRIENTE DEL COOLER 1

Material Stream: COOLER OUT1

Worksheet	Attachments	Dynamics	
Worksheet	Stream Name	COOLER OUT1	Vapour Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	40,00	40,00
Composition	Pressure [bar]	50,00	50,00
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	100,0	100,0
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	1946	1946
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	5,759	5,759
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8,829e+004	-8,829e+004
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	155,9	155,9
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-8,829e+006	-8,829e+006
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	2357	2357
	Fluid Package	<i>Basis-1</i>	
	Utility Type		

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 6 COMPOSICIONES EN LA SALIDA DEL COOLER 1

Material Stream: COOLER OUT1

Worksheet	Attachments	Dynamics	
Worksheet		Mole Fractions	Vapour Phase
Conditions	Nitrogen	0,0081	0,0081
Properties	CO2	0,0360	0,0360
Composition	Methane	0,8280	0,8280
Oil & Gas Feed	Ethane	0,1006	0,1006
Petroleum Assay	Propane	0,0204	0,0204
K Value	i-Butane	0,0025	0,0025
User Variables	n-Butane	0,0024	0,0024
Notes	i-Pentane	0,0004	0,0004
Cost Parameters	n-Pentane	0,0002	0,0002
Normalized Yields	n-Hexane	0,0012	0,0012

Total 1,00000

Edit... View Properties... Basis...

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 7 CONDICIONES DE SALIDA EN LA CORRIENTE DEL COOLER 2

Worksheet	Stream Name	COOLER OUT2	Vapour Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	15,00	15,00
Composition	Pressure [bar]	50,00	50,00
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	100,0	100,0
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	1946	1946
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	5,759	5,759
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8,946e+004	-8,946e+004
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	152,0	152,0
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-8,946e+006	-8,946e+006
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	2357	2357
	Fluid Package	Basis-1	
	Utility Type		

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 8 COMPOSICIONES DE LA CORRIENTE DE SALIDA DEL COOLER 2

Worksheet	Mole Fractions	Vapour Phase
Conditions	Nitrogen	0,0081
Properties	CO2	0,0360
Composition	Methane	0,8280
Oil & Gas Feed	Ethane	0,1006
Petroleum Assay	Propane	0,0204
K Value	i-Butane	0,0025
User Variables	n-Butane	0,0024
Notes	i-Pentane	0,0004
Cost Parameters	n-Pentane	0,0002
Normalized Yields	n-Hexane	0,0012

Total 1,00000

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 9 CONDICIONES DE SALIDA EN LA CORRIENTE DEL COOLER 3

Material Stream: COOLER OUT3

Worksheet	Stream Name	COOLER OUT3	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	-85,00	-85,00
Composition	Pressure [bar]	68,00	68,00
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	100,0	100,0
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	1946	1946
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	5,759	5,759
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-9,931e+004	-9,931e+004
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	107,4	107,4
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-9,931e+006	-9,931e+006
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	2357	2357
	Fluid Package	Basis-1	
	Utility Type		

Buttons: Delete, Define from Stream..., View Assay, OK, Navigation arrows.

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 10 COMPOSICIONES DE SALIDA DEL COOLER 3

Material Stream: COOLER OUT3

Worksheet	Mole Fractions	Liquid Phase
Conditions	Nitrogen	0,0081
Properties	CO2	0,0360
Composition	Methane	0,8280
Oil & Gas Feed	Ethane	0,1006
Petroleum Assay	Propane	0,0204
K Value	i-Butane	0,0025
User Variables	n-Butane	0,0024
Notes	i-Pentane	0,0004
Cost Parameters	n-Pentane	0,0002
Normalized Yields	n-Hexane	0,0012

Total: 1,00000

Buttons: Edit..., View Properties..., Basis..., OK, Delete, Define from Stream..., View Assay, Navigation arrows.

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 11 CONDICIONES DE SEPARACIÓN EN EL DESTILADO O D1

Stream Name	D1	Liquid Phase	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1,0000	0,0000	1,0000
Temperature [C]	-85,00	-85,00	-85,00
Pressure [bar]	68,00	68,00	68,00
Molar Flow [kgmole/h]	0,0000	0,0000	0,0000
Mass Flow [kg/h]	0,0000	0,0000	0,0000
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	0,0000	0,0000	0,0000
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-9,931e+004	-9,931e+004	-9,931e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	107,4	107,4	107,4
Heat Flow [kJ/h]	0,0000	0,0000	0,0000
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	0,0000	0,0000	0,0000
Fluid Package	Basis-1		
Utility Type			

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 12 COMPOSICIONES DE CADA UNO DE LOS COMPUESTOS EN LA PARTE DEL DESTILADO D1 DE LA COLUMNA FLASH

	Mole Fractions	Liquid Phase	Vapour Phase
Nitrogen	0,0081	0,0081	0,0081
CO2	0,0360	0,0360	0,0360
Methane	0,8281	0,8280	0,8281
Ethane	0,1006	0,1006	0,1006
Propane	0,0204	0,0204	0,0204
i-Butane	0,0025	0,0025	0,0025
n-Butane	0,0024	0,0024	0,0024
i-Pentane	0,0004	0,0004	0,0004
n-Pentane	0,0002	0,0002	0,0002
n-Hexane	0,0012	0,0012	0,0012

Total: 1,00000

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 13 CONDICIONES DE SEPARACIÓN EN EL FONDO O L1

Worksheet	Attachments	Dynamics		Liquid Phase	Vapour Phase
Worksheet			Stream Name	L1	
Conditions			Vapour / Phase Fraction	0,0000	1,0000
Properties			Temperature [C]	-85,00	-85,00
Composition			Pressure [bar]	68,00	68,00
Oil & Gas Feed			Molar Flow [kgmole/h]	100,0	0,0000
Petroleum Assay			Mass Flow [kg/h]	1946	0,0000
K Value			Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	5,759	0,0000
User Variables			Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-9,931e+004	-9,931e+004
Notes			Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	107,4	107,4
Cost Parameters			Heat Flow [kJ/h]	-9,931e+006	-9,931e+006
Normalized Yields			Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	2357	0,0000
			Fluid Package	Basis-1	
			Utility Type		

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 14 COMPOSICIONES DE CADA UNO DE LOS COMPUESTOS EN LA PARTE DE LOS FONDOS L1 DE LA COLUMNA FLASH

Worksheet	Attachments	Dynamics		Mole Fractions	Liquid Phase	Vapour Phase
Worksheet			Nitrogen	0,0081	0,0081	0,0081
Conditions			CO2	0,0360	0,0360	0,0360
Properties			Methane	0,8280	0,8280	0,8281
Composition			Ethane	0,1006	0,1006	0,1006
Oil & Gas Feed			Propane	0,0204	0,0204	0,0204
Petroleum Assay			i-Butane	0,0025	0,0025	0,0025
K Value			n-Butane	0,0024	0,0024	0,0024
User Variables			i-Pentane	0,0004	0,0004	0,0004
Notes			n-Pentane	0,0002	0,0002	0,0002
Cost Parameters			n-Hexane	0,0012	0,0012	0,0012
Normalized Yields						

Total 1,00000

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 15 CONDICIONES DE SALIDA DE LA DESMETANIZADORA EN EL DESTILADO D2

Material Stream: D2

Worksheet		Attachments		Dynamics	
Worksheet	Stream Name		D2		Vapour Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000		1,0000	
Properties	Temperature [C]	-95,27		-95,27	
Oil & Gas Feed	Pressure [bar]	22,75		22,75	
Petroleum Assay	Molar Flow [kgmole/h]	86,00		86,00	
K Value	Mass Flow [kg/h]	1441		1441	
User Variables	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	4,626		4,626	
Notes	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8,440e+004		-8,440e+004	
Cost Parameters	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	137,0		137,0	
Normalized Yields	Heat Flow [kJ/h]	-7,258e+006		-7,258e+006	
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	2028		2028	
	Fluid Package		Basis-1		
	Utility Type				

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 16 COMPOSICIONES EN LA CORRIENTE DE DESTILADO D2

Material Stream: D2

Worksheet		Attachments		Dynamics	
Worksheet		Mole Fractions		Vapour Phase	
Conditions	Nitrogen	0,0095		0,0095	
Properties	CO2	0,0151		0,0151	
Oil & Gas Feed	Methane	0,9628		0,9628	
Petroleum Assay	Ethane	0,0123		0,0123	
K Value	Propane	0,0003		0,0003	
User Variables	i-Butane	0,0000		0,0000	
Notes	n-Butane	0,0000		0,0000	
Cost Parameters	i-Pentane	0,0000		0,0000	
Normalized Yields	n-Pentane	0,0000		0,0000	
	n-Hexane	0,0000		0,0000	

Total 1,00000

Edit... View Properties... Basis...

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Fuentes: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 17 CONDICIONES DE SALIDA DE LA DESMETANIZADORA EN LOS FONDOS O L2

Property	Value	Liquid Phase
Stream Name	L2	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0,0000	1,0000
Temperature [C]	-3,694	-3,694
Pressure [bar]	23,10	23,10
Molar Flow [kgmole/h]	14,00	14,00
Mass Flow [kg/h]	504,5	504,5
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1,133	1,133
Molar Enthalpy [kJ/kgmole-C]	-1,550e+005	-1,550e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	119,5	119,5
Heat Flow [kJ/h]	-2,170e+006	-2,170e+006
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	1,072	1,072
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 18 COMPOSICIONES EN LA CORRIENTE DE FONDOS O L2

Component	Mole Fractions	Liquid Phase
Nitrogen	0,0000	0,0000
CO2	0,1641	0,1641
Methane	0,0000	0,0000
Ethane	0,6434	0,6434
Propane	0,1441	0,1441
i-Butane	0,0179	0,0179
n-Butane	0,0174	0,0174
i-Pentane	0,0031	0,0031
n-Pentane	0,0017	0,0017
n-Hexane	0,0083	0,0083

Total: 1,00000

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 21 CONDICIONES DE SALIDA DEL DESTILADO EN LA PARTE LÍQUIDA DL3

Material Stream: DL3

Worksheet		Attachments		Dynamics	
Worksheet		Stream Name	DL3	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0000	0,0000	1,0000	
Properties	Temperature [C]	5,483	5,483	5,483	
Composition	Pressure [bar]	27,25	27,25	27,25	
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	1,457e-007	7,661e-013	1,457e-007	
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	4,899e-006	2,571e-011	4,899e-006	
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1,193e-008	6,030e-014	1,193e-008	
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,307e+005	-1,482e+005	-1,307e+005	
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	125,0	158,4	125,0	
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-1,904e-002	-1,135e-007	-1,904e-002	
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	1,146e-008	5,884e-014	1,146e-008	
	Fluid Package	Basis-1			
	Utility Type				

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 22 COMPOSICIONES EN LA CORRIENTE DEL DESTILADO DL3, EN LA PARTE LÍQUIDA

Material Stream: DL3

Worksheet		Attachments		Dynamics	
Worksheet		Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase	
Conditions	Nitrogen	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Properties	CO2	0,0982	0,1913	0,0982	
Composition	Methane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Oil & Gas Feed	Ethane	0,7468	0,7499	0,7468	
Petroleum Assay	Propane	0,1549	0,0588	0,1549	
K Value	i-Butane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
User Variables	n-Butane	0,0000	0,0000	0,0000	
Notes	i-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Cost Parameters	n-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Normalized Yields	n-Hexane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Total 1,00000

Edit... View Properties... Basis...

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 23

CONDICIONES DE SALIDA DE DESETANIZADORA EN EL DV4 PARTE VAPOR

Material Stream: Dv4

Worksheet	Attachments	Dynamics	
Worksheet	Stream Name	Dv4	Vapour Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	5,484	5,484
Composition	Pressure [bar]	27,25	27,25
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	12,01	12,01
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	403,1	403,1
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	0,9455	0,9455
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,482e+005	-1,482e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	158,4	158,4
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-1,780e+006	-1,780e+006
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	0,9226	0,9226
	Fluid Package	Basis-1	
	Utility Type		

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 24

COMPOSICIONES EN LA CORRIENTE DV4

Material Stream: Dv4

Worksheet	Attachments	Dynamics	
Worksheet		Mole Fractions	Vapour Phase
Conditions	Nitrogen	0,0000	0,0000
Properties	CO2	0,1913	0,1913
Composition	Methane	0,0000	0,0000
Oil & Gas Feed	Ethane	0,7499	0,7499
Petroleum Assay	Propane	0,0588	0,0588
K Value	i-Butane	0,0000	0,0000
User Variables	n-Butane	0,0000	0,0000
Notes	i-Pentane	0,0000	0,0000
Cost Parameters	n-Pentane	0,0000	0,0000
Normalized Yields	n-Hexane	0,0000	0,0000

Total 1,00000

Edit... View Properties... Basis...

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 25 CONDICIONES DE SALIDA DE LA DESETANIZADORA EN LOS FONDOS L3

Material Stream: L3

Worksheet	Attachments	Dynamics		
Worksheet	Stream Name	L3	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0000	0,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	93,17	93,17	93,17
Composition	Pressure [bar]	27,90	27,90	27,90
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	1,989	9,393e-006	1,989
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	101,4	4,480e-004	101,4
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	0,1872	8,526e-007	0,1872
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole-C]	-1,239e+005	-1,082e+005	-1,239e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	121,9	148,0	121,9
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-2,465e+005	-1,016	-2,465e+005
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	0,1853	8,471e-007	0,1853
	Fluid Package	Basis-1		
	Utility Type			

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 26 COMPOSICIONES DE SALIDA EN LA CORRIENTE DE FONDOS L3

Material Stream: L3

Worksheet	Attachments	Dynamics			
Worksheet			Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Nitrogen		0,0000	0,0000	0,0000
Properties	CO2		0,0000	0,0000	0,0000
Composition	Methane		0,0000	0,0000	0,0000
Oil & Gas Feed	Ethane		0,0001	0,0003	0,0001
Petroleum Assay	Propane		0,6594	0,7869	0,6594
K Value	i-Butane		0,1258	0,0996	0,1258
User Variables	n-Butane		0,1222	0,0839	0,1222
Notes	i-Pentane		0,0222	0,0100	0,0222
Cost Parameters	n-Pentane		0,0121	0,0049	0,0121
Normalized Yields	n-Hexane		0,0582	0,0143	0,0582

Total 1,00000

Edit... View Properties... Basis...

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 27 CONDICIONES EN LA CORRIENTE DE SALIDA DE LA VÁLVULA DE EXPANSIÓN 1

Material Stream: Val out 1

Worksheet	Attachments	Dynamics		
Worksheet	Stream Name	Val out 1	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,3232	0,3232	0,6768
Properties	Temperature [C]	69,36	69,36	69,36
Composition	Pressure [bar]	16,90	16,90	16,90
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	1,989	0,6430	1,346
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	101,4	30,56	70,87
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	0,1872	5,825e-002	0,1290
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,239e+005	-1,086e+005	-1,312e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	122,7	148,8	110,3
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-2,465e+005	-6,982e+004	-1,766e+005
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	0,1853	5,790e-002	0,1275
	Fluid Package	Basis-1		
	Utility Type			

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 28 COMPOSICIONES EN LA CORRIENTE DE SALIDA DE LA VÁLVULA DE EXPANSIÓN 1

Material Stream: Val out 1

Worksheet	Attachments	Dynamics	
Worksheet	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Nitrogen	0,0000	0,0000
Properties	CO2	0,0000	0,0000
Composition	Methane	0,0000	0,0000
Oil & Gas Feed	Ethane	0,0001	0,0002
Petroleum Assay	Propane	0,6594	0,7907
K Value	i-Butane	0,1258	0,1010
User Variables	n-Butane	0,1222	0,0836
Notes	i-Pentane	0,0222	0,0093
Cost Parameters	n-Pentane	0,0121	0,0044
Normalized Yields	n-Hexane	0,0582	0,0108

Total 1,00000

Edit... View Properties... Basis...

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 29 CONDICIONES DE SALIDA EN EL DESTILADO DL5 DE LA COLUMNA DESROPANIZADORA

The screenshot shows the 'Material Stream: DL5' dialog box with the 'Worksheet' tab selected. The 'Stream Name' is 'DL5' and the 'Liquid Phase' is selected. The following table lists the properties:

Property	Value	Unit
Stream Name	DL5	
Vapour / Phase Fraction	0,0000	
Temperature [C]	46,44	
Pressure [bar]	15,85	
Molar Flow [kgmole/h]	1,318	
Mass Flow [kg/h]	58,22	
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	0,1148	
Molar Enthalpy [kJ/kgmole-C]	-1,174e+005	
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	99,75	
Heat Flow [kJ/h]	-1,547e+005	
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	0,1146	
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 30 COMPOSICIÓN EN LA SALIDA DE LA DESROPANIZADORA EN EL DESTILADO DL5

The screenshot shows the 'Material Stream: DL5' dialog box with the 'Worksheet' tab selected. The 'Composition' section is active, showing the following mole fractions:

Component	Mole Fractions	Liquid Phase
Nitrogen	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000
Methane	0,0000	0,0000
Ethane	0,0002	0,0002
Propane	0,9948	0,9948
i-Butane	0,0048	0,0048
n-Butane	0,0002	0,0002
i-Pentane	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0000

Total: 1,00000

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 31 CONDICIONES DE SALIDA EN LA DESPROPANIZADORA EN LOS FONDOS L4

Material Stream: L4

Worksheet	Attachments	Dynamics
Worksheet	Stream Name	L4
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0000
Properties	Temperature [C]	112,4
Composition	Pressure [bar]	16,55
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	0,6712
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	43,21
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	7,239e-002
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,468e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	121,0
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-9,855e+004
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	7,191e-002
	Fluid Package	Basis-1
	Utility Type	

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 32 COMPOSICIONES EN LA SALIDA DE LA DESPROPANIZADORA EN LOS FONDOS L4

Material Stream: L4

Worksheet	Attachments	Dynamics
Worksheet		
Conditions	Nitrogen	0.0000
Properties	CO2	0.0000
Composition	Methane	0.0000
Oil & Gas Feed	Ethane	0.0000
Petroleum Assay	Propane	0.0008
K Value	i-Butane	0.3634
User Variables	n-Butane	0.3617
Notes	i-Pentane	0.0657
Cost Parameters	n-Pentane	0.0359
Normalized Yields	n-Hexane	0.1725
	Total	1,00000

OK

Edit... View Properties... Basis...

Delete Define from Stream... View Assay

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 33 CONDICIONES DE SALIDA EN LA VÁLVULA DE EXPANSIÓN 2

Stream Name	Val out 2	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0,2696	0,2696	0,7304
Temperature [C]	89,14	89,14	89,14
Pressure [bar]	10,00	10,00	10,00
Molar Flow [kgmole/h]	0,6712	0,1810	0,4902
Mass Flow [kg/h]	43,21	10,98	32,23
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	7,239e-002	1,886e-002	5,353e-002
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,468e+005	-1,288e+005	-1,535e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	121,7	154,5	109,6
Heat Flow [kJ/h]	-9,855e+004	-2,330e+004	-7,525e+004
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	7,191e-002	1,877e-002	5,315e-002
Fluid Package	Basis-1		
Utility Type			

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 34 COMPOSICIONES EN LA SALIDA DE LA VÁLVULA DE EXPANSIÓN 2

	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
Nitrogen	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000
Methane	0,0000	0,0000	0,0000
Ethane	0,0000	0,0000	0,0000
Propane	0,0008	0,0015	0,0006
i-Butane	0,3634	0,4684	0,3246
n-Butane	0,3617	0,4051	0,3457
i-Pentane	0,0657	0,0465	0,0727
n-Pentane	0,0359	0,0223	0,0409
n-Hexane	0,1725	0,0562	0,2155

Total: 1,00000

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 35 CONDICIONES DE SALIDA DE LA CORRIENTE DE DESTILADO DL6 EN LA DESBUTANIZADORA

The screenshot shows the 'Material Stream: DL6' dialog box in Aspen Hysys. The 'Worksheet' tab is active, displaying a table of stream properties. The stream is identified as 'DL6' and is in a 'Liquid Phase'. The table lists various physical and chemical properties such as temperature, pressure, molar flow, and mass flow.

Property	Value	Unit
Stream Name	DL6	
Vapour / Phase Fraction	0,0000	
Temperature [C]	68,00	
Pressure [bar]	9,000	
Molar Flow [kgmole/h]	0,4915	
Mass Flow [kg/h]	28,62	
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	4,996e-002	
Molar Enthalpy [kJ/kgmole-C]	-1,448e+005	
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	93,01	
Heat Flow [kJ/h]	-7,118e+004	
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	4,984e-002	
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

Fuentes: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 36 COMPOSICIÓN A LA SALIDA DE LA DESTILACIÓN DL6 EN LA DESBUTANIZADORA

The screenshot shows the 'Material Stream: DL6' dialog box in Aspen Hysys, displaying the 'Composition' tab. It lists the mole fractions of various components in the liquid phase. The total mole fraction is 1,00000.

Component	Mole Fractions	Liquid Phase
Nitrogen	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000
Methane	0,0000	0,0000
Ethane	0,0000	0,0000
Propane	0,0011	0,0011
i-Butane	0,4962	0,4962
n-Butane	0,4938	0,4938
i-Pentane	0,0087	0,0087
n-Pentane	0,0002	0,0002
n-Hexane	0,0000	0,0000

Total: 1,00000

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 37 CONDICIONES DE SALIDA EN LOS FONDOS L5 DE LA COLUMNA DESBUTANIZADORA

Stream Name	L5		Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0,0000		1,0000
Temperature [C]	144,8		144,8
Pressure [bar]	9,800		9,800
Molar Flow [kgmole/h]	0,1797		0,1797
Mass Flow [kg/h]	14,59		14,59
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2,243e-002		2,243e-002
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,659e+005		-1,659e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	142,3		142,3
Heat Flow [kJ/h]	-2,981e+004		-2,981e+004
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	2,230e-002		2,230e-002
Fluid Package	Basis-1		
Utility Type			

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 38 COMPOSICIONES DE SALIDA EN LOS FONDOS L5 EN LA DESBUTANIZADORA

	Mole Fractions	Liquid Phase
Nitrogen	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000
Methane	0,0000	0,0000
Ethane	0,0000	0,0000
Propane	0,0000	0,0000
i-Butane	0,0001	0,0001
n-Butane	0,0006	0,0006
i-Pentane	0,2215	0,2215
n-Pentane	0,1335	0,1335
n-Hexane	0,6444	0,6444

Total 1,00000

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

GLP
ANEXO 39
CONDICIONES DE ENTRADA A LA TORRE DESBUTANIZADORA

Stream Name	Alimento	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0,0000	1,0000
Temperature [C]	20,00	20,00
Pressure [bar]	5,000	5,000
Molar Flow [kgmole/h]	100,0	100,0
Mass Flow [kg/h]	5486	5486
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	9,759	9,759
Molar Enthalpy [kJ/kgmole-C]	-1,432e+005	-1,432e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	69,96	69,96
Heat Flow [kJ/h]	-1,432e+007	-1,432e+007
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	9,676	9,676
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 40
COMPOSICIÓN DEL GLP EN LA CORRIENTE DE ALIMENTO

	Molar Flows	Liquid Phase
Nitrogen	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000
Methane	0,0000	0,0000
Ethane	2,7503	2,7503
Propane	18,0118	18,0118
i-Butane	15,5716	15,5716
n-Butane	63,5064	63,5064
i-Pentane	0,1000	0,1000
n-Pentane	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0600	0,0600

Total

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 41 CONDICIONES DE SALIDA EN EL DESTILADO D1 EN LA DESBUTANIZADORA

The screenshot shows the 'Material Stream: D1' dialog box in Aspen Hysys V 9.0. The 'Worksheet' tab is active, displaying a table of stream properties. The 'Stream Name' is 'D1' and the 'Liquid Phase' is selected. The table lists various properties such as Vapour / Phase Fraction, Temperature, Pressure, Molar Flow, Mass Flow, and Molar Enthalpy.

Property	Value	Unit
Stream Name	D1	
Vapour / Phase Fraction	0,0000	1,0000
Temperature [C]	-14,97	-14,97
Pressure [bar]	4,500	4,500
Molar Flow [kgmole/h]	20,55	20,55
Mass Flow [kg/h]	867,7	867,7
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1,782	1,782
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,212e+005	-1,212e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	83,54	83,54
Heat Flow [kJ/h]	-2,491e+006	-2,491e+006
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	1,753	1,753
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 42. COMPOSICIONES DE SALIDA EN EL DESTILADO D1 EN LA DESBUTANIZADORA

The screenshot shows the 'Material Stream: D1' dialog box in Aspen Hysys V 9.0, displaying the composition data. The 'Worksheet' tab is active, showing a table of mole fractions for various components. The total flow is 1,00000.

Component	Mole Fractions	Liquid Phase
Nitrogen	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000
Methane	0,0000	0,0000
Ethane	0,1339	0,1339
Propane	0,8651	0,8651
i-Butane	0,0010	0,0010
n-Butane	0,0001	0,0001
i-Pentane	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0000

Total: 1,00000

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 43 COMPOSICIONES A LA SALIDA DE FONDOS EN LA COLUMNA DESBUTANIZADORA 1

	Mass Flows	Liquid Phase
Nitrogen	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000
Methane	0,0000	0,0000
Ethane	0,0000	0,0000
Propane	10,4904	10,4904
i-Butane	903,9443	903,9443
n-Butane	3691,1336	3691,1336
i-Pentane	7,2158	7,2158
n-Pentane	0,0000	0,0000
n-Hexane	5,1707	5,1707
Total	4617,95476 kg/h	

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 44 CONDICIONES DE SALIDA DE LA BOMBA

Stream Name	Bomb out	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0,0000	1,0000
Temperature [C]	-13,04	-13,04
Pressure [bar]	28,00	28,00
Molar Flow [kgmole/h]	20,55	20,55
Mass Flow [kg/h]	867,7	867,7
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1,782	1,782
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,210e+005	-1,210e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	83,82	83,82
Heat Flow [kJ/h]	-2,486e+006	-2,486e+006
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	1,753	1,753
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 45 COMPOSICIONES EN LA SALIDA DE LA BOMBA

The screenshot shows the 'Material Stream: Bomb out' window in Aspen Hysys. The 'Worksheet' tab is active, displaying a table of mole fractions and liquid phase compositions for various hydrocarbons. The total flow is 1.00000.

	Mole Fractions	Liquid Phase
Nitrogen	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000
Ethane	0.1339	0.1339
Propane	0.8651	0.8651
i-Butane	0.0010	0.0010
n-Butane	0.0001	0.0001
i-Pentane	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000

Total: 1.00000

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 46 CONDICIONES DE SALIDA EN EL DESTILADO D2 EN LA DESPROPANIZADORA

The screenshot shows the 'Material Stream: D2' window in Aspen Hysys. The 'Worksheet' tab is active, displaying a table of output conditions for stream D2, including temperature, pressure, and flow rates for both vapour and liquid phases.

Stream Name	D2	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0,0002	0,0002	0,9998
Temperature [C]	26,72	26,72	26,72
Pressure [bar]	27,50	27,50	27,50
Molar Flow [kgmole/h]	4,537	8,347e-004	4,536
Mass Flow [kg/h]	161,5	2,765e-002	161,5
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	0,3880	7,102e-005	0,3879
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,044e+005	-9,134e+004	-1,044e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	123,5	159,3	123,4
Heat Flow [kJ/h]	-4,736e+005	-76,24	-4,735e+005
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	0,3698	6,789e-005	0,3698
Fluid Package	Basis-1		
Utility Type			

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 47 COMPOSICIONES EN LA SALIDA DEL DESTILADO D2 DE LA DESPROPANIZADORA

	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
Nitrogen	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000
Methane	0,0000	0,0000	0,0000
Ethane	0,6056	0,7817	0,6056
Propane	0,3944	0,2183	0,3944
i-Butane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000	0,0000
i-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0000	0,0000

Total: 1,00000

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 48 CONDICIONES DE SALIDA EN LOS FONDOS L2 DE LA DESPROPANIZADORA

Stream Name	L2	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0,0000	1,0000
Temperature [C]	73,78	73,78
Pressure [bar]	28,00	28,00
Molar Flow [kgmole/h]	16,01	16,01
Mass Flow [kg/h]	706,2	706,2
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1,394	1,394
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,129e+005	-1,129e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	112,2	112,2
Heat Flow [kJ/h]	-1,808e+006	-1,808e+006
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	1,391	1,391
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 49 CONDICIONES DE SALIDA EN LOS FONDOS L2 DE LA DESPROPANIZADORA

Material Stream: L2

Worksheet		Mole Fractions		Liquid Phase	
Conditions	Nitrogen		0,0000		0,0000
Properties	CO2		0,0000		0,0000
Composition	Methane		0,0000		0,0000
Oil & Gas Feed	Ethane		0,0002		0,0002
Petroleum Assay	Propane		0,9985		0,9985
K Value	i-Butane		0,0012		0,0012
User Variables	n-Butane		0,0001		0,0001
Notes	i-Pentane		0,0000		0,0000
Cost Parameters	n-Pentane		0,0000		0,0000
Normalized Yields	n-Hexane		0,0000		0,0000

Total: 1,00000

Buttons: Edit..., View Properties..., Basis...

Bottom Bar: OK, Delete, Define from Stream..., View Assay

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 50 CONDICIONES DE SALIDA EN LA DESBUTANIZADORA 2 EN EL DESTILADO D3

Material Stream: D3

Worksheet		Stream Name	D3	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction		0,0000	0,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]		37,70	37,70	37,70
Composition	Pressure [bar]		4,000	4,000	4,000
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]		49,88	3,406e-004	49,88
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]		2896	1,974e-002	2896
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]		5,025	3,436e-005	5,025
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]		-1,479e+005	-1,284e+005	-1,479e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]		70,95	137,6	70,94
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]		-7,376e+006	-43,74	-7,376e+006
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]		5,012	3,427e-005	5,012
	Fluid Package		Basis-1		
	Utility Type				

Buttons: Delete, Define from Stream..., View Assay

Bottom Bar: OK

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 51 COMPOSICIONES EN LA SALIDA DE LA DESBUTANIZADORA EN EL DESTILADO D3

	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.0048	0.0132	0.0048
i-Butane	0.3000	0.3640	0.3000
n-Butane	0.6952	0.6228	0.6952
i-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000

Total: 1,00000

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 52 CONDICIONES DE SALIDA EN LA DESBUTANIZADORA 2 EN LOS FONDOS L3

Worksheet	Stream Name	L3	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	46,36	46,36
Composition	Pressure [bar]	4,500	4,500
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	29,57	29,57
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	1722	1722
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2,953	2,953
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,451e+005	-1,451e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	60,51	60,51
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-4,289e+006	-4,289e+006
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	2,946	2,946
	Fluid Package	Basis-1	
	Utility Type		

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0

ANEXO 53
COMPOSICIONES EN LA CORRIENTE DE SALIDA EN DESBUTANIZADORA
EN FONDOS D3

	Mole Fractions	Liquid Phase
Nitrogen	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0000
i-Butane	0.0198	0.0198
n-Butane	0.9747	0.9747
i-Pentane	0.0034	0.0034
n-Pentane	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0020	0.0020

Total: 1,00000

Buttons: Edit..., View Properties..., Basis..., OK, Delete, Define from Stream..., View Assay, Navigation arrows.

Fuente: Massachusetts Institute of Technology (MIT). Aspen Hysys V 9.0