

**SIMULACIÓN DE UNA PLANTA DE OBTENCIÓN DE GAS LICUADO DEL
PETROLEO (GLP), A PARTIR DE LA CORRIENTE DE CONDENADOS SIN
ESTABILIZAR. CASO DE ESTUDIO CAMPO COLOMBIANO**

REYNALDO FIGUEROA GUERRERO

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERIA DEL GAS
BUCARAMANGA**

2018

**SIMULACIÓN DE UNA PLANTA DE OBTENCIÓN DE GAS LICUADO DEL
PETROLEO (GLP), A PARTIR DE LA CORRIENTE DE CONDENADOS SIN
ESTABILIZAR. CASO DE ESTUDIO CAMPO COLOMBIANO**

REYNALDO FIGUEROA GUERRERO

**Trabajo de grado para optar al título de
Especialista en Ingeniería en Gas**

Director

Manuel Enrique Cabarcas Simancas

Magíster en Ingeniería Química

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERIA DEL GAS
BUCARAMANGA**

2018

DEDICATORIA

En esta oportunidad quiero dar gracias primero que todo a Dios, Jesús, al Espíritu Santo y a la Virgen María por todo su amor brindado, por acompañarme en cada instante de mi vida dándome fuerzas para seguir en la lucha por alcanzar mis sueños y su voluntad.

También quiero dar gracias a mis padres Estella Guerrero Correa y Reynaldo Figueroa Pinilla por esa gran labor que han realizado en la formación de nosotros sus hijos, por sus esfuerzos por darnos la educación, salud y bienestar. En especial les doy gracias por su confianza, su fe y apoyo en mis convicciones

De igual manera quiero agradecer a mis hermanos Ronny Figueroa Guerrero y Yoliseth Figueroa Guerrero, por estar siempre presente en mi vida, por su apoyo incondicional. Además agradecer a toda mi familia por hacerme miembro de ella y hacerme sentir una persona de gran valor.

Dedico esta meta alcanzada de igual manera a mis hermanos escogidos de la MAFIA Karen Pajaro, Keren Marquez, Erwin Viloría y Wilmer Liconá, gracias por su amistad, afecto y apoyo. ¡Quien encuentra un amigo encuentra un tesoro!

También quiero agradecer a mi empresa Gas Gibraltar S.A.S, a todos sus directivos por brindarme el espacio para cursar esta especialización. En especial agradecer al Ingeniero Carlos Julio Cortes por su apoyo técnico en la elaboración de esta monografía.

REYNALDO FIGUEROA GUERRERO.

CONTENIDO

	Pag.
INTRODUCCION.....	14
1. GENERALIDADES, ENTORNO INTERNACIONAL Y NACIONAL DEL GLP.	15
1.1 GENERALIDADES.....	15
1.1.1 Antecedentes.....	17
1.2 GLP ENTORNO INTERNACIONAL.....	19
1.2.1 Produccion mundial de GLP por fuente	23
1.2.2 Comercio internacional	25
1.2.3 Pronóstico futuro para el GLP	29
1.2.4 Demanda mundial de GLP.....	30
1.2.5 Precio del GLP en Mont Belvieu	33
1.3. GLP ENTORNO NACIONAL.....	34
1.3.1 Producción.....	34
1.3.2 Infraestructura de transporte de GLP.....	37
1.3.3 Calidad de glp en Colombia.....	42
1.3.4 Importaciones y exportaciones	47
1.3.5 Demanda	49
1.3.6 Tarifas del servicio publico domiciliario de GLP	57
2. CARACTERIZACION DE CORRIENTE DE CONDENSADO.....	59
2.1. DESCRIPCION GENERAL DE LA PLANTA DESHIDRATADORA	59
2.2. SIMULACION PLANTA DE DESHIDRATACION DEL CAMPO COLOMBIANO DE ESTUDIO.....	62
2.2.1 Gas de entrada	62

2.2.2 Separador de entrada.....	63
2.2.3 Aero enfriador de gas.	65
2.2.4 Separacion de agua.....	67
2.2.5 Separador bifasico D-20002.	75
2.2.6 Válvula efecto Joule Thomson.....	77
2.2.7 Separador frío.....	78
2.2.8 Separador de condensados.....	80
2.2.9 Estabilización de condensados.....	83
3. SIMULACIÓN PLANTA DE OBTECCIÓN DE GLP	88
3.1. CARACTERIZACION DE LA CORRIENTE DE ALIMENTACIÓN.....	89
3.2. ANALISIS Y RESULTADOS	91
3.2.1. Condensacion y reflujo.....	93
3.2.2. Re-hervidor	97
3.2.3. Columna despropanizadora.....	100
4. CONCLUSIONES	103
5. RECOMENDACIONES.....	104
BIBLIOGRAFIA.....	105

LISTA DE FIGURAS

	Pag.
Figura 1. Usos de GLP	16
Figura 2. Producción mundial de GLP por fuentes	20
Figura 3. Producción mundial de GLP (Millones de toneladas)	21
Figura 4. Producción de GLP por regiones (Millones de toneladas)	22
Figura 5. Producción mundial de GLP por fuente y por región años 2000 y 2014 miles de BPD	24
Figura 6. Exportación de GLP de EE.UU (Millones de toneladas años)	25
Figura 7. Patrón de transferencia de Propano buque a buque	27
Figura 8. Exportaciones mensuales de EE.UU de propano a destinos potenciales de transferencia de buque a buque.	28
Figura 9. Exportaciones de GLP de Medio Oriente, Millones de toneladas año	29
Figura 10. Producción global de GLP a 2020 (Millones de toneladas)	30
Figura 11. Demanda regional de GLP 2000-2012 millones de toneladas.....	31
Figura 12. Consumo mundial de GLP, 2011, Millón de tonelada.....	32
Figura 13. Historico precio MONT BELVIEU	33
Figura 14. Producción del GLP por fuente de suministro, en BPD.	37
Figura 15. Infraestructura de transporte y fuentes de producción de GLP en Colombia.....	38
Figura 16. Transporte de GLP por ductos.....	41
Figura 17. Exportaciones e importaciones en Colombia.....	48
Figura 18. Escenario de demanda nacional de Gas Natural.....	50
Figura 19. Demanda de GLP en Colombia, BPD.....	51
Figura 20. Distribución del consumo por modalidad de venta	52
Figura 21. Demanda de GLP por modalidad en número de cilindro 2014	53
Figura 22. Demanda de GLP por modalidad en número de cilindro 2015	53
Figura 23. Demanda de GLP por modalidad en número de cilindro 2015	54
Figura 24. Demanda de GLP en Colombia por departamento año 2016.....	56
Figura 25. Mixer de adición de agua.....	63

Figura 26. Separador de entrada D-07001	64
Figura 27. Envolverte corriente 11 (salida de gas separador de entrada D-07001).....	65
Figura 28. Aeroenfriador de gas E-20051 y separador bifásico D-20001	66
Figura 29. Envolverte corriente 14 (salida de gas separador bifásico D-20001).	67
Figura 30. Separador de agua D-07002	68
Figura 31. Dosificación monoetilenglicol (MEG) a Corriente 14.....	69
Figura 32. Intercambiadores de calor Gas/Gas (E-20052 A/B) y Gas/liquido E-20053.....	70
Figura 33. Duty intercambiador de calor E-20053.....	73
Figura 34. Duty intercambiador de calor E-20052A	74
Figura 35. Duty intercambiador de calor E-20052B	74
Figura 36. Separador bifásico D-20002 y dosificación de MEG.....	76
Figura 37. Envolverte corriente 17 (salida de gas separador bifásico D-20002)	77
Figura 38. Separador bifásico D-25001	79
Figura 39. Envolverte corriente 55 (salida de gases intercambiadores de calor E-20052 A/B)	80
Figura 40. Mixer de líquidos de vasijas (MIX-100).....	81
Figura 41. Separador trifásico D-25002.....	82
Figura 42. Torre estabilizadora T-7581	84
Figura 43. Perfil de presión torre de estabilización de condensados T-7581...	85
Figura 44. Perfil de presión torre de estabilización de condensados T-7581...	85
Figura 45. Gas a venta	87
Figura 46. Diagrama general de la simulación de la planta del caso en estudio.	88
Figura 47. Platos teóricos torre despropanizadora T-7583.....	92
Figura 48. Condensador torre despropanizadora T-7583.....	93
Figura 49. Fracción de vapor vs temperatura en condensador.....	93
Figura 50. Envolverte corriente (Gas a condensador).....	94
Figura 51. Re-hervidor torre despropanizadora T-7583.....	97

Figura 52. Perfil de presión columna T-7583	101
Figura 53. Perfil de presión columna T-7583	102
Figura 54. Esquema general de planta de obtencion de GLP	102

LISTA DE TABLAS

Pag.

Tabla 1. Producción de GLP por fuente de suministro (BPD).....	36
Tabla 2. Transporte de GLP por ductos.....	40
Tabla 3. Calidad del GLP de la Refinería de Barrancabermeja	42
Tabla 4. Requisito para los gases licuados de petróleo GLP (NTC 2303)	44
Tabla 5. Calidad del GLP de la Refinería de Cartagena	45
Tabla 6. Calidad del GLP de APIAY	45
Tabla 7. Calidad del GLP de TOQUI – TOQUI	46
Tabla 8. Calidad del GLP de CUSIANA.....	47
Tabla 9. Importaciones y exportaciones de GLP en Colombia	48
Tabla 10. Demanda de GLP en Colombia BPD	50
Tabla 11. Demanda de GLP en Colombia por departamento año 2016 (BPD).55	
Tabla 12. Composiciones de fluido de pozos en base seca, campo Colombia en estudio (Fracción molar).	60
Tabla 13. Variables de entrada a planta deshidratadora	61
Tabla 14. Variables intercambiador de calor E-20052A.....	71
Tabla 15. Variables intercambiador de calor E-20052B.....	71
Tabla 16. Variables intercambiador de calor E-20053	72
Tabla 17. Variables efecto Joule Thomson.....	78
Tabla 18. Calidad gas a venta (SalesGas1,)	87
Tabla 19. Caracterización corriente NGL (condensado estabilizado)	90
Tabla 20. Condiciones de operación corriente NGL	91
Tabla 21. Condiciones de GLP	95
Tabla 22. Composición GLP a comercializar	96
Tabla 23. Condiciones de GLP	98
Tabla 24. Composición de corrientes del re-hervidor.....	99

RESUMEN

TITULO: SIMULACIÓN DE UNA PLANTA DE OBTENCIÓN DE GAS LICUADO DEL PETROLEO (GLP), A PARTIR DE LA CORRIENTE DE CONDENSADOS SIN ESTABILIZAR. CASO DE ESTUDIO CAMPO COLOMBIANO*.

AUTOR: REYNALDO FIGUEROA GUERRERO**

PALABRAS CLAVES: GAS LICUADO DE PETRÓLEO, HERRAMIENTA INFORMÁTICA, OBTENCIÓN DE GLP, PLANTA DE DESHIDRATACIÓN DE GAS NATURAL, TORRE DESPROPANIZADORA, CONDENSADOS.

El GLP es uno de los hidrocarburos derivados del petróleo utilizado mayormente para usos domésticos en el mundo, por su fácil transporte este energético es llevado a muchos usuarios que se encuentran en la periferia de las grandes ciudades y veredas donde no es posible el suministro de Gas Natural domiciliario, en Colombia este hidrocarburo actualmente es utilizado para uso doméstico, como es el caso de la cocción de alimentos, de igual manera este energético es utilizado en la parte comercial, en pequeños puntos de comidas rápidas, donde la portabilidad es un factor preponderante. En este estudio, inicialmente, en el primer capítulo se realiza un estudio bibliográfico del entorno internacional y nacional del mercado del GLP, donde principalmente se abordaran temas como ofertas, demanda e infraestructura de este energético en las diferentes regiones del mundo y el país.

En el segundo capítulo se realizó una simulación de la planta de deshidratación del campo colombiano en estudio para de esta manera lograr caracterizar la corriente de condensados de la cual se pretende retirar el GLP presente en ella, obteniendo de esta datos de variables de presión, temperatura, caudal, composición etc.

En el tercer y último capítulo con los datos obtenidos de la simulación con la herramienta informática en uso del segundo capítulo, con esta misma herramienta informática se simula una planta de obtención de GLP, por medio del cual se logra obtener la posible cantidad y calidad Gas Licuado de Petróleo (GLP) si se invirtiera financieramente en la puesta en marcha esta planta, según las especificaciones arrojadas en la simulación.

* Trabajo de grado.

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería de Petróleo; Director: M. Sc. Manuel Enrique Cabarcas Simancas.

ABSTRACT

TITLE: SIMULATION OF PLANT TO OBTAIN PETROLEUM LIQUID GAS (LPG), FROM THE CURRENT OF CONDENSED WITHOUT STABILIZING. CASE STUDY COLOMBIAN FIELD*.

AUTHOR: REYNALDO FIGUEROA GUERRERO**.

KEYWORDS: PETROLEUM LIQUID GAS, COMPUTER TOOL, OBTAINING LPG, NATURAL GAS DEHYDRATION PLANT, DEPROPANIZER TOWER, CONDENSATES.

LPG is one of the hydrocarbons derived from petroleum used mainly for domestic use in the world, for its easy transport this energy is taken to many users who are on the periphery of large cities and towns where it is not possible to supply gas Natural domiciliary, in Colombia this hydrocarbon is currently used for domestic use, as is the case of cooking food, in the same way this energy is used in the commercial part, in small points of fast foods, where portability is a preponderant factor.

In this study, initially in the first chapter, a bibliographic study of the international and national environment of the LPG market is carried out, mainly addressing issues such as supply, demand and infrastructure of this energy in different regions of the world and the country.

In the second chapter, a simulation of the dehydration plant of the Colombian field under study was carried out in order to characterize the condensate current from which the LPG present in it is to be extracted, obtaining from this data variables of pressure, temperature, flow, composition etc.

In the third and last chapter with the data obtained from the simulation with the computer tool in use in the second chapter, with this same computer tool a LPG obtaining plant is simulated, through which the possible quantity and quality can be obtained Gas Liquido de Petróleo (LPG) if financially invested in the start-up of this plant, according to the specifications issued in the simulation.

* Degree work.

** Faculty of Physicochemical Engineering, School of Petroleum Engineering; Director: M. Sc. Manuel Enrique Cabarcas Simancas.

INTRODUCCIÓN

Aun en el mundo existen personas y familias que actualmente no cuentan con energéticos para satisfacer sus necesidades domesticas diaria debido a la imposibilidad de llegar estos energéticos a estos lugares apartados, es aquí donde toma importancia el Gas Licuado de Petróleo (GLP), ya que este por su fácil transporte puede ser transportado y llevado a esos lugares donde es imposible llevar energéticos modernos.

En la planta de tratamiento de gas que se presenta como caso de estudio cuenta con una torre de estabilización empacuetada que estabiliza los condensado hasta una RVP (Presión de Vapor Reíd) de 14 pisa, esta torre no logra remover componentes como C4 y C3 afectando de una manera considerable el *dew point* del gas de tope de la torre que se mezcla con el gas a venta, Arrojando Datos de calidad de cricondentermico en gas a ventas altos. El diseño de la torre de estabilización no permite la separación de los compuestos C4 y C3 los cuales son componentes que se encuentra en gran proporción en el GLP. La separación de estos compuestos podría generar una oportunidad de negocio en un mercado ya existente. Para esto se diseñara una planta para la obtención de GLP a partir de la corriente de condensado sin estabilizar en cuestión.

Esta simulación se realiza con el objetivo de evidenciar una posible alternativa para la recuperación del gas licuado del petróleo (GLP) que se pierde en los tanques de almacenamientos de condensado en el campo de caso de estudio, con este estudio se pretende beneficiar a la empresa en cuestión, ya que al separar el GLP del condesado se obtiene un condesado más estabilizado resolviendo de esta manera los problemas de excesivos vapores en los tanques de almacenamiento de condensado, además de esto se reflejara una mejora en la calidad del gas a ventas en lo concerniente al *dew point* y una rentabilidad en la venta del gas licuado del petróleo obtenido a partir de la puesta en marchar de este estudio.

1. GENERALDADES, ENTORNO INTERNACIONAL Y NACIONAL DEL GLP

El gas licuado de petróleo ha sido uno de los hidrocarburos derivados del petróleo más utilizados para muchas aplicaciones, en especial para el sector doméstico donde es utilizado principalmente para la cocción de alimentos, en este primer capítulo se abordara el panorama nacional e internacional de este energético.

1.1. GENERALIDADES

Hoy en día hay tres millones de personas que aún no cuentan con acceso a energías modernas, ellos confían en combustibles tradicionales tales como la madera, el carbón, e incluso residuos animales y cascaras de arroz. El más afortunado de ellos usara keroseno, pero el keroseno es muy peligroso para mantenerse alrededor de los hogares.

El GLP (Gas Licuado del Petróleo), es una alternativa viable y moderna en este escenario debido a su fácil manejo, limpieza, densidad de energía y portabilidad, en muchos casos permitiendo de esta manera llegar a estas personas y transformar sus vidas.

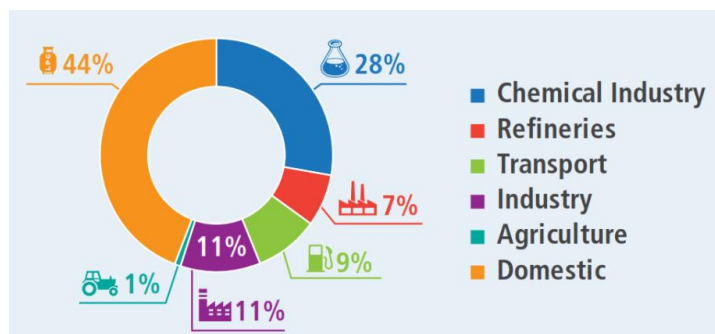
El Gas Licuado de Petróleo (GLP) puede ser propano, butano o una mezcla de propano (C_3H_8) y butano (C_4H_{10}), químicamente son muy similares pero tienen propiedades diferentes. Existen dos tipos de GLP comercial, comúnmente llamados propano comercial, que es una mezcla de propano, propileo y otros compuestos minoritarios (Etano, Butano, etc.), puede contener hasta un máximo de butano de 30%. El otro tipo de GLP comercial es una mezcla de butano, butileno y otros compuestos minoritarios (propano, pentano, etc.), puede contener un máximo de propano de 50%.

Este combustible puede ser fácilmente llevado a estado líquido por compresión bajo presiones moderadas y almacenado en cilindros, cuando esta presión es

liberada en operación como por ejemplo en una estufa, el líquido del cilindro produce un vapor o gas. A temperatura ambiente y presión atmosférica el Gas Licuado del petróleo se encuentra en estado gaseoso, para obtener este combustible en forma líquida a presión atmosférica la temperatura del butano debe de ser inferior a 31,1°F y la del propano inferior a -43,96 °F. En cambio, para obtener el GLP en forma líquida a temperatura ambiente se debe de someter este a más de 29,39 PSIG para el butano y más de 117,5 PSIG para el propano. Una unidad de líquido produce alrededor de 250 unidades de gas, lo cual demuestra lo poderoso que es el GLP en forma líquida.

El GLP se deriva de la explotación de campos de gas natural, y también se produce durante el proceso de refinación del petróleo. El GLP tiene diversos usos dentro de los cuales se pueden destacar para usos residenciales, comerciales, para el uso de industrias químicas como en el sector petroquímico como materia prima, en sector de automotriz como es el caso de los AUTOGAS el cual se está posicionando fuertemente en algunos países alrededor del mundo, alcanzando un consumo en el año 2010 de 0,86 millones de barriles por día (BPD), representando el 9% de la oferta mundial como se observa en la **Figura 1**, esto debido al favorecimiento del GLP con la determinación de políticas ambientales con la que los gobiernos buscan reducir la concentración de gases de efecto invernadero y contaminación atmosférica. También el GLP es utilizado en refinerías como fuente importante de energía.

Figura 1. Usos de GLP.



Fuente: *World LPG Association (2016). Opportunities for using LPG in humanitarian setting*. Recuperado de www.wlpga.org/publication/opportunities-lpg-use-humanitarian-settings/.

El GLP es una muy buena alternativa por sus emisiones bajas de carbón con respecto a los combustibles fósiles sólidos y líquidos. Su combustión emite un 49% menos de CO₂ que el carbón, el 17% menos de CO₂ que combustibles utilizados para calefacción. Como combustible para transporte el GLP presenta una ventaja con respecto a los combustibles fósiles líquidos, debido a la huella que produce con los gases de efecto invernadero, con un porcentaje respectivamente de 21% y 23% menor que la gasolina y el diésel.

Además de esto el Gas Licuado del Petróleo (GLP) casi no emite negro de carbón, el cual causa amenaza a la salud humana debido a la pobre calidad del aire, y este a su vez es el segundo gran contribuidor al calentamiento global después del CO₂. Este gas además es un recurso energético que se encuentra en abundancia y posee facilidades para ser almacenado y su precio aproximado es un 60% menor que el de los combustibles tradicionales. En la actualidad es uno de los combustibles alternativos más utilizados por su adaptabilidad y economía.

1.1.1 Antecedentes. El Gas Licuado de Petróleo (GLP), tiene su origen entre el año 1900 y 1912 en Estados Unidos al comprobarse que la gasolina natural sin refinar tendía 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. Como estos gases eran 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 para separar estos gases. Es así que a partir de los procesos de refinación del petróleo se obtiene gasolina, diésel, queroseno, nafta y GLP.

El sector del Gas Licuado del Petróleo (GLP) en Colombia desde sus inicios en los años 30, ha soportado cambios sistémicos en distintas etapas. Inicialmente (1930 – 1960), se enfrentó al reto de creación de su propio mercado logrando una rápida penetración para cocción de alimentos en el sector residencial, debido a la gran acogida la demanda comenzó a presionar a la oferta, situación que se mantuvo hasta hace tan solo 10 años.

Los transportadores de cilindros desde las refinerías de Tibú y Barrancabermeja hasta sus centros de consumo poco a poco se fueron organizando como las primeras empresas distribuidoras, mientras que por el lado de la oferta ECOPETROL era el único productor. En los años 50 se construyeron los primeros poliductos y propanoductos, y surgieron en los terminales de entrega de estos, las primeras plantas de recibo y llenado de cilindros.

Posteriormente (1960 – 1993), frente a un escenario de oferta deficitaria y de monopolio en el suministro, así como un surgimiento de nuevas empresas distribuidoras, el Ministerio de Minas y Energía reguló la actividad mediante el sistema de cupos, por el cual se le asignaba a cada distribuidor un volumen mensual y una zona exclusiva para su distribución.

En la siguiente etapa (1993-2000), se procedió a la eliminación del sistema de cupos y a la creación de la figura de distribuidor mayorista con base en el incremento de la oferta y de su casi inmediato aprovechamiento por parte de sus consumidores. En 1993 ECOPETROL inició importaciones ante el nuevo esquema, y en 1995 entró en funcionamiento la nueva planta de ruptura catalítica de la refinería de Barrancabermeja la cual aportó un volumen adicional de GLP al mercado.

Durante este periodo las actividades de comercialización, distribución mayorista y distribución minorista pasaron a ser un Servicio Público Domiciliario (Ley 142 de 1994), regulado por la Comisión de Regulación de Energía y Gas (CREG), bajo el control y vigilancia de la Superintendencia de Servicios Públicos Domiciliarios (SSPD) y la promulgación de la Resolución CREG 074 de 1996 donde se establece la base o primer marco regulatorio del sector el cual estuvo vigente hasta el año 2008.

Durante esta etapa también tuvo lugar el primer programa “Gas Para el Campo”, impulsado por ECOPETROL, con el doble propósito de extender la cobertura del servicio en áreas rurales y evitar la apropiación de leña con fines energéticos del sector residencial. De esta forma se pudo alcanzar, en el año 2000, el volumen máximo de consumo de 24,3 miles de BPD, posterior a esta fecha la demanda ha tenido un comportamiento decreciente. A partir de 2008, entró en vigencia un nuevo marco regulatorio para el sector (el segundo de su historia), el cual instauró cambios sustanciales tales como el esquema de marcas en los cilindros (ahora propiedad del distribuidor), cambios en la cadena de comercialización y el régimen de libertad vigilada para las actividades de distribución y comercialización minorista.

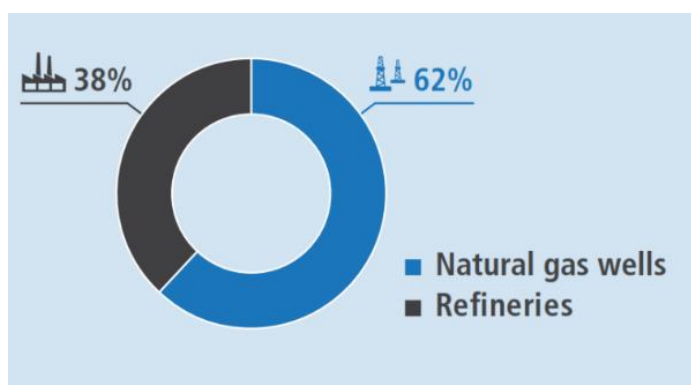
Finalmente, en los últimos años (2000 – 2013), ha sido notoria la contracción de la demanda, influenciada esta situación por los envíos de propano-propileno desde la refinera de Barrancabermeja a la industria petroquímica en Cartagena, así como de otros cambios de tipo operativo, los cuales han generado una disminución en la oferta de GLP de las refineras.

1.2. GLP ENTORNO INTERNACIONAL

El 62% del GLP producido a nivel mundial se deriva del procesamiento de los líquidos obtenidos a partir de la producción del gas natural, el 38% restante se obtiene del proceso de refinación del petróleo (**Figura 2**). Lo anterior ha producido que los productores de GLP se trasladen a zonas donde el gas de esquisto (shale gas), produzca un amplio contenido de líquidos, para de esta

manera lograr el aprovechamiento máximo de los líquidos asociados al gas natural, que tienen a su vez mayores precios en el mercado en comparación al gas natural. Esta dependencia del GLP al sector de gas y de refinación de petróleo, genera que la producción del GLP dependa de la motivación, capacidad o necesidad de producción de estos hidrocarburos.

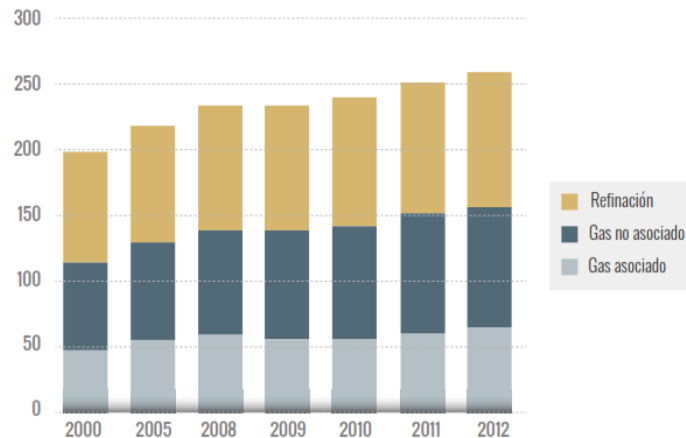
Figura 2. Producción mundial de GLP por fuentes.



Fuente: *World LPG Association (2016). Opportunities for using LPG in humanitarian setting.* Recuperado de www.wlpga.org/publication/opportunities-lpg-use-humanitarian-settings/.

Debido a lo anterior desde el 2010, a nivel mundial la producción de GLP se ha venido incrementando, principalmente por el impulso que ha generado la oferta de gas natural. Llevando de esta manera una producción de GLP en el 2012 de 8,8 millones de barriles día (Millones de BPD), aproximadamente 258 millones de toneladas diarias (mtnd) (**Figura 3**), el cual según el último reporte de la asociación mundial de GLP (*WLPGA, World LPG Association*) emitido en el mes de diciembre del 2015 en el cual se puede observar que la producción de GLP a nivel mundial ha aumentado en 284 millones de toneladas al día a la fecha del reporte, que representa un crecimiento del 10,07% con respecto a la producción mundial del año 2012.

Figura 3. Producción mundial de GLP (Millones de toneladas).



Fuente: Unidad de Planeación Minero Energética (2013). Cadena Del Gas Licuado de Petróleo 2013. Recuperado de www.sipg.gov.co/LinkClick.aspx?fileticket=sMAANh%2fv3ak%3d&tabid=38&language=es-CO

Existen actualmente varios factores que afectan directamente la oferta de GLP a nivel mundial, dentro de los cuales tenemos: la producción y precio del petróleo, este efecto se evidencio en el 2009 donde hubo una disminución en la producción de GLP debido a la caída de la oferta de crudo de la OPEC, otro aspecto es la demanda y precio de los derivados del petróleo. La demanda de gas natural es uno de los factores que más peso ejerce sobre la oferta de GLP, debido a que a nivel mundial el mayor porcentaje de producción de GLP proviene de la demanda de este energético (Figura 2); otros factores que afectan la oferta del GLP son los consumos y precios de GLP en los diferentes sectores y los proyectos de ampliación de capacidad de refinación y procesamiento de gas.

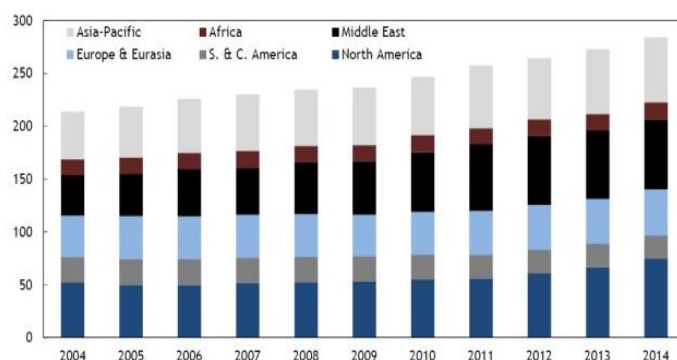
Históricamente Norteamérica se ha posicionado como la principal fuente de producción mundial de GLP (**Figura 4**). Como se observa en la gráfica, para el 2011 su aporte represento cerca de la cuarta parte de la oferta mundial total con un 22%. Por otro lado se puede apreciar el incremento en la producción de este combustible en regiones como Asia Pacifico y Medio Oriente obteniendo porcentajes del 22% y 23% de la oferta mundial respectivamente, alcanzando en

este periodo de 2011 en producción de GLP Asia Pacífico a Norte América, y de igual manera se ve superada Norte América por Medio Oriente en este mismo periodo, y en el próximo año sigue el crecimiento de esta región llegando a un porcentaje de producción de Gas licuado de Petróleo (GLP) de 24%.

Regiones como Latino América y Europa – Eurasia presentan un crecimiento inferior al 1% en los últimos años, prácticamente su comportamiento es constante como se puede observar en la gráfica. En el caso de África vemos que tiene un producción cercana a los 0,62 millones de barriles día MBPD (18,3 millones de toneladas día), lo cual lo convierte en un productor con oportunidades de exportación por su cercanía a aquellas regiones donde la demanda de GLP supera la oferta como es el caso de Europa.

De la Figura 4 se infiere que históricamente la oferta de GLP se ha venido incrementando consistentemente en una tasa de crecimiento alrededor del 3% al 4% por año. Con un volumen para el 2015 de 285 millones de toneladas métricas (mnt). Esto quiere decir que anualmente se adicionan aproximadamente 10 mnt al mercado global del GLP. Manteniéndose como potencias principales en producción de GLP regiones como Norte América, Asia-Pacífico y Medio Oriente, dentro de los cuales lo se encuentran los TOP 5 de países productores de GLP (Estados Unidos, Arabia Saudita, China, Rusia, y Emiratos Árabes Unidos).

Figura 4. Producción de GLP por regiones (Millones de toneladas).



Fuente: World LPG Association (2015). *World LPG Association Annual Report 2015*. Recuperado de www.wlpga.org/wp-content/uploads/2015/12/WLPGA-Annual-Report-2015-Light.pdf.

1.2.1 Producción mundial de GLP por fuente. De las tres principales regiones productoras de GLP a nivel mundial, Norte América y Medio Oriente producen las mayoría de GLP a nivel mundial a partir de del procesamiento del gas natural (Figura 5). Como vemos en la gráfica Norte América ha mantenido en primer lugar a nivel mundial con respecto a la producción de GLP con un porcentaje en el 2014 de 22,8% con un volumen total de 2131.7 Mbd, de los cuales el 62.3% se obtuvo a partir del procesamiento del gas natural y lo restante de la refinación del petróleo.

La región de Asia – Pacífico aportó el 21.8% de la oferta de Gas Licuado de Petróleo a nivel mundial en los últimos años con una producción aproximada de 2031.7 Mbd. Esta región ha tenido un crecimiento anual de 4.4% aproximadamente. En la sub- región de sureste de Asia el 54% del GLP producido se obtuvo del Gas Natural y el restante de la refinación del petróleo; esta sub-región cuenta con grandes países productores como Indonesia, Malasia y Tailandia. Otra sub-región de Asia – Pacífico es la del Lejano Oriente en la cual participa China que aportó para el 2010 en un 35.4% de la oferta de esta gran región. Países como Japón, Corea del Sur y Taiwán contribuyen al porcentaje de producción de GLP a partir de refinación de petróleo siendo los que más obtienen este combustible a partir de refinación de petróleo.

Medio Oriente aportó al 2014 una producción de 2010.42 Mbd, lo que representó un 21.5% de la producción mundial de GLP. Se observa un crecimiento de esta región del 4.1% en promedio anualmente. Se observa en la **Figura 5** que para el año 2014 el 90.6% de la oferta de GLP en esta región fue obtenida a partir del procesamiento de Gas Natural y 9,4% restante se obtuvo a partir de refinación del petróleo. El 42.4% del total de la producción de esta región lo aportó Arabia

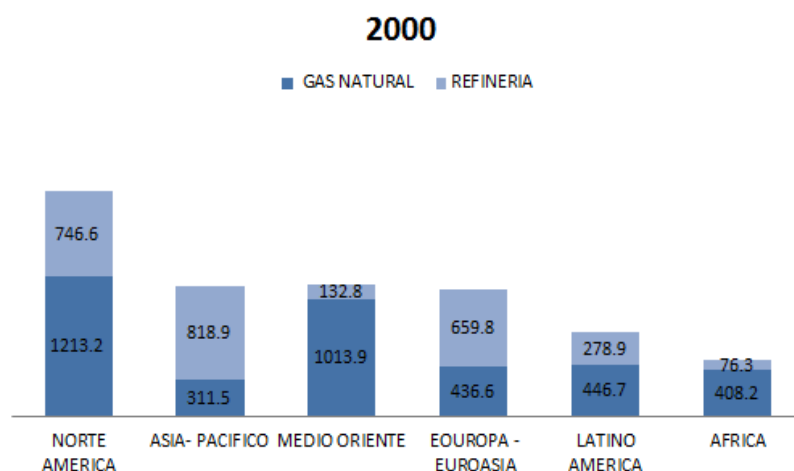
Saudita, mientras que Irán, Qatar y Los Emiratos Árabes Unidos aportaron respectivamente 15.14%, 13.8% y 13.7%.

La producción de GLP en Europa y Eurasia para el año 2014 fue de 1543.2 Mbd (**Figura 5**) lo que equivale al 16.5% de la oferta mundial de este combustible. De la cual el 48.9% lo contribuyen las refinerías y el 51.1% restante se obtiene del procesamiento de gas natural, principalmente en la zona del Mar del Norte.

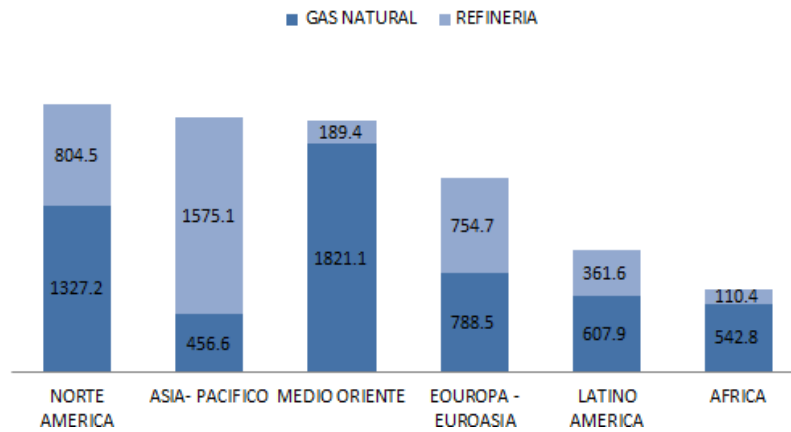
El 10.38% de la oferta mundial se produce en Latino América, ubicándose con 969.5 Mbd en el año 2014. Los productores más importantes para este periodo de estudio fueron Argentina, Brasil, México y Venezuela, que conjuntamente representaron el 80% de la producción total de la región. El procesamiento del Gas Natural apporto el 62.7% de la producción regional.

La producción de GLP en África fue de 653.2 Mbd para el año 2014 que equivale al 7.0% de la oferta mundial de este hidrocarburo. Argelia fue el mayor productor de GLP en la región y tercer exportador de este combustible después de Arabia Saudita y Emiratos Árabes Unidos. El 83.1% de la oferta de GLP en esta región provino del procesamiento del Gas Natural y el 16.9% restante de la refinación del petróleo. De los cuales aportaron gran proporción los países ubicados en el área occidental del continente Africano (Nigeria, Angola, Guinea Ecuatorial).

Figura 5. Producción mundial de GLP por fuente y por región años 2000 y 2014 miles de BPD.



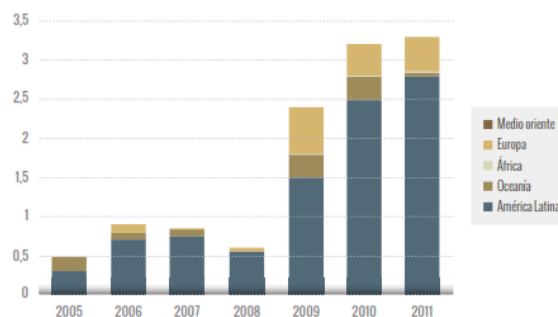
2014



Fuente: Elaboración propia con base en Secretaría de Energía Gobierno de México (2012).

1.2.2 Comercio internacional. Medio Oriente y Norte América son los dos grandes productores en el mundo de GLP, ellos cuentan con excedente de GLP los cuales son exportados a regiones donde es escaso este hidrocarburo, ya sea por escases o por condiciones propia del mercado. El principal destino de las exportaciones de Norte América es América Latina (**Figura 6**).

Figura 6. Exportación de GLP de EE.UU (Millones de toneladas años).

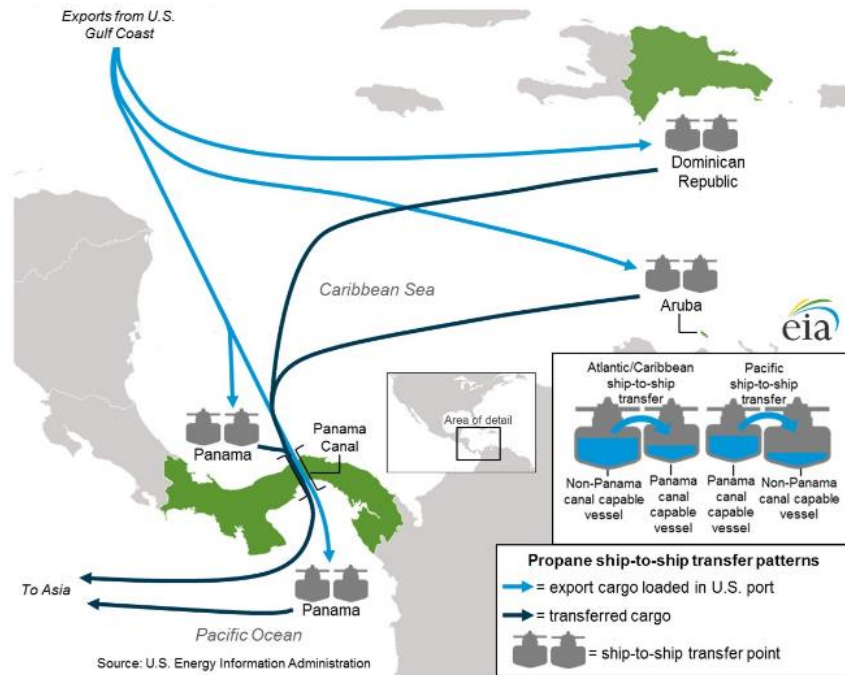


Fuente: Unidad de Planeación Minero Energética (2013). Cadena Del Gas Licuado de Petróleo 2013. Recuperado de www.sipg.gov.co/LinkClick.aspx?fileticket=sMAANh%2fv3ak%3d&tabid=38&language=es-CO.

Durante el año de 2012 Norte América exporto 3.3 Millones de Toneladas de GLP (112 mil BPD, aproximadamente), el 1.5 % fue exportado a Europa, el 84.6% exportado a América Latina y el restante a Medio Oriente y Oceanía. En la gráfica se puede observar un importante aumento en las exportaciones de

GLP en Norte América en el año 2009, debido a desarrollo de yacimientos no convencionales o Gas de Esquisto (*Shale Gas*) en esta región. Además de esto actualmente las exportaciones de gas propano en Estados Unidos han aumentado en estos últimos 3 años debido a las estrategias adoptadas en el transporte para llegar a sus clientes. Estas estrategias fueron aumentar la capacidad de sus superficies de exportación y mejorar el transporte de grandes cantidades de gas Propano de una manera económica. Es en el segundo donde se encuentra el mayor reto para Estados Unidos ya que uno de sus principales clientes es Asia, al cual exporto en el 2015 aproximadamente 220.000 barriles por día de gas Propano, esta demanda de Asia es impulsada en gran medida por las industrias petroquímicas en expansión, que utilizan al propano como materia prima, y usos como calefacción industrial y consumo domésticos entre otros. Para transportar estas grandes cantidades de GLP a este continente es necesario buques frigoríficos muy grandes. El recorrido más rápido y directo para llegar a Asia desde las costas del golfo de Estados Unidos es atravesando el Canal de Panamá. Como alternativa estos buques navegan hacia el este a través del Océano Atlántico y luego cruzar ya sea por el Canal de Suez o por los alrededores del extremo sur de África, y por último navegar a través del Océano Índico para llegar a Asia. Esta segunda opción hace que el costo de transporte y los tiempos de entrega sean muy elevados; por esto Estados Unidos optó como estrategia realizar transferencia de propano en buques frigoríficos diseñado con cascos un poco más estrechos y verticales capaces de cruzar a través de las esclusas del canal de Panamá. Estas transferencias se realizan en puertos de países como Puerto Rico, Aruba y Panamá. Luego de que estos buques de menor tamaño cruzan el canal de Panamá pueden continuar su recorrido hacia el continente Asiático o realizar nuevamente otra transferencia a otro buque frigorífico más grande para dirigirse a este continente (**Figura 7**). El costo que se genera con el uso de varias embarcaciones en la transferencia de GLP es mitigado por el ahorro obtenido al disminuir los tiempos y costos que provienen de tomar el alternativo.

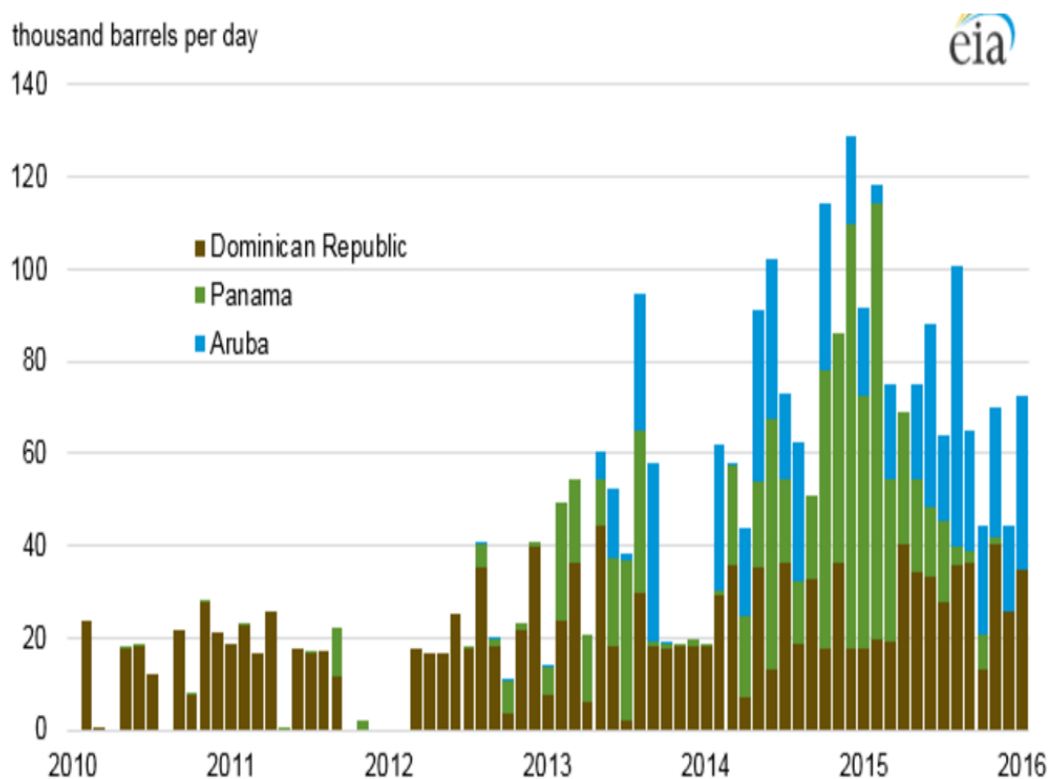
Figura 6. Patrón de transferencia de Propano buque a buque.



Fuente: United States Energy Information Administration (2017). *Increase in rail shipments of propane, butane to West Coast offsets decreasing production*. Recuperado de <https://www.eia.gov/todayinenergy/detail.php?id=30572>.

Lo anterior ha aumentado las exportaciones de Gas Licuado de Petróleo (GLP) a países del Caribe y de Centro América donde se realizan estas transferencias. Pero estos países en la actualidad no demandan esta cantidad de gas Propano que exporta Estados Unidos para su consumo interno, ni cuentan con las infraestructuras adecuadas para almacenar y distribuir este hidrocarburo. En la **Figura 8** se puede observar el comportamiento ascendente que han tenido las exportaciones de GLP en los últimos años Estados Unidos a países como Aruba, Panamá y República Dominicana, debido a la implementación de la estrategia mencionada anteriormente en los EE.UU.

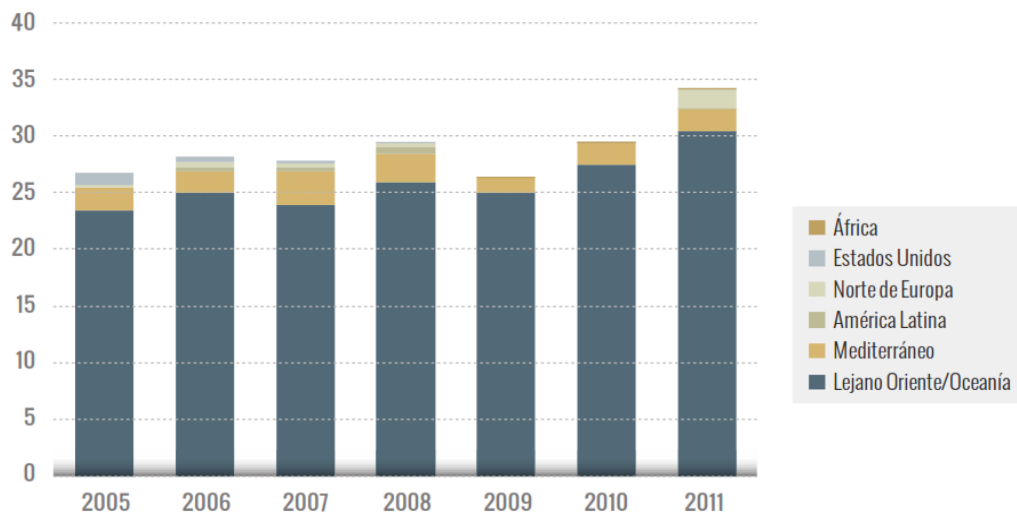
Figura 7. Exportaciones mensuales de EE.UU de propano a destinos potenciales de transferencia de buque a buque.



Fuente: United States Energy Information Administration (2017). *Increase in rail shipments of propane, butane to West Coast offsets decreasing production*. Recuperado de <https://www.eia.gov/todayinenergy/detail.php?id=30572>.

Otra región importante en exportación de Gas Licuado de Petróleo GLP es Medio Oriente, que en el 2011 exporto cerca de 34 millones de toneladas (1.1 millones de BPD) de GLP, el cual tuvo como principales clientes Lejano Oriente, Oceanía, Mediterráneo y Norte de Europa. Entre los años de 2007 y 2008 esta región realizaba exportaciones a Latino América, pero actualmente este escenario ha cambiado debido principalmente a los mayores costo de transporte, y los excedentes de GLP en Norte América a raíz del desarrollo de los yacimientos no convencionales.

Figura 8. Exportaciones de GLP de Medio Oriente, Millones de toneladas año.



Fuente: Unidad de Planeación Minero Energética (2013). Cadena Del Gas Licuado de Petróleo 2013. Recuperado de www.sipg.gov.co/LinkClick.aspx?fileticket=sMAANh%2fv3ak%3d&tabid=38&language=es-CO.

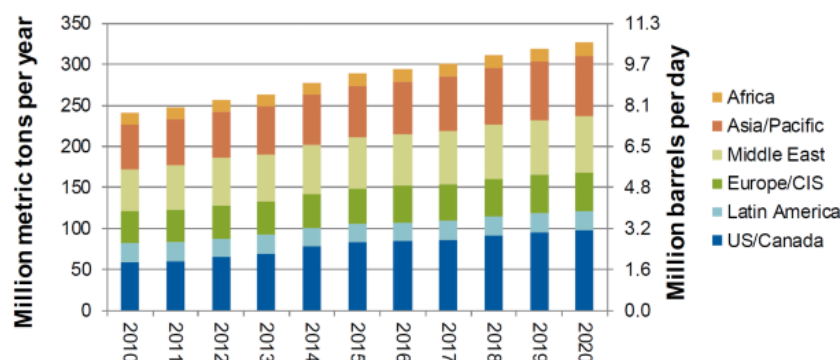
1.2.3 Pronóstico futuro para el GLP. Con el creciente descubrimiento y explotación de *Shale gas* o yacimientos de gas no convencionales en Estados Unidos, junto con los nuevos campos de gas que están siendo continuamente descubiertos alrededor del mundo, el panorama para la industria del GLP nunca había lucido mejor.

Históricamente la oferta de Gas Licuado de Petróleo ha tenido incrementos del 3 al 4% (**Figura 4**), se percibe que para el futuro, la oferta de GLP tenga el mismo crecimiento porcentual (**Figura 10**). Existen posibilidades que en el futuro se produzca más GLP del procesamiento de Gas Natural que de la refinación del petróleo. Lo anterior ha llevado a los gobiernos a planificar con confianza al GLP participante de sus futuras carteras energéticas.

Recientemente existe controversia acerca del Diésel, ya que la WHO (*World Health Organization*) ha confirmado que las emisiones de Diésel generan un grupo de cáncer para los seres humanos, junto con el escándalo de las emisiones de los vehículos de las Volkswagen en septiembre de 2015, ha llevado

a los gobiernos a tomar cartas en el asunto contra el uso del Diésel como combustible en las áreas urbanas. Esto no solo ha abierto oportunidades para el GLP, como reemplazo del Diésel, sino que ha generado en los gobiernos una opción para ser utilizado como u energético limpio en sus países.

Figura 9. Producción global de GLP a 2020 (Millones de toneladas).



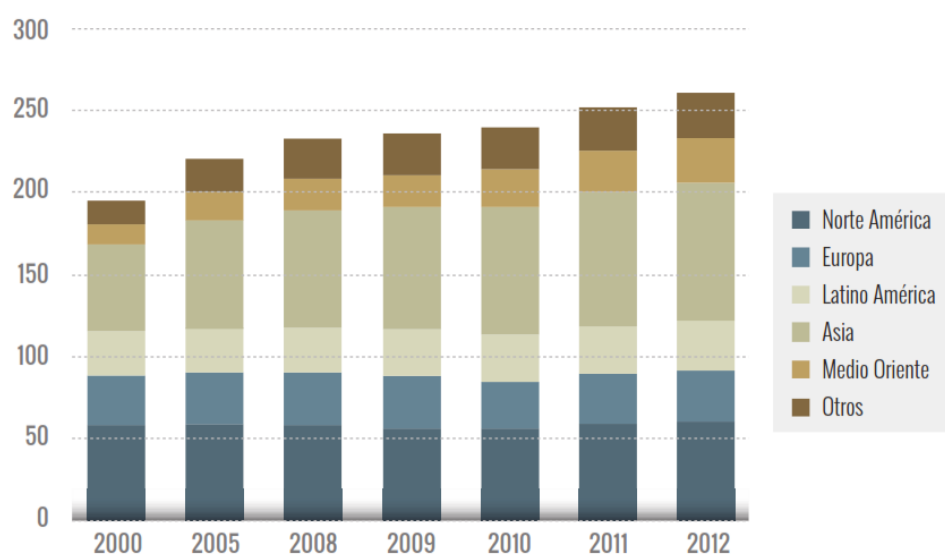
Fuente: *World LPG Association (2016). Opportunities for using LPG in humanitarian setting.* Recuperado de www.wlpga.org/publication/opportunities-lpg-use-humanitarian-settings/.

1.2.4 Demanda mundial de GLP. Entre los años 2000 y 2012, la demanda de GLP se incrementó en un 22% a una tasa de 2% anual (Figura 11), esto se debió principalmente al aumento de la oferta. Su consumo es impulsado por la disponibilidad, ya que es un subproducto de la refinación del Petróleo y el procesamiento del Gas Natural. Uno de los sectores que más ha contribuido con la demandas del GLP es el sector Petroquímico, ya que este hidrocarburo es utilizado como materia prima para sus proceso.

Regiones como Asia y Medio Oriente han tenido un gran desarrollo en la industria petroquímica en los últimos años, esto ha llevado que esas regiones aumenten sus demandas de GLP. Para el 2011 la demanda mundial de GLP fue aproximadamente 252 millones de toneladas (8.6 millones de BPD o 34,000 GBTU). Las regiones con mayor demandan de este hidrocarburo fueron Asia con un 32%, aproximadamente 2.8 millones de BPD, y Norte América con una participación del 23% aproximadamente 2 millones de BPD.

En el caso de Latino América se ha mantenido estable la demanda durante este periodo de tiempo, observándose un leve incremento forzado principalmente por el mercado residencial y comercial, y de igual manera en algunos países donde se han implementado los automóviles movidos por el GLP (Autogas), como es el caso de Perú .

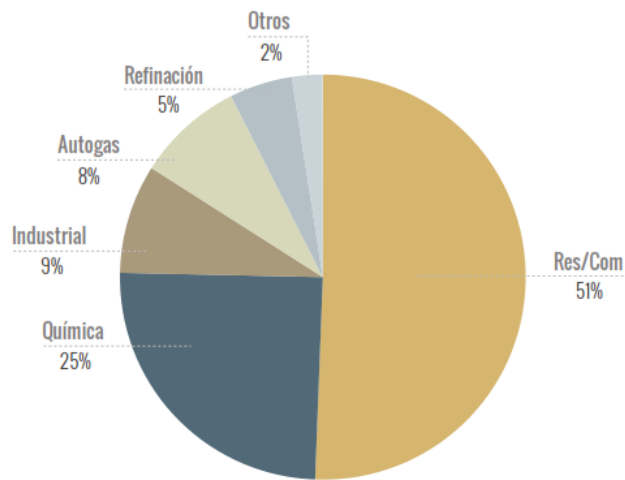
Figura 10. Demanda regional de GLP 2000-2012 millones de toneladas.



Fuente: Unidad de Planeación Minero Energética (2013). Cadena Del Gas Licuado de Petróleo 2013. Recuperado de www.sipg.gov.co/LinkClick.aspx?fileticket=sMAANh%2fv3ak%3d&tabid=38&language=es-CO.

Sectorialmente durante el periodo de 2000 y 2012 el sector residencial- comercial se posiciono como el sector de mayor demanda de este hidrocarburo, para el 2011 la demanda de este sector se ubicó con una participación del 51%, seguido por el sector químico con un 25% (**Figura 12**).

Figura 11. Consumo mundial de GLP, 2011, Millón de toneladas.



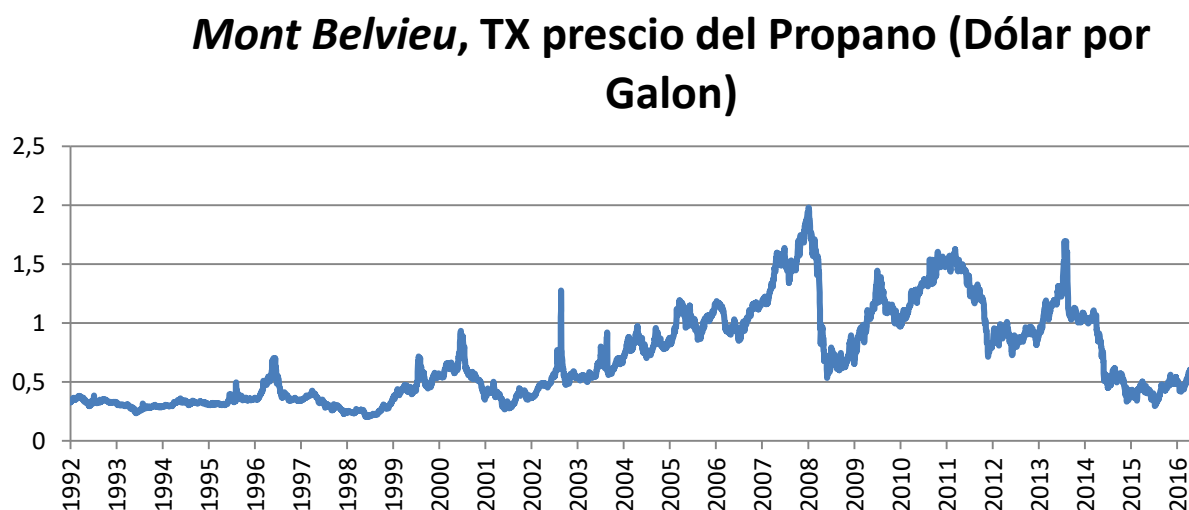
Fuente: Unidad de Planeación Minero Energética (2013). Cadena Del Gas Licuado de Petróleo 2013. Recuperado de www.sipg.gov.co/LinkClick.aspx?fileticket=sMAANh%2fv3ak%3d&tabid=38&language=es-CO.

El sector residencial-comercial es uno de los sectores de mayor consumo a nivel mundial y sobre todo en los países en desarrollo, como el caso de África y América Latina con porcentajes de consumo de GLP del 85% y el 66% respectivamente. La demanda del Gas Licuado de Petróleo como combustible automotor (Autogas), tuvo un porcentaje de aumento de la demanda de 1.2% anual entre los años 2000 y 2012, esta demanda ha tenido en los siguientes años crecimiento debido a los intereses que tienen los gobiernos para promover su uso, debidos a sus ventajas económicas, técnicas y ambientales que hacen al GLP una buena alternativa para la sustitución del Diésel y la gasolina. Las principales regiones que consume este combustibles como automotor se encuentra en Europa (países de la OECD) y Asia/Oceanía (OECD).

1.2.5 Precio del GLP en *Mont Belvieu*. El mercado *Mont Belvieu* (Costa de Golfo de Estados Unidos), es la referencia para los precios del GLP en la mayoría de los mercados mundiales. Entre los años 2000 y 2012 los precios del GLP (Propano y Butano), se han incrementado en un 160%, esto sucede debido a que los precios de este hidrocarburo se encuentran indexados con los precios del petróleo (WTI), y como se puede apreciar en la Figura 8 entre los años 2014 y 2016 su precio ha decaído bruscamente debido a la caída de los precios del petróleo, estas fluctuaciones del precio del GLP con respecto a los precios del Petróleo hace que este hidrocarburo sea menos competitivo con respecto al precio del Gas Natural.

La economía mundial también es un factor fundamental en el estado de los precios del Gas Licuado del Petróleo (GLP). Como se puede observar en la **Figura 13**, la caída sufrida en los precios del 60% debido a la recesión económica mundial entre los años 2008 y 2009.

Figura 12. Histórico precio *Mont Belvieu*.



Fuente: *United States Energy Information Administration (2017). Increase in rail shipments of propane, butane to West Coast offsets decreasing production.* Recuperado de <https://www.eia.gov/todayinenergy/detail.php?id=30572>.

1.3. GLP ENTORNO NACIONAL.

Para el año 2013 en el último reporte emitido por la Unidad de Planeación Minero Energética (UPME) se esperaba que el GLP en Colombia pasara de una situación de oferta limitada a un nuevo panorama con excedente para los próximos años a causa del aumento en los aportes del GLP provenientes de campos de producción de petróleo y gas natural. La **Tabla 1** muestra que las expectativas esperadas para los siguientes años no se cumplieron debido a la disminución de la producción a nivel nacional de este hidrocarburo por el bajo aporte de GLP de fuentes importantes.

1.3.1. Producción. En Colombia la producción de GLP por más de 70 años, estuvo a cargo de ECOPETROL, siendo este el único productor de este hidrocarburo en este lapso de tiempo. Esta situación cambio a partir del 2005 con la entrada en producción del campo Rancho Hermoso localizado en el departamento de Casanare, el cual producía petróleo y gas natural. Luego en el 2010 el campo Diana comenzó a aportar gas licuado de petróleo a la oferta nacional, y a partir de noviembre de 2011 se sumó la producción de Cusiana. Esta nueva situación fue motivada por el aumento de la actividad de exploración y producción tras la creación de la Agencia Nacional de Hidrocarburos ANH.

El aporte a la oferta de GLP de otros productores diferente a Ecopetrol ha variado a lo largo del 2005 hasta la fecha, evidenciándose grandes aportes de estos productores entre los años 2013 y 2014 donde sus porcentajes de aporte estuvieron alrededor del 6% en estos dos años. Para el 2016 el GLP comercializado para el servicio público domiciliario proveniente de productores diferente a Ecopetrol decayó en 1%, ya que muchos campos que aportaban a la oferta de GLP dejaron de producir este hidrocarburo.

En la **Tabla 1** muestra las producciones de cada uno de los campos y compañías productores de GLP dentro del periodo 2002 y 2016, que aportan este recurso al mercado nacional, como se puede observar el comportamiento de la producción

de Gas Licuado de Petróleo GLP durante este periodo de tiempo muestra una tendencia decreciente. A partir del 2010 se muestra una mejora en la pendiente de la curva de la **Figura 1**, por la incorporación de los campos de Cusiana y Diana que modificaron la tendencia que presentaba la producción de GLP en años anteriores.

Para el año 2002 se contaba con una producción diaria de 24.660 barriles de GLP y para el 2016 esta producción ha decaído en un 39 % llegando a una producción para este año de 15.035 BPD de GLP, siendo la refinería de Barrancabermeja el mayor responsable de la contracción de la producción de GLP en Colombia, ya que de producir 19.906 BPD en el año 2002 pasa en el 2016 a una producción de GLP de 5.043 BPD equivalente al 74,6% la disminución de la producción de GLP de la refinería de Barrancabermeja en este lapso de tiempo. Esta fuerte caída de la producción de GLP se debe principalmente por la masificación del gas natural, que ha quitado mercado a los comercializadores del GLP, ya que la oferta de este hidrocarburo se promueve por la demanda de este mismo.

Unos de los aspectos positivos que ayudaron a la oferta de GLP en Colombia es la participación del campo Cusiana el cual ha incrementado su producción en un 1.973% al producir 264 BPD de GLP en el año 2011 a 5.210 BPD en el año 2016, según lo reportado en el Sistema Único de Servicios Publico (SUI). La reciente producción de este campo ha superado en tan solo 4 años (2012, 2013, 2014, 2015 y 2016), la producción de productores tradicionales como la refinería de Cartagena y el campo Apiay en Villavicencio, Meta. La producción de la refinería de Cartagena se ha mantenido estable, a pesar de disminuir el volumen disponible para el consumo interno, debido al aumento de las exportaciones de GLP.

Tabla 1. Producción de GLP por fuente de suministro (BPD).

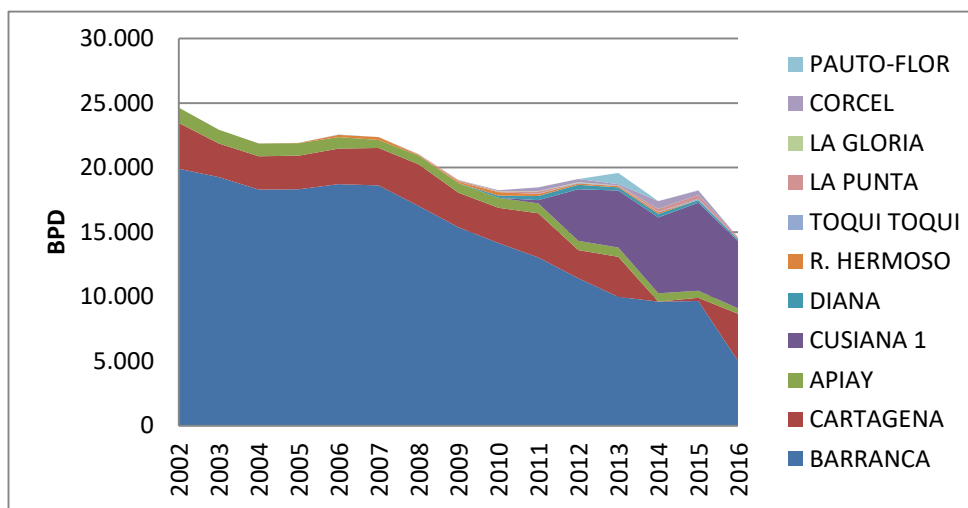
	ECOPEPETROL						CANACOL	INTER OIL	VETRA	PERENCO	PETROMINER ALES
	BARRANCA	CARTAGEN A	APIAY	CUSIANA 1	DIANA	R. HERMOSO	TOQUI TOQUI	LA PUNTA	LA GLORIA	CORCEL	
AÑO	BPD	BPD	BPD	BPD	BPD	BPD	BPD	BPD	BPD	BPD	BPD
2002	19,906	3,552	1,201								
2003	19,271	2,587	1,071								
2004	18,293	2,589	983								
2005	18,329	2,586	969			39					
2006	18,718	2,750	893			184	12				
2007	18,623	2,898	628			207	14	4			
2008	17,043	3,209	667			91	11	36			
2009	15,363	2,697	724			110	4	116	17		
2010	14,154	2,734	760		190	253	4	62	21	81	
2011	13,031	3,437	755	264	305	161	23	168	42	279	
2012	11,438	2,166	723	4,008	340	100	39	8	42	245	
2013	9,983	3,112	705	4,420	264	75	38	18	16	83	
2014	9,628		647	5,873	257	120	43	242		593	
2015	9,659	266	539	6,823	203		91	303		347	
2016	5,043	3,624	434	5,210	154			151			

Fuente: Unidad de Planeación Minero Energética (2013). Cadena Del Gas Licuado de Petróleo 2013. Recuperado de www.sipg.gov.co/LinkClick.aspx?fileticket=sMAANh%2fv3ak%3d&tabid=38&language=es-CO.

Campos como Diana y la Gloria ubicados en el departamento de Huila y Casanare respectivamente, han disminuido su contribución a la oferta nacional a partir del año 2012 debido a la declinación natural de los yacimientos de estos campos. En términos generales en la oferta de GLP el aporte de las refinerías es del 57,64% y el 42,35% corresponde a otras fuentes como es el caso de los campos de gas natural. Este comportamiento es contrario a la tendencia mundial, donde la mayor parte del GLP producido proviene del desarrollo de los campos

de gas natural (**Figura 2**, de entorno internacional), esto evidencia el poco desarrollo con el que cuenta Colombia en exploración y descubrimiento de yacimientos de petróleo y gas natural.

Figura 13. Producción del GLP por fuente de suministro, en BPD.



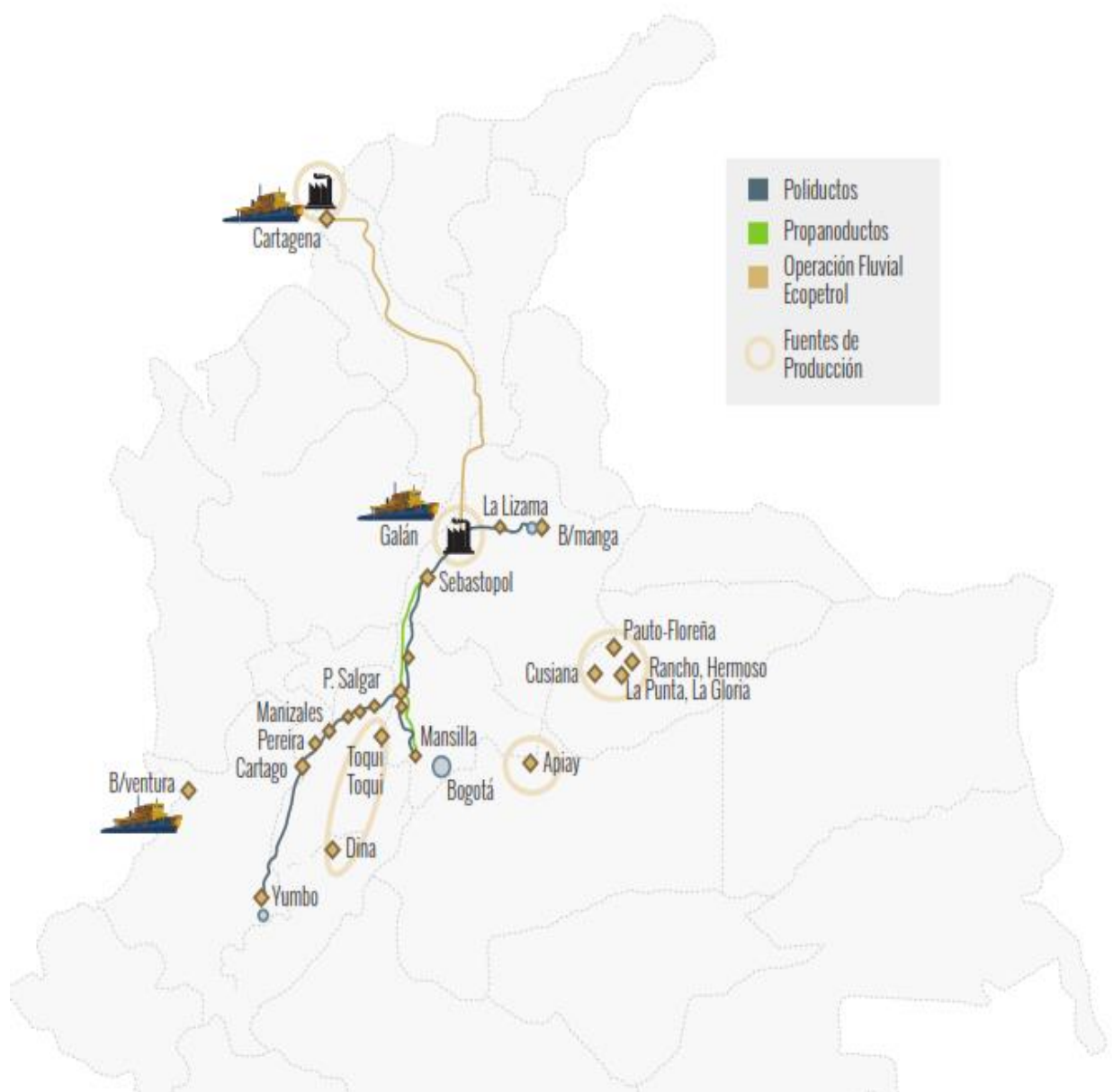
Fuente: Fuente: Unidad de Planeación Minero Energética (2013). Cadena Del Gas Licuado de Petróleo 2013. Recuperado de www.sipg.gov.co/LinkClick.aspx?fileticket=sMAANh%2fv3ak%3d&tabid=38&language=es-CO.

1.3.2. Infraestructura de transporte de GLP. Colombia cuenta actualmente con una red de transporte que permite el traslado del GLP producido a los almacenamientos de los comercializadores, luego estos son llevados a los distribuidores que finalmente colocan al servicio de los usuarios finales este hidrocarburo.

Las tuberías dedicadas al transporte de GLP se conocen comúnmente como propanoductos. Hoy en día Colombia cuenta con tan solo un propanoducto el cual comprende una red de 384,7 Km y una capacidad máxima de 41.800 BPD de GLP. Este propanoducto transporta GLP entre la refinería de Barrancabermeja, Puerto salgar en Magdalena Medio y el terminal de Mansilla en Facatativá; este propanoducto atiende básicamente las demanda de GLP del

centro del país y desde la estación de Sebastopol y la Terminal de Puerto Salgar, atiende la demanda de GLP del área de Antioquia (**Figura 14**).

Figura 14. Infraestructura de transporte y fuentes de producción de GLP en Colombia.



Fuente: Fuente: Unidad de Planeación Minero Energética (2013). Cadena Del Gas Licuado de Petróleo 2013. Recuperado de www.sipg.gov.co/LinkClick.aspx?fileticket=sMAANh%2fv3ak%3d&tabid=38&language=es-CO.

A demás de propanoducto, en Colombia existe otra forma de transporte de GLP, los cuales son los poliductos, que son tuberías en las que se pueden transportar GLP, y además de este se pueden transportar otros combustibles líquido como la gasolina, diésel, combustóleo, etc. La longitud total de poliducto con el que cuenta Colombia es de 3306,5 Km aproximadamente. Este poliducto lleva GLP producido en la refinería hasta estaciones intermedias y de ahí son llevados a los principales centros de consumo. El poliducto P. Salgar – Yumbo transporta GLP hacia el viejo caldas y el occidente del país; de igual manera el poliducto Galán – Bucaramanga, suple la demanda de GLP del oriente del país.

Una vez se entrega el GLP proveniente de las diferentes fuentes a través de propanoducto y poliductos a los comercializadores en los puntos de entrega de CENIT los cuales se encuentran ubicados en Bucaramanga, Puerto Salgar, Mansilla, Sebastopol Mosquera, Pereira, Manizales, Cartago, Yumbo, Cartagena y Apiay. Este hidrocarburo es llevado a los departamentos que no cuentan con infraestructura de transporte por vía terrestre. Otra forma de transporte utilizado en nuestro territorio es el transporte fluvial de GLP a través del río Magdalena, el cual lleva GLP importado o producido por la refinería de Cartagena al interior del país; este sistema de transporte es dependiente del nivel de navegabilidad del río Magdalena. Al 2013 se contaba con una capacidad de transporte fluvial de promedio de 14000 barriles mensuales.

La disminución de la producción de GLP de la refinería de Barrancabermeja entre los años 2013 y el 2016 y otros problemas operativos ha mermado las entregas de GLP a través del Propanoducto en Puerto Salgar y en Mansilla, esto ha ocasionado que la demanda de la zona central del país (Bogotá, Cundinamarca, Boyacá), se asumida mayoritariamente por el campo Cusiana. Lo anterior está ocasionando que el Propanoducto entre P. Salgar y Mansilla sea cada vez menos utilizado; además este aumento en la producción de GLP del campo Cusiana ha despertado en los entes gubernamentales la necesidad del desarrollo de facilidades de transporte desde esta nueva fuente de suministro, hacia los grandes centros de consumo, ya que actualmente este producto se

transporta a estos centros a través de tracto-camiones con tanque para GLP, lo cual eleva la criticidad de esta actividad.

Tabla 2. Transporte de GLP por ductos.

AÑO	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
RUTA	BBL	BBL	BBL	BBL	BBL	BBL	BBL	BBL	BBL
Galán - Bucaramanga (poliducto)	311,077	353,924	410,211	544,722	726,677	767,250	849,078	841,638	571,009
Galán - Cartago	600,910	1,479,957	1,354,584	1,188,082	1,060,147	781,601	573,293	525,773	367,259
Galán - Facatativa	877,243	2,026,356	1,803,350	1,417,817	441,296	152,859	43,082	0	0
Galán - Manizales	934,942	2,266,579	2,063,889	1,750,923	1,600,807	1,136,166	892,321	789,948	558,344
Galán - Mosquera	167,094	420,578	403,592	365,113	154,967	31,018	0	0	0
Galán - Pereira	711,553	1,734,813	1,577,709	1,341,667	1,202,996	873,145	681,726	641,231	456,283
Galán - Puerto Salgar (poliducto)	2,294,984	5,242,302	4,733,635	4,207,442	3,040,742	2,563,342	2,086,931	2,200,313	1,748,094
Galán - Sebastopol (poliducto)	2,341,018	5,367,558	4,843,377	4,317,918	3,177,014	2,688,228	2,261,649	2,415,793	1,854,369
Galán - Yumbo	572,902	1,380,201	1,255,235	1,059,480	934,700	715,868	573,293	500,848	330,032
Marítimo				17,106	23,450	32,776	39,797	56,159	31,204
TOTAL	8,811,723	20,272,269	18,445,582	16,210,269	12,362,795	9,742,252	8,001,171	7,971,703	5,916,595

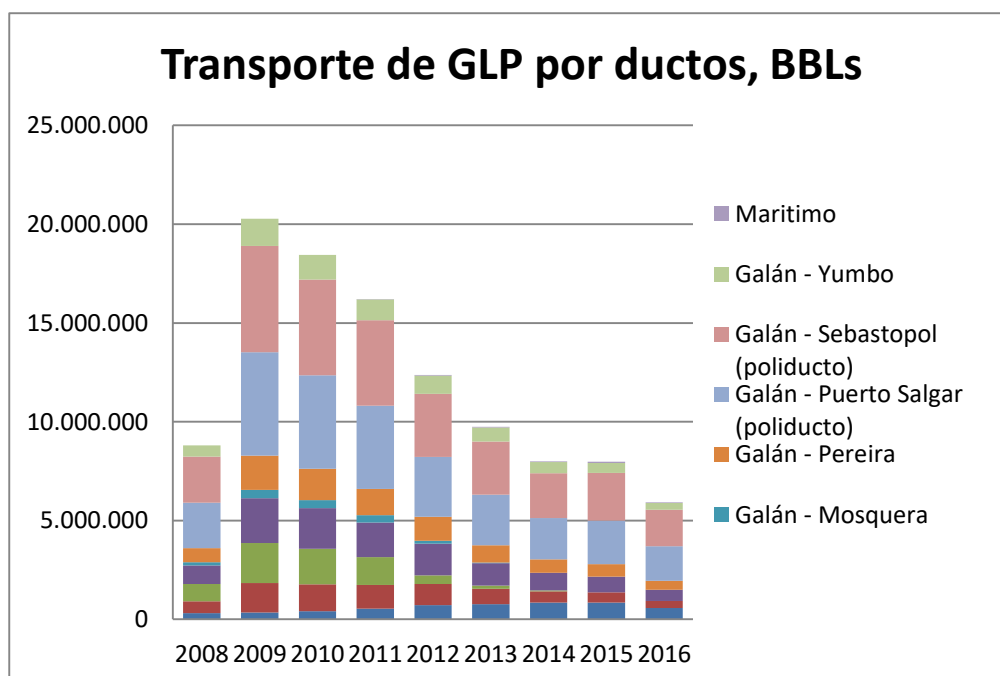
Fuente: Fuente: Unidad de Planeación Minero Energética (2013). Cadena Del Gas Licuado de Petróleo 2013. Recuperado de www.sipg.gov.co/LinkClick.aspx?fileticket=sMAANh%2fv3ak%3d&tabid=38&language=es-CO.

La **Figura 16** nos evidencia el comportamiento anteriormente mencionado, en donde a partir del año 2011 comienza a decaer la utilización de los ductos (Propanoducto y Poliducto) para transporte de GLP, esto se da principalmente por los grandes aporte que comienza a suministra el campo de Cusiana a la oferta de GLP en el país, y además por el decrecimiento de la demanda de este hidrocarburo, consecuencia de la masificación del Gas Natural. Uno de los tramos que ha disminuido sustancialmente su transporte de GLP por las causas anteriormente mencionadas, es el Propanoducto entre Galán-Facatativá,

terminal de Mansilla, el cual era uno de los tramos que transportaba más volumen de GLP en Colombia, alrededor del 10% entre los años 2008 y 2010. Uno de los tramos de mayor crecimiento a lo largo del tiempo, ha sido el tramo que transporta GLP desde Galán a Bucaramanga a través del poliducto. Su porcentaje en el año 2008 fue de 4% del volumen de GLP transportado por ductos, pasando a una participación en los años 2015 y 2016 de 11% y 10% respectivamente.

A pesar de la disminución del uso del Propanoducto y el Poliducto a partir del año 2011, los tramos con mayor transporte de volumen de GLP siguen siendo los tramos de Galán - Puerto Salgar y Galán - Sebastopol, los cuales han disminuido su volumen de transporte en un 58,45 % y 57,05% respectivamente entre los años 2008 y 2016, a pesar de mantener su porcentaje de participación de volumen transportado de GLP en el país en este periodo de tiempo de 27% y 29% en promedio respectivamente.

Figura 15. Transporte de GLP por ductos.



Fuente: Elaboración propia, con base en el Sistema Único de Información de servicios públicos domiciliarios (SUI)

1.3.3. Calidad de GLP en Colombia. Las fuentes principales de suministro de GLP en Colombia en la actualidad son la refinera de Barrancabermeja y el campo Cusiana con 5043 BPD y 5210 BPD respectivamente Tabla 1. En cuanto a la calidad del GLP esta varían dependiendo de la fuente de producción. La refinera de Barrancabermeja contiene en su composición altos contenidos de butanos, un promedio de 80.77% entre butano y olefinas. Estas olefinas son principalmente propileno, 1 - buteno, iso – butileno, trans-2-buteno, cis-2-buteno, 1,3- butadieno, para el año 2016 estas olefinas representaron un porcentaje de 44.22% dentro de la mezcla de propanos de 84.61% Tabla 3. A demás de esto el GLP producido en esta refinera es uno de los que contiene la mayor cantidad de pesados C₅+ en su composición y bajos contenido de propano en promedio 8.91%, el más bajo de las principales fuentes de producción de GLP en Colombia.

Tabla 3. Calidad del GLP de la Refinería de Barrancabermeja.

Refinería Barrancabermeja									
AÑO	% C1, C2 y C2H4	%C3	% Propileno	%C4	%C5 y +	%N2	Densidad relativa	Poder Calorífico (BTU/lb)	Presión de vapor (psi)
2008	0.72	9.28	18.25	71.12	0.64	0.00	0.57	20871.53	92.83
2009	0.41	8.82	12.38	77.76	0.62	0.00	0.58	20881.16	71.54
2010	0.38	9.48	10.72	78.76	0.66	0.00	0.58	20549.08	79.87
2011	0.51	11.93	9.77	77.20	0.60	0.00	0.57	20910.50	80.13
2012	0.69	8.87	4.64	85.19	0.61	0.00	0.58	20908.62	69.20
2013	1.08	9.00	10.61	78.43	0.88	0.00	0.57	20893.70	82.50
2014	0.31	5.65	4.89	88.54	0.61	0.00	0.58	20854.65	62.38
2015	1.72	7.39	4.75	85.35	0.79	0.00	0.58	20895.85	74.32
2016	0.44	9.81	4.41	84.61	0.73	0.00	0.58	20866.90	67.00

Fuente: Elaboración propia, con base en el Sistema Único de Información de servicios públicos domiciliarios (SUI).

Estas olefinas presentes en la composición de GLP, y los altos contenidos de butanos generan una desventaja al utilizar el GLP como fuente de energía, ya que el butano a diferencia del propano, tiene su punto de ebullición más cercano a cero 0°C, lo cual hace que la capacidad de vaporación del GLP en los cilindros de distribución disminuya considerablemente y de manera especial en la regiones frías del país, a diferencia de un GLP rico en propano. Además del problema que se evidencia al contener altos contenidos de butano en la mezcla de este energético, otro problema relacionado con los altos contenidos de olefina en el GLP es la formación de “gomas”, lo cuales se forman de la polimerización de estas olefinas entre ellas mismas. Esto genera que el producto se convierta inestable y además se presente acumulación de este material polimérico no deseado lo cual produce inconvenientes en equipos de combustión como en los cilindros.

En países como España se tiene un control más estricto de las olefinas para el caso del propano comercial, el butano comercial, y el GLP de automoción, en la norma de calidad (Real Decreto 61 de 2006) se encuentran enunciado los límites del contenido que debe de tener el GLP. Para el caso del propano comercial el porcentaje de olefina debe de ser máximo de 35% en volumen, para el butano comercial el porcentaje máximo de olefinas no debe superar el 20% y para el GLP utilizado para automoción en este país no debe sobrepasar el 6% de olefinas totales, para todos estos casos la concentración de diolefinas no deben ser mayor a 1 ppm aproximada el 1%. En Colombia actualmente se cuenta con la Norma Técnica Colombiana NTC 2303 basada en la ASTM 1835 de Estados Unidos, en la cual se consignan los requisitos que se deben de tener en cuenta para la distribución y comercialización del Gas Licuado de Petróleo GLP en Colombia **Tabla 4.**

Tabla 4. Requisito para los gases licuados de petróleo GLP (NTC 2303)

Descripción	Propano comercial	Butano comercial	Mezclas comerciales P-B	Propano aplicaciones especiales ^A	Métodos de ensayo
Presión de vapor a 37,8 °C (100 °F), máx. kPa (psig)	1 430 208	485 70	B	1 430 208	NTC 2562 ó ASTM D 2598 ^C
Residuo volátil: Temperatura evaporación del 95%, máx. °C (°F)	-38,3 -37	2,2 36	2,2 36	-38,3 -37	NTC 2563
ó butano y más pesados, máx., vol. %	2,5	2,5	NTC 2518
pentano y más pesados, máx., vol. %	...	2,0	2,0	...	NTC 2518
Contenido de propileno, máx., vol. %	5,0	NTC 2518
Materia residual: Residuo por evaporación de 100 mL, máx., mL	0,05	0,05	0,05	0,05	NTC 2517
Observación mancha de aceite	Pasa ^D	Pasa ^D	Pasa ^D	Pasa ^D	NTC 2517
Densidad relativa a: 15,6°C/15,6°C (60°F/60°F)	E	E	E	..	NTC 2517 ó ASTM D 2598
Corrosión a la lámina de cobre, máx.	Nº 1	Nº 1	Nº 1	Nº 1	NTC 2515 ^G
Azufre, ppm (en masa), máx.	185	140	140	123	ASTM D 2784
Sulfuro de hidrógeno	Pasa	Pasa	Pasa	Pasa	ASTM D 2420
Contenido de humedad	Pasa	Pasa	ASTM D 2413
Contenido de agua libre	...	Ninguno ^F	Ninguno ^F	...	

Fuente: INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN (ICONTEC). Gases licuados de petróleo (GLP). Requisitos detallados. NTC-2303. Bogotá D.C.: el Instituto, 2007. 4p.

Como se puede ver en la Tabla 4, esta norma, no presenta ningún requisito en el cual se evalúen los contenidos máximos de olefinas del GLP comercializado en Colombia, por esto se hace necesario considerar una revisión de esta norma Colombiana y adaptarla a las necesidades internas, para generar más confianza en la utilización del GLP en otros mercados distintos al doméstico, ya que los altos contenidos de olefinas en el GLP causan los problemas en equipos de combustión, lo que hace poco competitivo el GLP frente a otros energéticos como por ejemplo el Gas Natural.

En las **Tablas 5, 6, 7 y 8** se muestran la evolución de la calidad del GLP producido en la Refinería de Cartagena, Apiay, Toqui- Toqui y Cusiana,

respectivamente entre los años 2008 y 2016. Estas son las fuentes que para el año 2016 aún mantienen su producción de GLP, atendiendo la demanda de todo el país. Se puede observar la variabilidad que manifiesta este energético al transcurrir de los años, situación que es altamente preocupante para usuarios distintos a los hogares, ya que esta variabilidad crea un cambio continuo en la composición y estabilidad del GLP, lo cual aumenta la cantidad de productos líquidos que pueden quedar atrapados en cilindros y tanque, principalmente por el contenido de olefina y líquidos pesados.

Tabla 5. Calidad del GLP de la Refinería de Cartagena

Refinería Cartagena									
AÑO	% C1, C2 y C2H4	%C3	% Propileno	%C4	%C5 y +	%N2	Densidad relativa	P. Calorífico (BTU/lb)	Presión de vapor (psig)
2008	0.00	52.85	1.78	44.94	0.42	0.00	0.54	21256.14	119.20
2009	0.02	57.54	2.76	39.47	0.21	0.00	0.53	21290.57	127.22
2010	0.24	46.09	2.03	51.58	0.05	0.00	0.54	21255.29	112.14
2011	0.04	36.83	1.18	61.40	0.54	0.00	0.55	21209.27	98.33
2012	0.00	52.32	1.04	46.54	0.10	0.00	0.54	21281.76	117.42
2013	0.00	49.50	1.13	49.17	0.20	0.00	0.54	21258.30	113.49
2014									
2015	0.02	93.91	2.65	3.39	0.04	0.00	0.51	21458.51	170.57
2016	0.14	52.80	6.70	40.22	0.14	0.00	0.54	21202.61	126.40

Fuente: Elaboración propia, con base en el Sistema Único de Información de servicios públicos domiciliarios (SUI).

Tabla 6. Calidad del GLP de APIAY

APIAY									
AÑO	% C1, C2 y C2H4	%C3	% Propileno	%C4	%C5 y +	%N2	Densidad relativa	P. Calorífico (BTU/lb)	Presión de vapor (psig)
2008	1.36	49.94	0.00	47.93	0.45	0.33	0.54	21242.36	120.25
2009	0.91	54.25	0.00	45.16	0.15	0.29	0.54	21260.47	117.35
2010	0.74	55.93	0.05	42.74	0.30	0.24	0.54	21254.22	134.03
2011	0.36	55.12	0.00	44.03	0.10	0.38	0.54	21221.59	121.29
2012	0.73	54.89	0.00	44.24	0.09	0.04	0.54	21294.52	125.97
2013	0.37	55.08	0.00	44.41	0.08	0.05	0.54	21273.93	126.63
2014	0.65	51.13	4.68	43.25	0.13	0.16	0.54	21254.61	127.26
2015	0.77	56.57	0.00	42.17	0.44	0.05	0.54	21261.80	135.62
2016	0.73	58.04	0.00	40.41	0.78	0.04	0.53	21300.15	128.76

Fuente: Elaboración propia, con base en el Sistema Único de Información de servicios públicos domiciliarios (SUI).

En el Sistema Único de Información de Servicios Público (SUI) solo se encuentra información de calidad suministrada por las diferentes fuentes de producción de GLP del país, lo cual no es lo suficiente representativo del GLP que efectivamente consumen los usuarios finales, ya que esta calidad sufre cambios considerables durante las actividades de transporte, comercialización y distribución, ya que este GLP es producto de la mezclas de diferentes fuentes de producción. Por su posición geográfica los departamentos que más sufren estos cambios de composición del GLP son los departamentos de Cundinamarca, Boyacá, Santander, Tolima, Huila y la región de los Llanos Orientales, donde el transporte de este energético se lleva a cabo por medio de tracto- camiones con tanque para GLP.

Tabla 7. Calidad del GLP de TOQUI – TOQUI

TOQUI -TOQUI									
AÑO	% C1, C2 y C2H4	%C3	% Propileno	%C4	%C5 y +	%N2	Densidad relativa	P. Calorifico (BTU/lb)	Presion de vapor (psig)
2009	1.02	16.39	21.47	60.35	0.75	0.00	0.56	19632.79	108.18
2010	0.96	22.48	20.94	54.79	0.82	0.00	0.55	19433.46	111.51
2011	0.99	18.11	22.47	57.60	0.82	0.00	0.56	19713.02	96.95
2012	4.19	25.54	15.58	52.81	1.86	0.00	0.54	21443.33	138.61
2013	2.75	39.82	1.45	54.76	1.22	0.00	0.54	21428.18	132.66
2014	2.54	39.45	2.28	54.82	0.91	0.00	0.54	21374.80	113.73
2015	2.40	41.17	0.00	55.71	0.72	0.00	0.54	21264.40	111.80

Fuente: Elaboración propia, con base en el Sistema Único de Información de servicios públicos domiciliarios (SUI).

Las fuentes de producción con menos posibilidad de presentar variación en su composición debido a mezclas de diferentes fuentes serian la Refinería de Barrancabermeja y la de Cartagena, ya que el GLP producido en la refinería de Barrancabermeja es transportado directamente a los terminales de Pereira, Manizales, Cartago y Yumbo a través del poliducto. De igual manera la Refinería

de Cartagena transporta su producción de GLP a los usuarios de las Costa Atlántica y del Archipiélago de San Andrés y Providencia.

Tabla 8. Calidad del GLP de CUSIANA

CUSIANA									
AÑO	% C1, C2 y C2H4	%C3	% Propileno	%C4	%C5 y +	%N2	Densidad relativa	P. Calorífico (BTU/lb)	Presion de vapor (psig)
2011	2.76	48.80	0.00	47.83	0.61	0.00	0.54	21325.26	128.80
2012	2.84	53.21	0.00	43.73	0.22	0.00	0.53	21342.97	135.66
2013	2.00	51.45	0.00	46.24	0.32	0.00	0.54	21327.75	126.68
2014	0.87	50.85	0.00	48.02	0.19	0.00	0.54	21284.94	119.78
2015	1.31	51.41	0.00	47.06	0.21	0.00	0.54	21320.58	121.45
2016	2.24	52.53	0.00	44.82	0.41	0.00	0.53	21334.41	129.70

Fuente: Elaboración propia, con base en el Sistema Único de Información de servicios públicos domiciliarios (SUI)

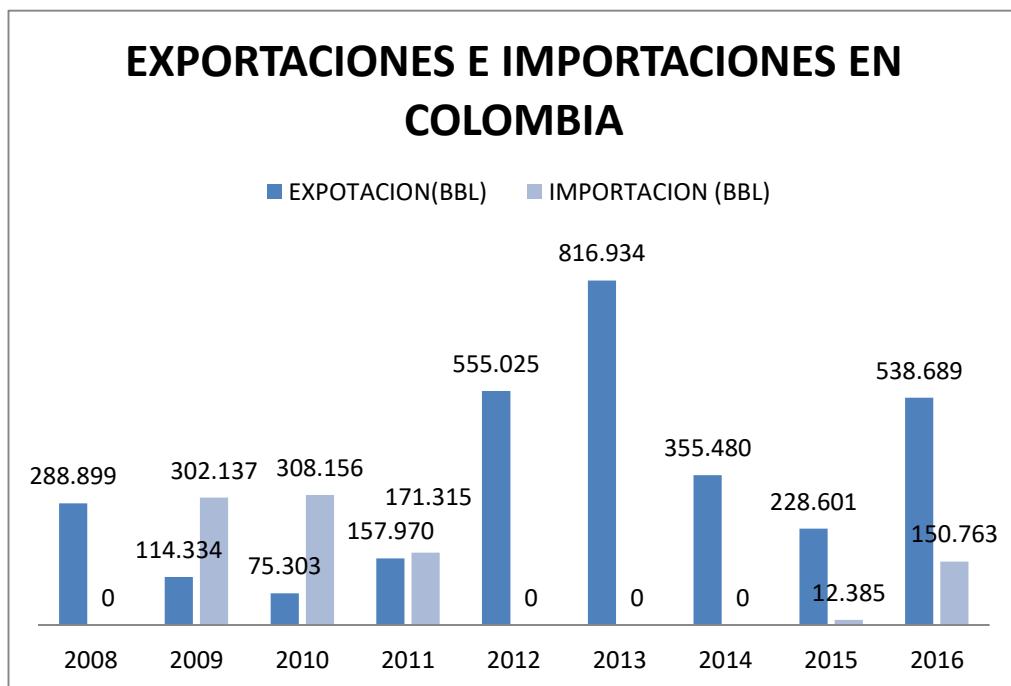
1.3.4. Importaciones y exportaciones. Las importación de GLP en Colombia como se puede ver en la Tabla 9 han sido ocasionales en los últimos 8 años, estas se han realizado con el fin de atender contingencias de carácter operativos. El aumento de las exportaciones de GLP en Colombia se debe principalmente por la disminución de la demanda de este energético debido a la masificación del gas natural en el país, lo que ha llevado a que este excedente de GLP producido sea exportado a otros países. Las cantidades exportadas de GLP en el año 2012 y el año 2016 son de 555,025 BBL y 538,689 BBL, respectivamente lo cual son casi iguales las cantidades exportadas, pero las ganancias obtenidas en estos dos años son diferentes debido a la caída en el precio que ha sufrido el GLP desde el año 2013 como se evidencia en (Figura 9 de entorno internacional).

Tabla 9. Importaciones y exportaciones de GLP en Colombia

AÑO	EXPOTACION (BBL)	IMPORTACION (BBL)	Valor FOB Exportación (US\$)	Valor CIF Importación (U\$)
2008	288,899	0	\$13,301,255	\$0
2009	114,334	302,137	\$3,364,689	\$18,447,126
2010	75,303	308,156	\$3,534,680	\$21,112,688
2011	157,970	171,315	\$11,198,423	\$15,595,284
2012	555,025	0	\$26,296,582	\$0
2013	816,934	0	\$36,983,172	\$0
2014	355,480	0	\$15,241,883	\$0
2015	228,601	12,385	\$4,438,637	\$489,813
2016	538,689	150,763	\$6,331,670	\$6,580,621

Fuente: Elaboración propia, con base en el Sistema Único de Información de servicios públicos domiciliarios (SUI).

Figura 16. Exportaciones e importaciones en Colombia



Fuente: Elaboración propia, con base en el Sistema Único de Información de servicios públicos domiciliarios (SUI).

1.3.5. Demanda. La demanda de GLP en Colombia ha cambiado drásticamente debido al fuerte impacto que ha desarrollado la masificación del Gas Natural en el país. Anteriormente la demanda de este derivado del petróleo había estado limitado por la oferta, pero este panorama se ha modificado por lo anteriormente mencionado, provocando un incremento en la oferta de este hidrocarburo.

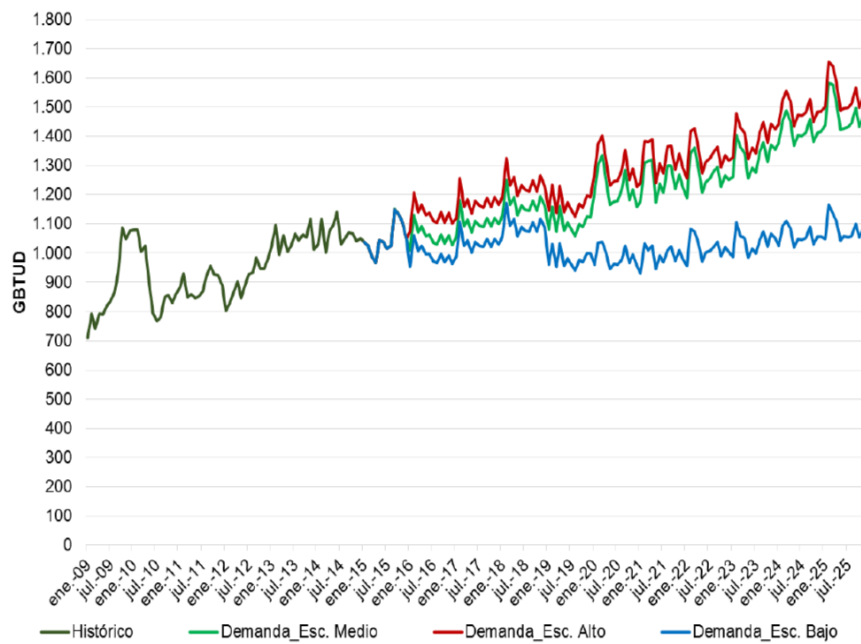
Los principales sectores de consumo de Gas Licuado de Petróleo (GLP) en Colombia son el sector residencial, sector comercial y el sector industrial. En el sector residencial este energético es utilizado para cocción de alimentos, y calentamiento de agua, mientras que en el sector comercial el GLP producido en Colombia se utiliza para emitir calor directo y cocción de alimentos, por otro parte en cuanto al sector industria este derivado del petróleo es utilizado para emitir calor directo, generación de vapor y locomoción. Este panorama favorable de demanda de GLP ha estado en continuo descenso durante los últimos 10 años, fundamentalmente provocados por masificación del Gas Natural y los altos precios del GLP en comparación con los sustitutos, que en este caso el sustituto más fuerte es el Gas Natural. La demanda de GLP en Colombia para el caso de esta monografía, se toma de las ventas reportadas por los comercializadores minoristas a la Súper Intendencia de Servicios Públicos en el Sistema Único de Información **SUI**. Históricamente el consumo de GLP en el país ha disminuido en promedio a una tasa de declinación del 3% anual entre el periodo 2002 y 2013, según datos emitidos por la UPME (unidad de planeación minero energética) entre los periodos 2013 y 2016 la demanda de este energético no ha decaído en la misma tasa; su comportamiento ha sido un poco constante. Para el año 2016 la demanda de GLP en Colombia estuvo en el orden de 13746.71 BPD (**Tabla 10**) esto es equivalente a 56,218 GBTUD (tomando como referencia 21325.26 BTU/lb, poder calorífico campo Cusiana), mientras que la demanda nacional de Gas Natural para enero del mismo año supera el consumo de GLP en un valor de 1100 GBTUD (**Gráfica 9**), esto evidencia la disminución del consumo de GLP debido a la masificación del Gas Natural en Colombia.

Tabla 10. Demanda de GLP en Colombia BPD.

AÑO	DEMANDA DE GLP (BPD)
2008	20.520,00
2009	18.070,00
2010	17.500,00
2011	15.923,38
2012	14.385,71
2013	13.829,09
2014	13.708,59
2015	13.696,49
2016	13.746,71

Fuente: Elaboración propia, con base en el Sistema Único de Información de servicios públicos domiciliarios (SUI).

Figura 17. Escenario de demanda nacional de Gas Natural.

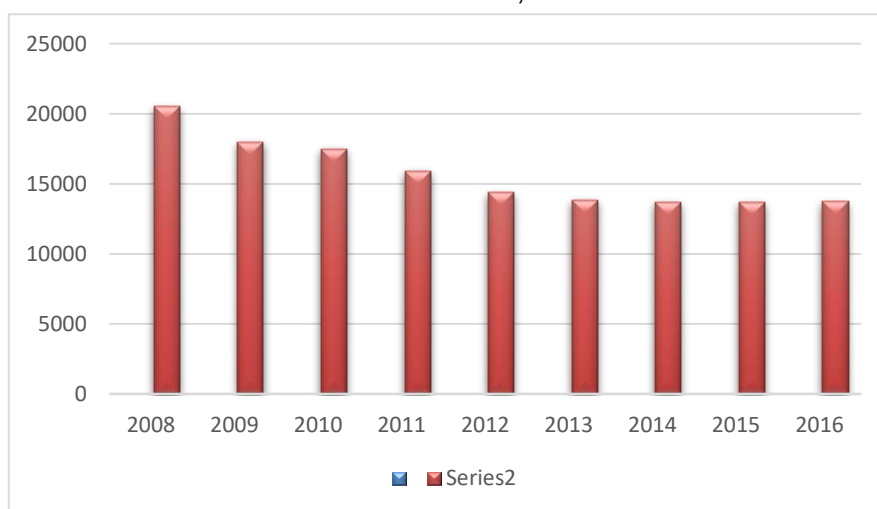


Fuente: Fuente: Unidad de Planeación Minero Energética (2013). Cadena Del Gas Licuado de Petróleo 2013. Recuperado de

www.sipg.gov.co/LinkClick.aspx?fileticket=sMAANh%2fv3ak%3d&tabid=38&language=es-CO.

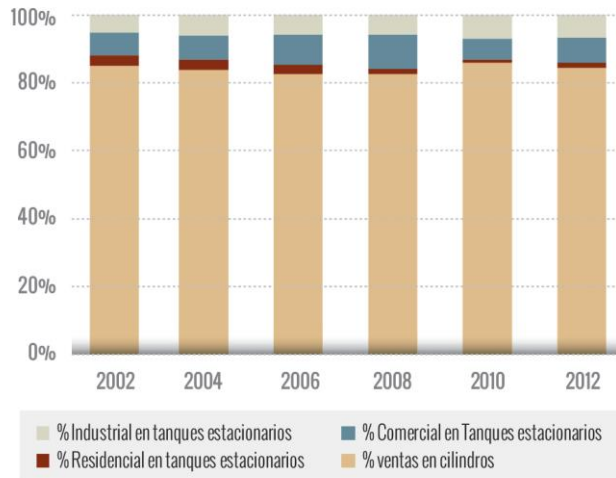
En la **Figura 19** se puede observar el perfil del consumo de Gas Licuado de Petróleo (GLP) en Colombia a lo largo de los últimos 9 años, se evidencia la tasa de decaimiento del 3% anual entre los años 2008 y 2013 y, y una aparente estabilización en los siguientes años. La forma de entrega de este combustible a los usuarios finales según la Unidad de Planeación Minero Energética (UPME) no ha sufrido muchas variaciones a lo largo de los años, aproximadamente el 85% de las ventas de GLP en el país fueron a través de ventas de cilindros, mientras que el 15% restante de consumo de GLP en Colombia se distribuye a través de tanques estacionarios, donde el 7% de este porcentaje es consumido por el sector industrial, 7% el sector comercial y el 1 % pertenece al sector residencia **Figura 20**.

Figura 18. Demanda de GLP en Colombia, BPD



Fuente: Elaboración propia, con base en el Sistema Único de Información de servicios públicos domiciliarios (SUI).

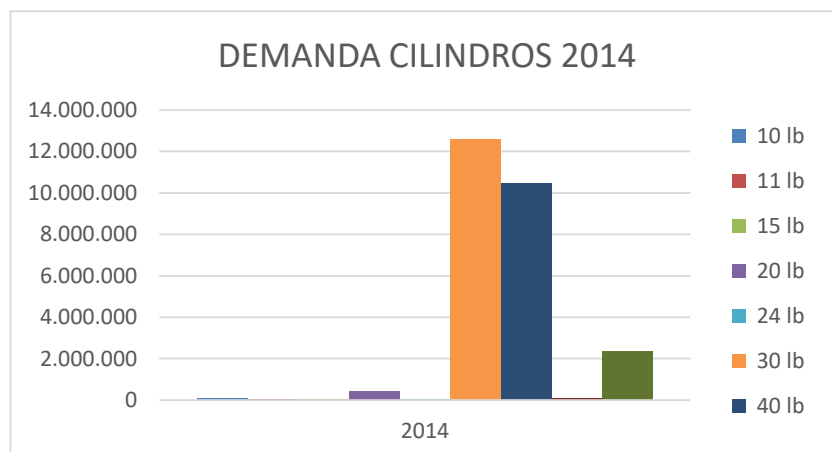
Figura 19. Distribución del consumo por modalidad de venta



Fuente: Fuente: Unidad de Planeación Minero Energética (2013). Cadena Del Gas Licuado de Petróleo 2013. Recuperado de www.sipg.gov.co/LinkClick.aspx?fileticket=sMAANh%2fv3ak%3d&tabid=38&language=es-CO.

Dentro del 85% de las ventas de GLP en cilindros, se diversifican las presentaciones de este energético en distintas cantidades másicas, actualmente las cantidades másicas de cilindros utilizados para la distribución de GLP en Colombia son de 10 lb, 11 lb, 15 lb, 20 lb, 24 lb, 30 lb, 40 lb, 80 lb y 100 lb. Los cilindros de GLP de 40, 30 y 100 lb son los más demandados por los usuarios residenciales en el país. Para el 2014 el 48.31 % de GLP distribuido en forma de cilindro fueron en presentación de 30 libras, el cual representa una cantidad de 12603 cilindros de GLP para este año, mientras que los porcentajes de los cilindro de 40 y 100 lb representaron el 40.12% y 9.12% respectivamente (**Figura 21**).

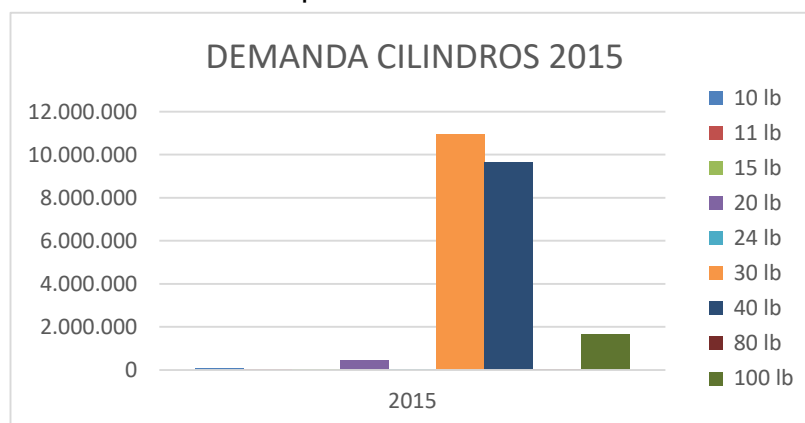
Figura 20. Demanda de GLP por modalidad en número de cilindro 2014



Fuente: Elaboración propia, con base en el Sistema Único de Información de servicios públicos domiciliarios (SUI).

Para el siguiente año, los usuarios residenciales siguieron prefiriendo los cilindros de 30 y 40 lb y en tercer lugar el de 100 lb. Sus porcentajes de aporte por modalidad para el año 2015 fueron de 48.17% para cilindros de 30 lb equivalente a 10961.202 cilindros de 30 lb para este años (**Figura 23**), seguidos de 42.26 % y 7.13% para cilindros de GLP de modalidad de 40 y 100 lb respectivamente para un total entre estas dos modalidades de 11241.84 cilindros de GLP demandados para el año 2015.

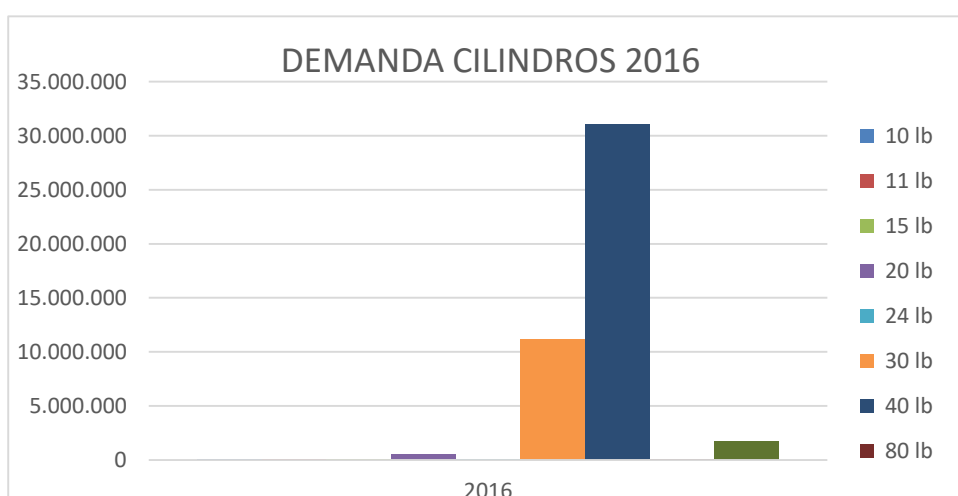
Figura 21. Demanda de GLP por modalidad en número de cilindro 2015



Fuente: Elaboración propia, con base en el Sistema Único de Información de servicios públicos domiciliarios (SUI).

Para el años 2016, el panorama de preferencia de modalidad cambio un poco, ya que los usuarios finales de GLP en el país demandaron mayor cantidad de cilindros de GLP con capacidad de 40 lb, pasando de porcentajes de 40.12% y 42.26 % (representado un incremento del 5.3%) para los años 2014 y 2015 respectivamente, hasta llegar a un porcentaje de 69.76 % en el año 2016, equivalente a un total de 31,025.637 cilindros de GLP con capacidad para 40 lb lo que representa un incremento del 65.14% con respecto al año anterior a este.

Figura 22. Demanda de GLP por modalidad en número de cilindro 2015.



Fuente: Elaboración propia, con base en el Sistema Único de Información de servicios públicos domiciliarios (SUI).

La demanda al año 2016 de GLP según datos reportados en el Sistema Único de Información **SUI** se encuentra en el orden de 436584.402 Kg de GLP al día, lo cual equivale a 13746,71 BPD. Dentro de los departamentos del país que más consumen GLP se encuentra Antioquia el cual consumen un total de 2.707,45 BPD de este energético (**Tabla 11**), lo que representa un porcentaje del 20% aproximadamente de consumo total de GLP en el país (**Figura 24**).

Tabla 11. Demanda de GLP en Colombia por departamento año 2016 (BPD).

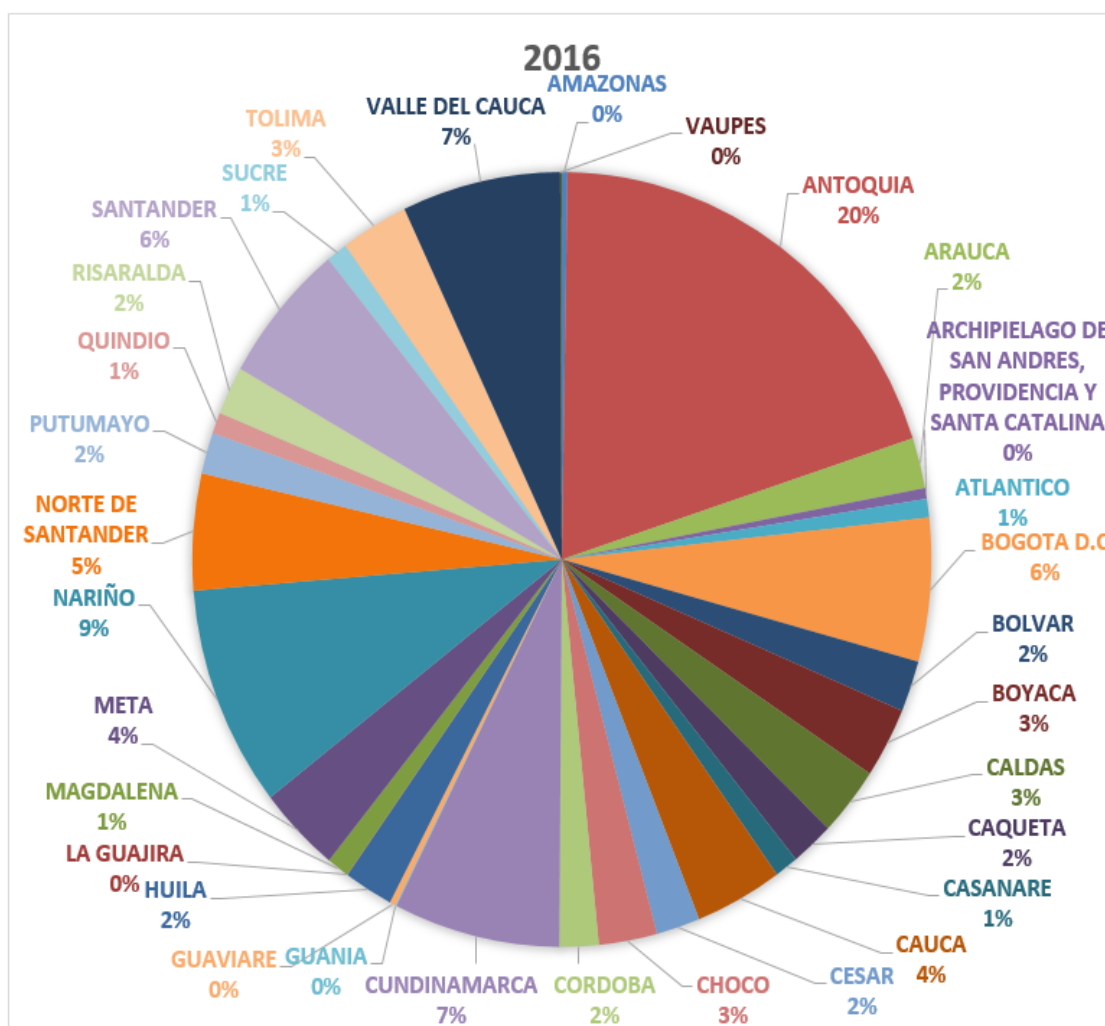
DEMANDA GLP 2016			
DEPARTAMENTO	BPD	DEPARTAMENTO	BPD
		GUANIA	5,64
AMAZONAS	32,89	GUAVIARE	37,42
ANTOQUIA	2.707,45	HUILA	295,41
ARAUCA	289,77	LA GUAJIRA	2,38
SAN ANDRES, PROVIDENCIA Y SANTA CATALINA	62,07	MAGDALENA	134,21
ATLANTICO	106,45	META	498,80
BOGOTA D.C	822,64	NARIÑO	1.270,73
BOLVAR	293,44	NORTE DE SANTANDER	667,60
BOYACA	403,06	PUTUMAYO	236,78
CALDAS	396,82	QUINDIO	120,58
CAQUETA	258,37	RISARALDA	277,09
CASANARE	141,37	SANTANDER	814,83
CAUCA	526,32	SUCRE	126,96
CESAR	263,45	TOLIMA	405,86
CHOCO	349,64	VALLE DEL CAUCA	953,47
CORDOBA	234,92	VAUPES	0,07
CUNDINAMARCA	1.000,60	VICHADA	9,60
TOTAL		13746,71 BPD	

Fuente: Elaboración propia, con base en el Sistema Único de Información de servicios públicos domiciliarios (SUI).

En el segundo lugar el departamento que demanda más cantidad de este derivado de los hidrocarburos es el departamento de Nariño con 40357.382 Kg, lo que equivale a 1270,73 BPD lo que representa un porcentaje aproximado del 9 % del total demandado en el país. En el tercer lugar se encuentra el departamento de Cundinamarca con un consumo de GLP de 31778.410 Kg, el cual es equivalente a 1.000,60 BPD, tomando un porcentaje en la demanda del país del 7%. Los siguientes son Valle del Cauca y Bogotá los cuales tuvieron una

demanda para el año 2016 de 30281.407 Kg (953,47 BPD) y 26126.434 Kg (822,64 BPD) respectivamente, representando un porcentaje del 7% para Valle del Cauca y un 6% para Bogotá (Figura 24). Otros de los consumidores de GLP son Santander con un 6 %, Norte de Santander con una 5% y el departamento del Meta con un porcentaje del 4%. Los demás departamento presentan bajo porcentaje de consumo de GLP ya sea por la ubicación geográfica o la sustitución del GLP por el Gas Natural.

Figura 23. Demanda de GLP en Colombia por departamento año 2016.



Fuente: Elaboración propia, con base en el Sistema Único de Información de servicios públicos domiciliarios (SUI).

1.3.6. Tarifas del servicio público domiciliario de GLP. Unas de las funciones de la CREG (Comisión de Regulación de Energía y Gas) a través de la Ley 142 de 1994 en el artículo 73 , es la establecer las fórmulas para la fijación de las tarifas de los servicios públicos de electricidad y gas combustible (Gas Natural o GLP).

En la resolución CREG 180 de 2009, se enuncia la formula con la que se estructura la tarifa que deben aplicar las empresas prestadoras del servicio, para determinar el precio final que se le asignara a los usuarios finales. Esencialmente esta tarifa recoge todos los costos que en los que debe incurrir las empresas prestadoras del servicio para suministrar este energético a los usuarios finales, esto quiere decir que el incremento o la disminución de la tarifa va a depender de la variabilidad de los componentes presentes en la formula tarifaria. A continuación se muestra la formula tarifaria para el usuario final.

$$C_u = G + T + D + C_d$$

Donde:

C_u= Costo unitario de prestación del servicio \$/Kg (pesos por kilogramos), para usuarios finales.

G = Costo de compra del GLP \$/Kg, este puede tener diferentes precios según la fuente de donde se obtenga este energético sea nacionalmente o internacionalmente. Dentro de las fuentes nacionales más importantes se encuentran la refinería de Cartagena, Bucaramanga y campos de tratamientos de Gas natural como es el caso Cuasina. Si el distribuido compra GLP de varias fuentes la componente G de la formula tarifaria debe de ser un promedio ponderado del precio de todas sus compras. El precio colocado por los productores de GLP a ser vendido a los distribuidores esta basados en el régimen de libertad regulada contemplada en el artículo 88 de la ley 142 de 1994, y mediante la resolución CREG 088 de 2007 toma las formulas tarifarias. En esta resolución se establece que el precio máximo de GLP que se debe cobrar está

en función del precio internacional de este producto en el mercado de *Mont Belvieu*, en el golfo de México.

T = Costo de transporte por ductos \$/Kg, este transporte se puede dar a través de poliductos o propanoductos. La variación de este componente se encuentra en función de la distancia transportada, el cual se establece en la resolución CREG 018 y 099 de 2010. Este costo fue fijado el 31 de Diciembre de 2007 y es ajustado mensualmente con el IPP (índice de precio al productor).

D = Cargo del distribuidor \$/Kg, este costo reconoce el cargo generado por el transporte de GLP desde el terminal del sistema de transporte (terminal de poliductos o propanoductos) o desde puertos o puntos de entrega de los productores hasta las plantas envasadoras de GLP en cilindros. Este costo varía según el tamaño y la distancia en la que se encuentre las plantas envasadoras. Los distribuidores se rigen su tarifa dentro de un régimen de libertad vigilada, según resolución CREG 001 de 2009.

C_d = Cargo de comercialización minorista \$/Kg, este costo contiene los cargos de entrega de GLP en cilindros en el domicilio de usuarios finales. Incluye también los costos de traslado del GLP en cilindro desde las plantas envasadoras hasta los usuarios finales. Al igual que el anterior componente, este también se encuentra sometido a un régimen de libertad vigilada, según resolución CREG 001 de 2009.

2. CARACTERIZACION DE CORRIENTE DE CONDENSADO

El gas licuado del petróleo (GLP), se puede obtener del proceso de deshidratación del gas natural o a partir de la refinación del petróleo, como se pudo ver en el capítulo anterior, la mayor parte de este hidrocarburo a nivel mundial se obtiene a partir del proceso de deshidratación del gas natural. En este capítulo se caracterizara la corriente de condensados a partir del cual se pretende separar el GLP presente en esta corriente, obtenida de proceso de deshidratación de Gas natural.

2.1. DESCRIPCION GENERAL DE LA PLANTA DESHIDRATADORA

El campo Colombiano en estudio cuenta actualmente con 3 pozos productores de Gas Natural, lo cuales denominare GR 1, GR 2 y GR 3. De los pozos antes descritos al momento de iniciar con este estudio contaba con la producción del pozo productor de Gas Natural GR 2, los demás se encuentran bloqueados por problemas en su funcionamiento, por esta razón a partir de este capítulo se ignora por completo los pozos productores GR1 y GR3, y se realizara la simulación de la planta con el pozo productor GR2, además de todos los análisis y resultados se orientaran en bases a la composición y variables de temperatura, presión, caudal y demás variables aportadas por este pozo productor. La producción actual de este campo ubicado en la cuenca de las Cordilleras Orientales oscila entre los 36-37 MMSCFD aproximadamente, a condiciones aptas de calidad para ser transportado en la red nacional según resolución CREG número 071 del 03 de diciembre de 1999, donde se establece el reglamento único de transporte de Gas Natural (RUT). En la **Tabla 12** se observa las composiciones del gas proveniente del pozo GR 2, estos datos fueron suministrados por la empresa operadora del campo. Cabe destacar que esta composición de este pozo productor será el punto de partida para dar inicio a la simulación de la planta de procesamiento del gas proveniente de yacimientos.

Tabla 12. Composiciones de fluido de pozos en base seca, campo Colombia en estudio (Fracción molar).

CAMPO COLOMBIANO DE ESTUDIO COMPOSICIONES DE FLUIDO DE POZO (en base seca)	
Compuesto	POZO GR2
	Fracción molar
Nitrogen	0,0044
CO2	0,0200
Methane	0,8593
Ethane	0,0620
Propane	0,0197
i-Butane	0,0056
n-Butane	0,0054
i-Pentane	0,0029
n-Pentane	0,0019
n-Hexane	0,0030
n-Heptane	0,0029
n-Octane	0,0023
n-Nonane	0,0018
n-Decane	0,0011
n-C11	0,0007
n-C12	0,0004
n-C13	0,0003
n-C14	0,0002
n-C15	0,0001
n-C16	0,0001
n-C17	0,0001

Fuente: Elaboración propia, con base en datos suministrados por operadora del campo en estudio

Tabla 12. (Continuación)

n-C18	0,0000
n-C19	0,0000
n-C20	0,0000
n-C21	0,0000
n-C22	0,0000
n-C23	0,0000
n-C24	0,0000
n-C25	0,0000
n-C26	0,0000
n-C27	0,0000
n-C28	0,0000
n-C29	0,0000
n-C30	0,0000
Benzene	0,0002
Toluene	0,0007
H2O	0,0046
TOTAL	0,0000

Fuente: Elaboración propia, con base en datos suministrados por operadora del campo en estudio.

Las condiciones de presión, temperatura y flujo del pozo productor GR 2 antes de ingresar al planta deshidratadora se encuentra tabulada en la **Tabla 13**, para que estos datos sean lo más representativo, los valores de estas variables son promediados de un día normal de operación.

Tabla 13. Variables de entrada a planta deshidratadora.

VARIABLE	POZO GR 2
PRESION (PSIG)	2195
TEMPERATURA (°F)	190,0
FLUJO (MMSCFD)	38,6

Fuente: Elaboración propia, con base en datos suministrados por operadora del campo en estudio

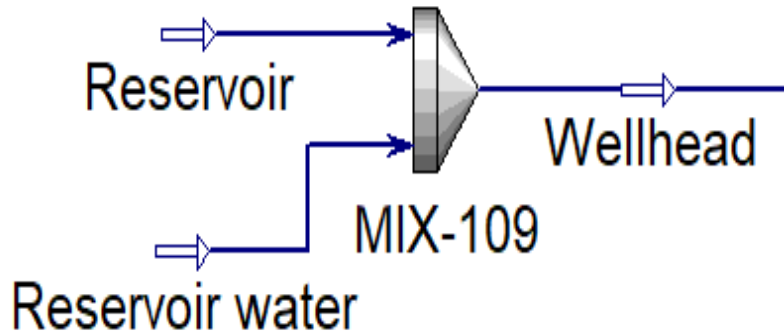
La planta deshidratadora realiza su proceso de deshidratación del gas natural por medio de expansión a través del efecto Joule Thomson. Para iniciar la simulación se introducen los componentes mencionados en la **Tabla 12** y para efecto de cálculos de propiedades se utiliza la ecuación de estado de Peng Robinson el cual es seleccionado como Fluid Package en la herramienta informática utilizada en la simulación.

2.2. SIMULACION PLANTA DE DESHIDRATACION DEL CAMPO COLOMBIANO DE ESTUDIO

Una vez sale el gas natural del yacimiento a las condiciones de operación mostradas en la Tabla 13 del pozo productor GR 2, esta corriente es llevada de forma directa a la entrada de la planta deshidratadora perdiendo aproximadamente el 18.18% de la presión en cabeza de pozos a través de unas regulación de presión a la entrada de la planta.

2.2.1. Gas de entrada. La cromatografía del pozo GR2 suministrada por la empresa operadora de este campo se realizó en bases seca como se puede observar en las tablas N°12. En la realidad los pozos contienen vapor de agua, por esta razón se agrega agua a la corriente *Reservoir* a través de la simulación de un mezclador Mixer el cual se denominara MIX-109 del cual se desprenderá una corriente con un contenido determinado de agua el cual se denomina *Wellhead*. La condiciones de operación de la corriente de agua se establece a las mismas condiciones de presión y temperatura de la corriente *Reservoir*, es decir a una temperatura de 190 °F y una presión de 2195 psig, además se estipula un flujo volumétrico de 12 barriles de agua por día (BPD), en la corriente de agua que entra al mezclador MIX-109. El porcentaje de agua en la línea *Wellhead* que finalmente ingresara a la planta de tratamiento de gas natural proveniente de los pozos, ingresa con una fracción molar de vapor de agua de 0.0069% y a las mismas condiciones de operación de la corriente *Reservoir*.

Figura 24. Mixer de adición de agua.

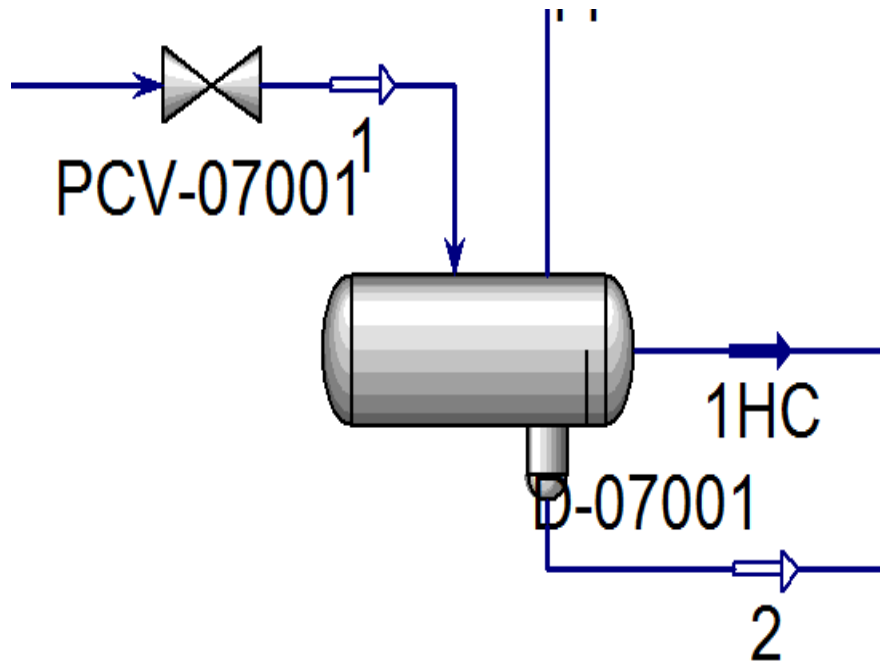


Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática

Una vez realizado lo anteriormente descritos en el simulador, la corriente *Wellhead* se encuentra en valores similares a la condiciones de operación con las que ingresa a la planta deshidratadora de gas natural. Esta corriente sufre una caída de presión de aproximadamente 18.18 % con respecto a la presión que aporta el pozos productor de gas natural GR2.

2.2.2. Separador de entrada. La primera operación unitaria que se realiza en la planta de deshidratación es la de separación el gas natural proveniente del pozo GR 2 a través de un separado trifásico el cual se nombra como D-07001 Figura 26, en el cual se retira del gas proveniente del pozo una parte importante de líquidos (Agua e Hidrocarburos pesados) con el objetivo de ir llevando el gas obtenido en el pozo antes mencionados a las condiciones de calidad exigido por la CREG (Comisión de Regulación de Energía y Gas) en la resolución CREG 071 del 03 de Diciembre de 1999 donde se establece el Reglamento Único de Transporte de Gas Natural (RUT).

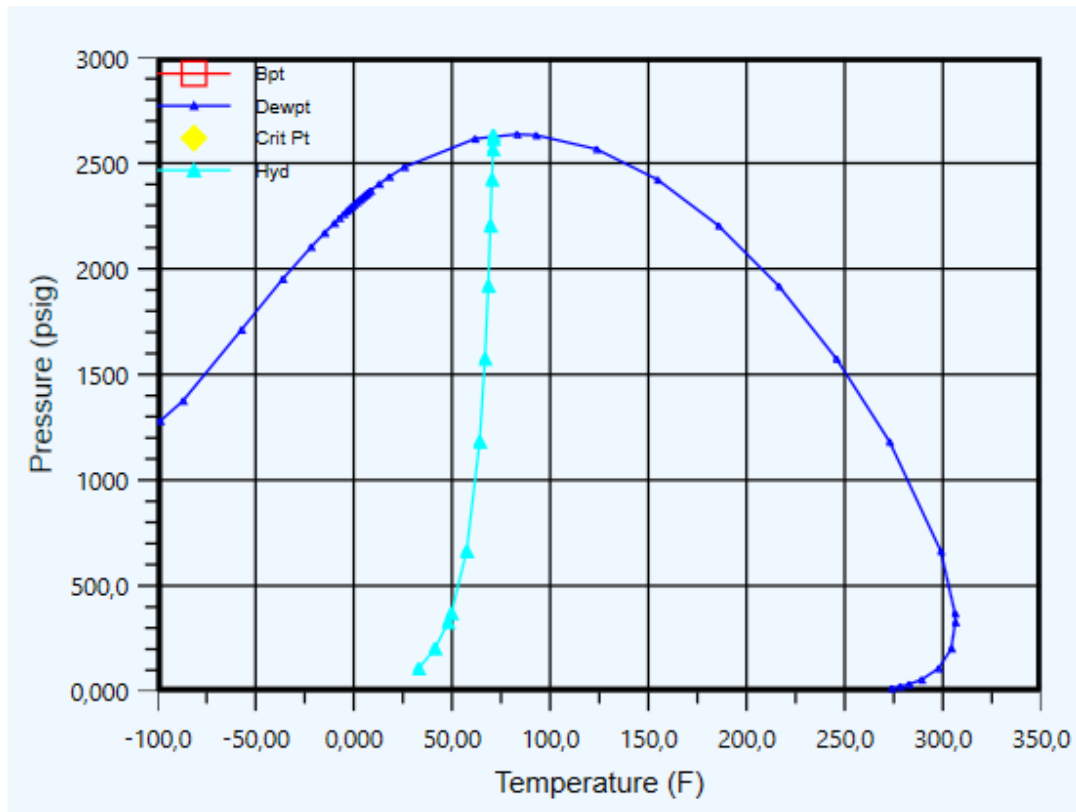
Figura 25. Separador de entrada D-07001.



Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática

La corriente de gas natural resultante de este proceso inicial de separación, aún no se encuentra en las condiciones de calidad adecuadas exigidas en el RUT por la CREG, en este punto, el cricondentermico de este gas se encuentra aproximadamente en 306 °F (**Figura 27**), este valor aún se encuentra muy alejado del exigido en la resolución CREG 071 de 1999, el cual exige que este valor sea máximo de 45°F. Lo expuesto anteriormente, nos muestra que el gas no se encuentra en las especificaciones exigidas en la norma, ya que aún contiene altos contenidos de líquidos los cuales podrían condensarse a la temperatura de la cricondentermica de la corriente 11 ocasionando daños o taponamientos en la red nacional de transporte, por esta razón esta corriente se tiene que seguir tratando hasta alcanzar las condiciones actas para ser transportado.

Figura 26. Envolverte corriente 11 (salida de gas separador de entrada D-07001)

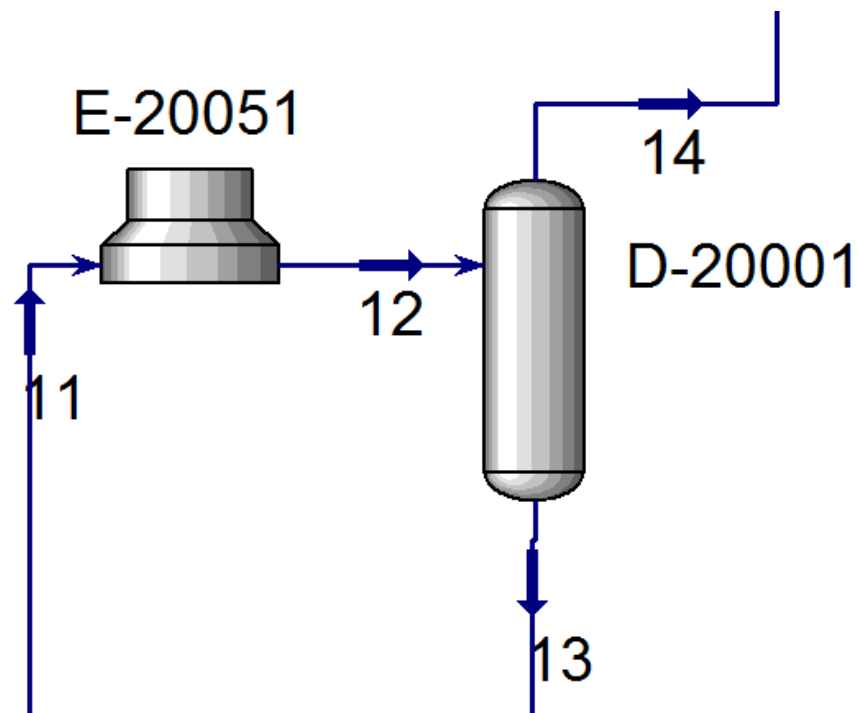


Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática

2.2.3. Aero enfriador de gas. Una vez realizado la primera separación del gas proveniente del pozo productor GR 2 a través del D-07001 la corriente 11 es enfriada por medio de aroenfriadores los cuales permiten un intercambio de calor forzado con el gas de la corriente 11 y el aire a temperatura ambiente. Para efecto de la simulación se toma como temperatura ambiente 77 °F la cual se obtiene calculando un promedio de la temperatura ambiente que rigue la zona geográfica donde se encuentra la planta que deshidrata el gas proveniente del pozo GR2 y, de igual manera se toma una presión atmosférica de 14.7 psia promedio. La caída de presión en estos aroenfriadores es del 0.82 % aproximadamente. Este enfriamiento produce una condensación de una parte de los líquidos de la corriente de gas proveniente del separador de entrada D-07001, lo cual hace necesario la incorporación de un nuevo separador el cual será de tipo bifásico ya que actualmente, en la planta de tratamiento que se

encuentra en estudio dispone de esta unidad de separación, aguas abajo de los aeroenfriadores nombrados anteriormente **Figura 28**. Para efecto de la simulación en la herramienta informática utilizada, se nombrara el aeroenfriadores con el nombre de **E-20051** y el separador a continuación de este se nombra como el separador **D-20001** el cual es un separador vertical bifásico.

Figura 27. Aeroenfriador de gas E-20051 y separador bifásico D-20001.

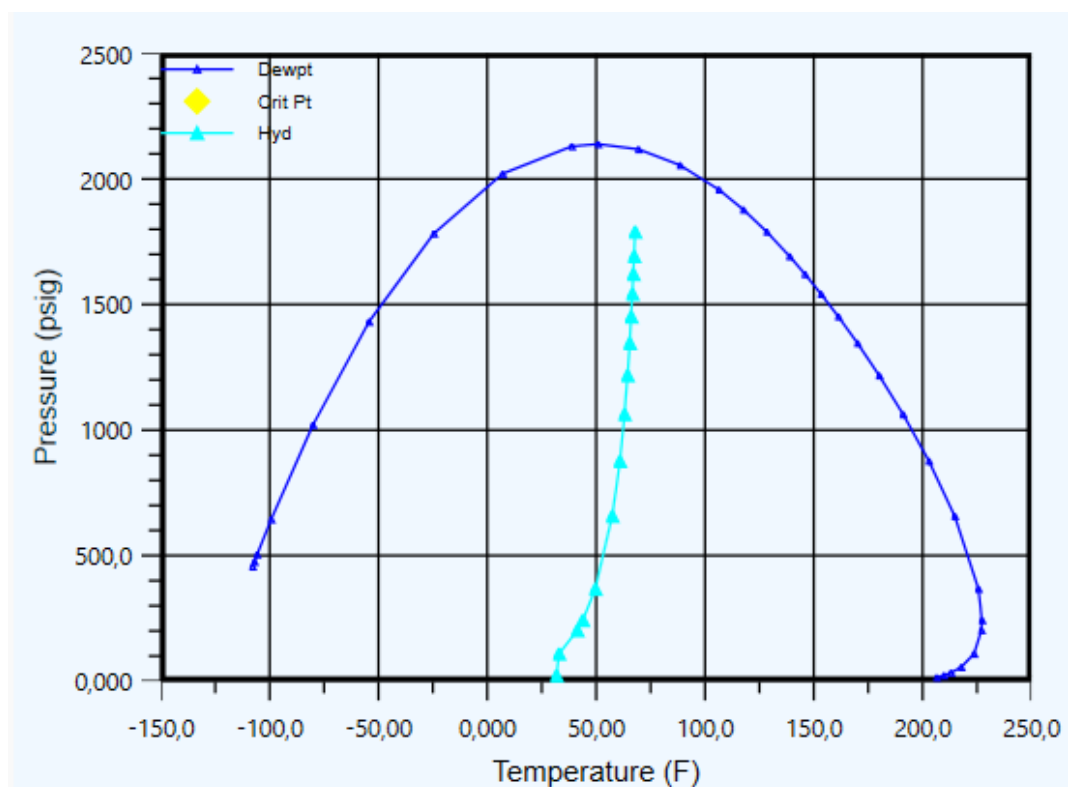


Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática

La cantidad de líquidos extraídos de la corriente de gas natural que pasa por los aeroenfriadores E-20051 es aproximadamente 410,5 BPD (barriles por día), dentro de los cuales se encuentra una mezcla de gas natural, condensados y agua. El contenido de agua en la **corriente 13** que proviene del separador bifásico D-20001 es de aproximadamente **22,09 BPD**, mientras que los condensados tiene una cantidad de **207 BPD** aproximadamente y los barriles equivalente en esta **corriente 13** es de **180,9 BPD** el cual representa un 44.06% en fracción de esta fase en la **corriente 13**. Esto nos indica que en esta corriente cuenta aún con contenido de gas natural, el cual necesita ser separado

posteriormente. La corriente de gas a la salida del separador bifásico D-20001 contiene en su composición alto contenido de metano el cual se encuentra en esta etapa del proceso en un 86.79%, pero aun en este punto las condiciones de calidad del gas en la **corriente 14**, no se encuentran dentro de los parámetros estipulados en la resolución CREG 071 de 1999, ya que el contenido de agua del gas en este punto del proceso, se encuentra en un **74,197lb/MMSCFD**. El máximo contenido de agua exigido por la norma es de 6 lb/MMSCFD. Por otro lado en la **Figura 16** se puede observar que el DEWPOINT de hidrocarburos es de 227.3 °F el cual se encuentra alejado del exigido por la CERG en el Reglamento Único de Transporte de Gas Natural (RUT).

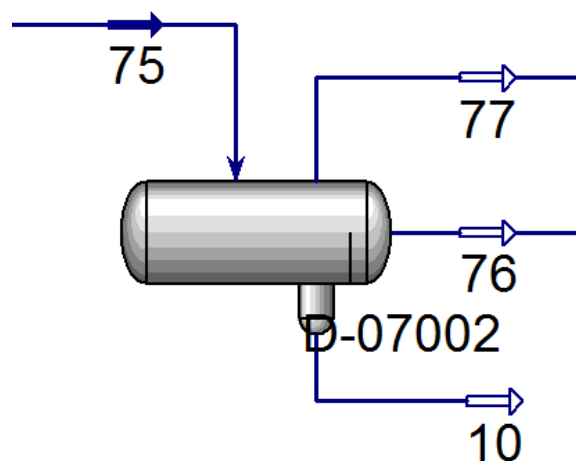
Figura 28. Envolvente corriente 14 (salida de gas separador bifásico D-20001).



Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática

2.2.4. Separación de agua. El agua proveniente del separador de entrada D-07001 y los líquidos separados en el separador bifásico D-20001, son llevados juntos a otro separador horizontal trifásico para separar el gas natural, el agua y condensado presentes en las corrientes 2 y 13 en las gráficas 26 y 28 respectivamente. Las corrientes 2 y 13 son mezclados para efectos de la simulación, en un Mixer el cual se le asigna el nombre de MIX-106, de la cual resulta una corriente el cual se denomina corriente 75, la cual contiene 433,2 BPD de líquidos entre agua y condensados, y una parte de gas natural, las condiciones de operación de esta corriente es de 116 ° F de temperatura y una presión de entrada de 1230 psig.

Figura 29. Separador de agua D-07002



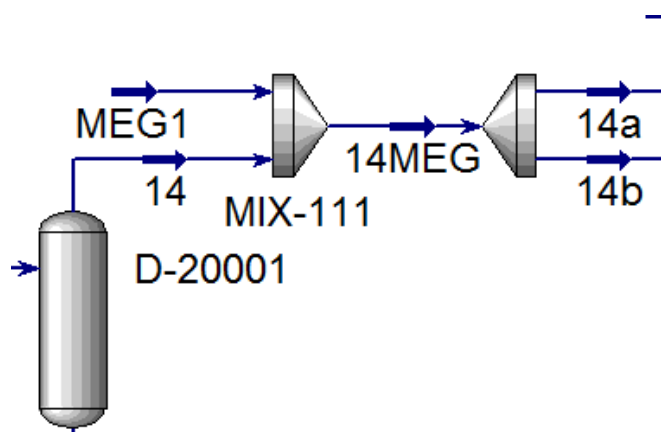
Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática

De este separador el cual se le asigna el nombre de D-07002, se separa agua, el cual es posteriormente tratado para ser vertida en condiciones adecuadas para no causar impactos negativos en el entorno, a una rata de flujo de 28 BPD aproximadamente. El condensado y el gas natural que se logran separar de esta vasija son enviadas a otro separador el cual se describirá posteriormente.

2.2.5. Intercambiadores de calor. La corriente de gas natural saliente del separador vertical bifásico D-20001, como podemos observar en la **Figura 29**

aún no se encuentra en las condiciones de calidad estipuladas en el RUT. Por esta razón esta corriente es sometida posteriormente a otro proceso de enfriamiento para lograr la condensación de líquidos presentes en el gas a través de 3 intercambiadores de calor (2 intercambiadores GAS/GAS y un intercambiador GAS/LIQUIDO). Antes de que esta corriente ingrese a los intercambiadores para realizar la transferencia de calor se adiciona una dosificación de Monoetilenglicol para evitar la formación de hidratos dentro de los tubos de los intercambiadores **Figura 30**. Dentro de estos intercambiadores la **corriente de gas N°14** alcanzara temperatura muy por debajo de la línea de Hidratos mostrada en la **Figura 29**, por esta razón la importancia de este inhibidor de hidratos aguas arriba de los intercambiadores de calor.

Figura 30. Dosificación monoetilenglicol (MEG) a Corriente 14.

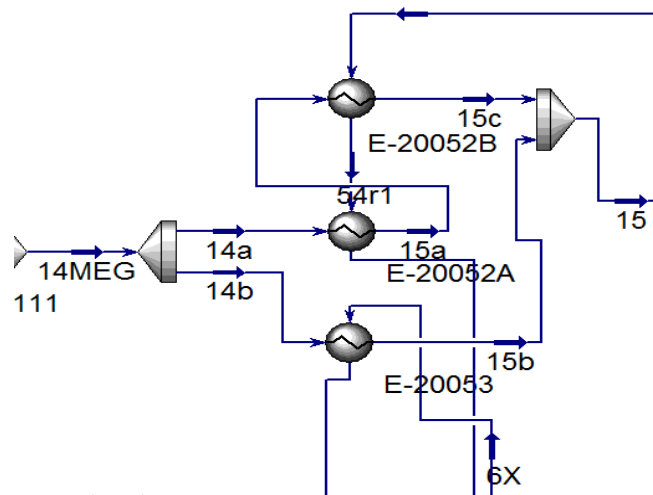


Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática

En proceso actual, la inyección de monoetilenglicol se adiciona en varios puntos críticos de la planta donde es probable la formación de hidratos, pero para efecto de balances de materia solo se adicionara en **MIX-111 (Figura 17)** y a la entrada de la válvula donde se realiza el efecto Joule Thomson que se describirá posteriormente. En el **MIX-11**, el flujo de monoetilenglicol es de aproximadamente 47,63 Kg/h, lo cuales se mezclan con la **corriente 14** para evitar la formación de hidratos en los intercambiadores de calor que se encuentran aguas abajo del Mixer. En la planta de tratamiento del gas que se extrae del pozo de producción GR 2, cuenta con dos tipos de intercambiadores

de calor. Los intercambiadores de calor E-20052 A/B son intercambiadores Gas/Gas (**Figura 32**), en el cual fluye a través de los tubos el gas proveniente de la vasija D-20001, y a través de su casco fluye el volumen de gas que sale de la expansión de la válvula Joule Thomson a baja temperatura. Estos dos intercambiadores de calor son estructuralmente iguales de tipo BEM de un solo paso y 550 tubos de diámetro exterior de 1/2".

Figura 31. Intercambiadores de calor Gas/Gas (E-20052 A/B) y Gas/liquido E-20053.



Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática.

El intercambiador de calor E-20053, es un intercambiador Gas/Líquido de tipo BK de un haz de tubo de un solo paso. Por este intercambiador de calor fluye solo el 10% del flujo la **corriente 14 MEG**, este 10% del volumen del gas entrante a los intercambiadores de calor es controlado a través de una válvula de control de flujo, que para efectos de esta simulación solo se le asigna este valor a la corriente que entra a este intercambiador por el lado tubos. Por el lado casco de este intercambiador de calor fluye condensados a bajas temperaturas que proveniente del separador de condensados **D-25002** que se describirá posteriormente. En el lado casco del intercambiador de calor E-20053 se controla una presión de 800 psig aproximadamente a través de una válvula automática

de presión. Este control de presión se realiza con el objetivo de permitir una mayor transferencia de calor del gas natural que fluye a través de los tubos del intercambiador, hacia los líquidos condensados en el D-25002 y de esta manera enfriar el gas y al mismo tiempo calentar el condensado que luego ira a una torre de estabilización de condensados.

En las **Tablas 14, 15 y 16** se puede observar las condiciones de operación en la entrada y salidas de los fluidos que pasan por los tubos y coraza de los tres intercambiadores de calor estudiados anteriormente. El intercambiador de calor E-20052 A se simula con una caída de presión del 0.006% aproximado de la presión de entrada a los tubos del intercambiador de calor, donde el gas natural cede calor al fluido de la coraza que se encuentra a baja temperatura. El gas natural de la coraza de este intercambiador de calor se encuentra en condiciones RUT, este gas va directamente a la línea de gas a venta la cual se describirá posteriormente. El intercambiador de calor E- 20052 B, es simulado de igual manera que el intercambiador de calor E-20052 el cual presenta entre sus tubos una caída de presión de aproximadamente el 0.006% de la presión de entrada a los tubos de este intercambiador. Para ambos casos la caída de presión en el lado caso es de aproximadamente 0.0062 % de la presión de entrada.

Tabla 14. Variables intercambiador de calor E-20052^a.

E-20052A				
Variables	Tubos		Coraza	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Nombre corriente	14a	15a	54r1	55
Temperatura (°F)	120,5	58,6	35.0	106,8
Presión (PSIG)	1796,4	1785,5	1127,3	1120,3
Flujo (MMSCFD)	33.79	33.79	35.69	35.69

Fuente: Elaboración propia, con base en datos suministrados por la herramienta informática

Tabla 15. Variables intercambiador de calor E-20052B

E-20052B				
Variables	Tubos		Coraza	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Nombre corriente	15a	15c	54_r	54r1
Temperatura (°F)	58,6	23,0	-3,8	35,0
Presión (PSIG)	1785,5	1774,6	1134,3	1127,3
Flujo (MMSCFD)	33.79	33.79	35,69	35.69

Fuente: Elaboración propia, con base en datos suministrados por la herramienta informática

Tabla 16. Variables intercambiador de calor E-20053

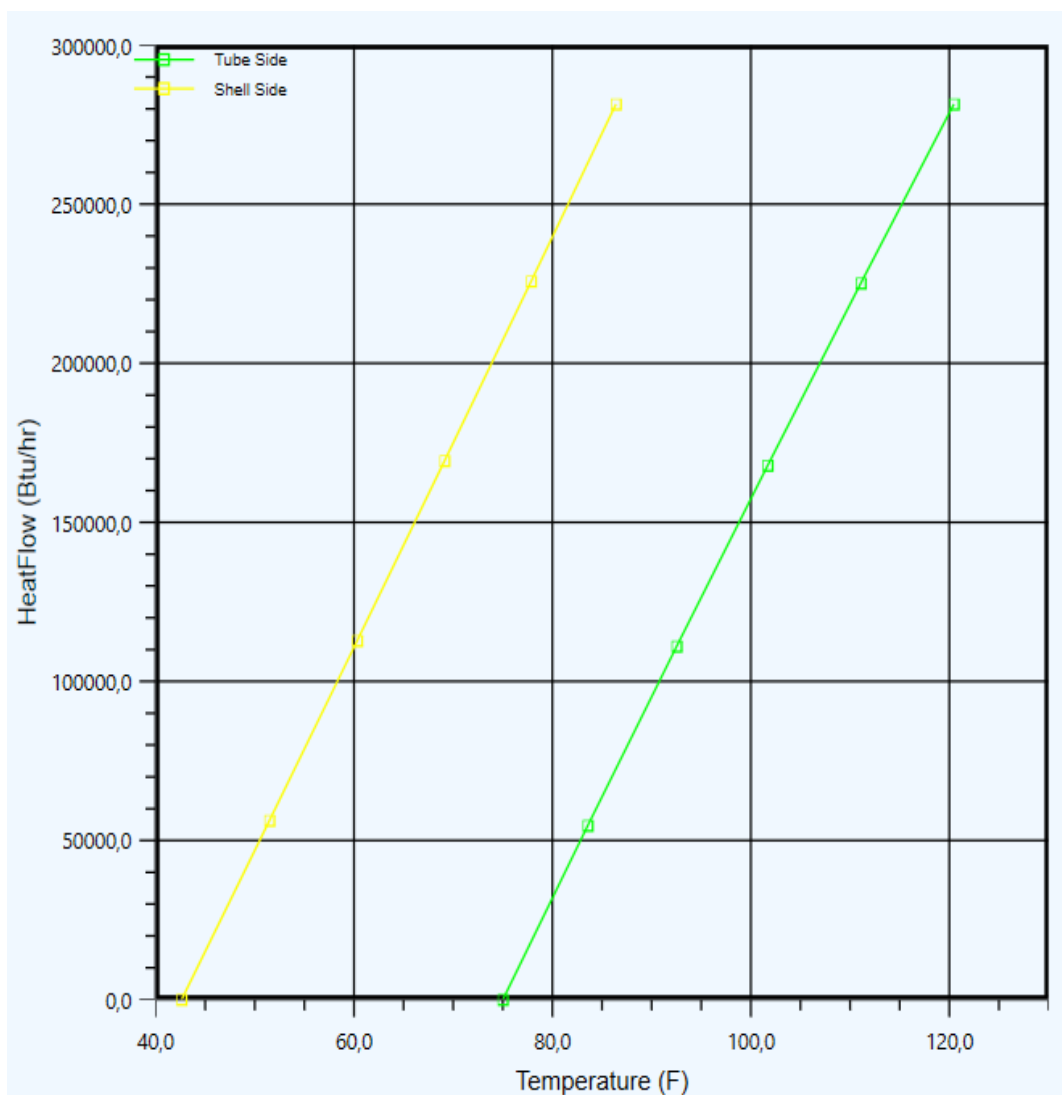
E-20053				
Variables	Tubos		Coraza	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Nombre corriente	14b	15b	6X	6A
Temperatura (°F)	120,5	75,0	42,6	86,4
Presión (PSIG)	1796,4	1774,6	800,0	778,2
Flujo (MMSCFD)	3,8	3,8		
Flujo (BBD)			1251,16	1251,16

Fuente: Elaboración propia, con base en datos suministrados por la herramienta informática

El intercambiador de calor E-20053, es un intercambiador de dimensiones estructurales más pequeña que los intercambiadores de calor mencionados anteriormente. Esto se debe a su bajo flujo de gas natural a través de sus tubos, que como podemos ver en la tabla N° 16 es de 3.8 MMSCFD. Para este intercambiador se simula una caída de presión de 0.01 % aproximadamente para el lado de los tubos, y un 0.02% para el caso de la caída de presión por el

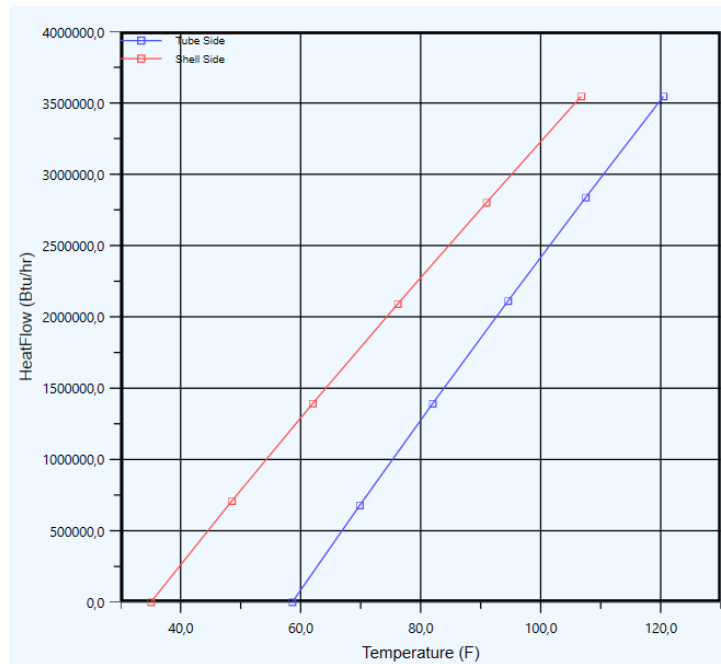
lado coraza de este intercambiador. El Duty suministrado por este intercambiador de calor es de aproximadamente 281.478,02 BTU/h **Figura 33**, mientras que el Duty de los intercambiadores de calor en serie E-20052 A/B es de 3.547.001,67 BTU/h y 2.309.393,13 BTU/h respectivamente **Figura 34 y 35**, a pesar de ser dimensionalmente los mismos intercambiadores de calor, el Duty de estos intercambiadores son diferente debido a las condiciones de temperatura de los fluidos que intercambian calor en cada equipo **Tabla 14 y 15**.

Figura 32. Duty intercambiador de calor E-20053.



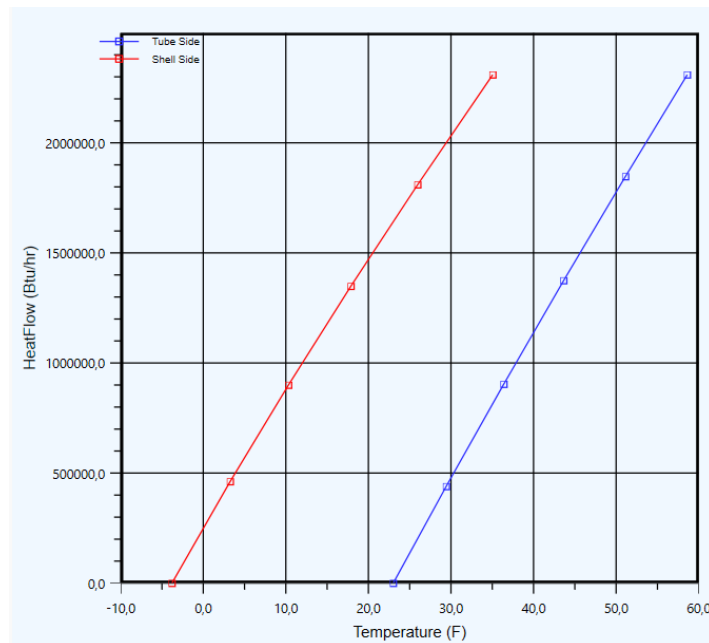
Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática.

Figura 33. Duty intercambiador de calor E-20052A.



Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática.

Figura 34. Duty intercambiador de calor E-20052B.

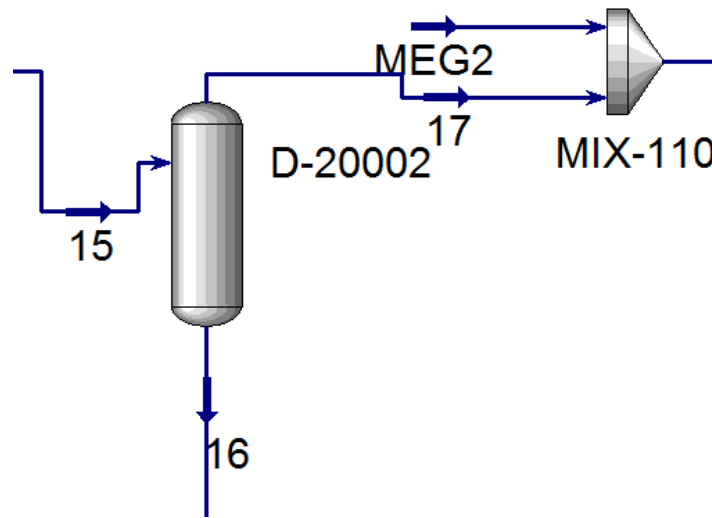


Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática.

A través de los intercambiadores de calor E-20052 A/B por el lado de los tubos fluye en serie el gas natural (proveniente del separador D-20001). Las **corriente 15c** (salida lado tubos de intercambiador de calor E-20052 B), es combinada con la **corriente 15 b** (salida lado tubos de intercambiador de calor E-20053) en un Mixer el cual denomina **MIX -108**. La corriente resultante de esta mezcla (**MIX -108**), se le asigna el nombre de **corriente 15**. Las condiciones de operación de esta corriente son de 27,77 °F de temperatura, 1.775 psig de presión y un flujo de 37.55 MMSCFD.

2.2.6. Separador bifásico d-20002. En este punto del proceso la condiciones de calidad del gas natural que se encuentra en la corriente 15, aún no cuenta con las condiciones de calidad adecuadas para ser transportada en la red nacional, según especificaciones del Reglamento Único de Transporte RUT, ya que la cricondentermica de esta corriente es de 227.3 °F, el mismo valor que la corriente 14, debido a que aún los líquidos condensados en el intercambio de calor anteriormente descrito, no se han separados físicamente en este punto. Por esta razón es necesario la incorporación de un separador bifásico aguas abajo de la corriente 15, el cual se denominara D – 20002, donde parte de los líquidos que se logran condensar del enfriamiento en los intercambiadores de calor E- 20052 A/B y E-20053, son retenidos en la parte inferior de este separador bifásico, se denomina corriente 16 para los líquidos que salen del fondo de este separador bifásico, y en la cima se denomina corriente 17 para el gas natural que resulta de esta separación (**Figura 36**).

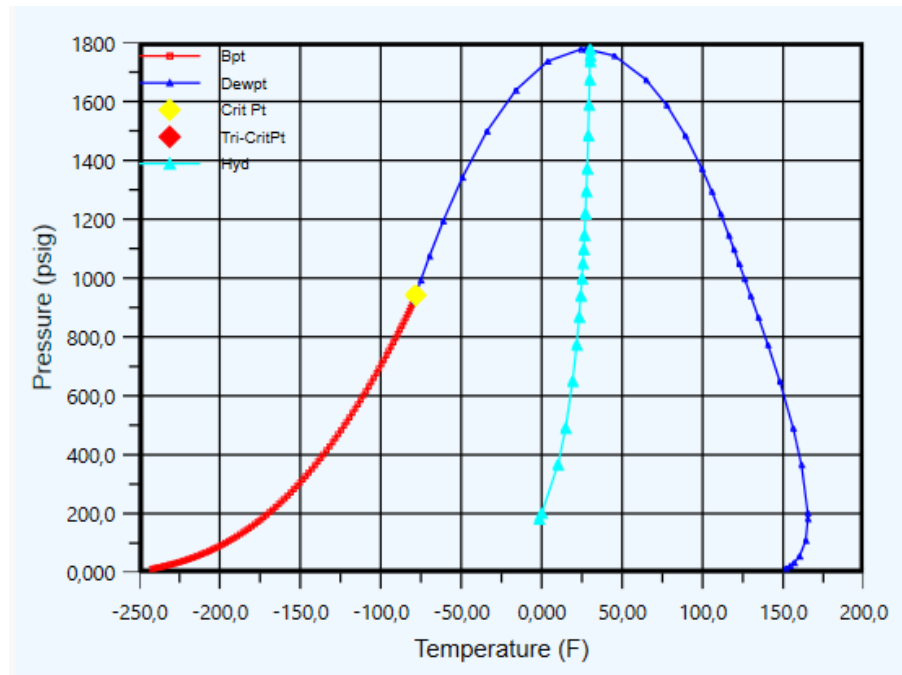
Figura 35. Separador bifásico D-20002 y dosificación de MEG.



Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática.

El gas natural que sale por la cima del separador bifásico D-20001 (**corriente 17**), aun no se encuentra en condiciones de calidad apta para ser transportado en la red nacional, ya que su cricondentermico se encuentra fuera de especificaciones en un valor de 165.3 ° F (**Figura 37**). Las condiciones de operación de esta corrientes es de 27,50 °F de temperatura, 1.767 psig de presión y un flujo de 36,83 MMSCFD. En esta corriente podemos identificar un aumento en el flujo de gas con respecto a la **corriente 15**, debido a la diferencia que existe en sus pesos moleculares el cual es de 19,60 gr/gr-mol para la **corriente 15** y 19,19 gr/gr-mol para la **corriente 17**, esto nos indica que el gas en la **corriente 15** es más pesado que el gas de la **corriente 17**, debido a que los líquidos presente en la **corriente 17** son retenidos en el separador bifásico D-20002. Como el gas que sale por la cima del separador bifásico D-20002 no se encuentra en condiciones de calidad para ser transportado, es necesario continuar con la condensación de los líquidos presente en la corriente de gas natural. En este punto las temperaturas necesarias para condensar los líquidos que aún presentes en la corriente de gas natural son muy bajas.

Figura 36. Envolvente corriente 17 (salida de gas separador bifásico D-20002).



Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática.

2.2.7. Válvula efecto Joule Thomson. Para alcanzar la temperatura adecuada en la cual se logra la condensación de los líquidos presentes en el gas natural en este punto del proceso, la planta de deshidratación cuenta con una válvula neumática, que permite una alta caída de presión, lo cual produce un efecto Joule Thomson que baja la temperatura del gas natural a magnitudes por debajo de los 0° F. para evitar la formación de hidratos (línea azul celeste Figura 37), por la presencia de vapor de agua en los internos de la válvula de efecto Joule Thomson, se adiciona monoetilenglicol junto con la corriente 17, por medio de un Mixer el cual para el caso de esta simulación se denominara MIX-110 (**Figura 21**). Este inhibidor de hidratos se dosifica a razón de 54,02 L/h. en la tabla N° 17 se observa las variaciones en la presión y temperatura que se obtienen a través del efecto Joule Thomson.

Tabla 17. Variables efecto Joule Thomson

EFECTO JOULE THOMSON		
VARIABLES	ENTRADA JT	SALIDA JT
PRESION(P SIG)	1767,36	1135,30
TEMPERATURA (°F)	27,53	-3,73
FLUJO (MMSCFD)	36.83	36.83

Fuente: Elaboración propia, con base en datos suministrados por la herramienta informática

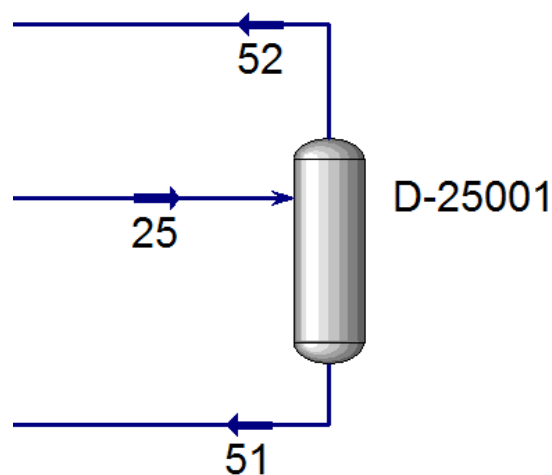
La caída de presión a través de la válvula Joule Thomson PCV -20931, es del 35,76 %, lo que ocasiona una baja temperatura en la **corriente 25**, que permite la condensación de los líquidos aun presente en la **corriente 22**. Cabe resaltar que esta expansión en la válvula PCV-20931 se lleva a cabo bajo una condición de entalpia constante, es decir no existe idealmente transferencia de calor entre el gas natural que fluye a través de este, y los alrededores de la válvula de efecto Joule Thomson.

2.2.8. Separador frio. El enfriamiento producido en el efecto descrito anteriormente ocasiona la condensación de cierta cantidad de líquidos presentes en el gas natural procesado hasta este punto. Esto hace necesario la incorporación de otro separador bifásico, el cual tiene que ser de mayores dimensiones estructurales, ya que en este punto la cantidad de líquidos condensados es mayor que en cualquier otro punto de la planta de deshidratación.

La cantidad de líquidos retirados de la **corriente 25**, **gráfica N° 38** es de 705 BPD, este valor es el más alto flujo de líquidos condensados entre las vasijas antes mencionadas (**D-07001**, **D-20001**, **D-07002** y **D-20002**). El gas natural que

sale de este separador bifásico, es un gas que ya se encuentra en condiciones de calidad para ser transportado, en lo que tiene que ver con su cricondentermico, ya que su valor en este punto (**corriente 52**) se encuentra en 33,22 °F, el cual se encuentra por debajo de 45°F, el cual es el valor de DEWPOINT exigido por la resolución CREG 071 del 03 de Diciembre de 1999. La **corriente 52** tiene unas condiciones de operación de 1135 psig de presión, - 3,7 °F y un flujo volumétrico a condiciones estándares de 35.69 MMSCFD.

Figura 37. Separador bifásico D-25001.

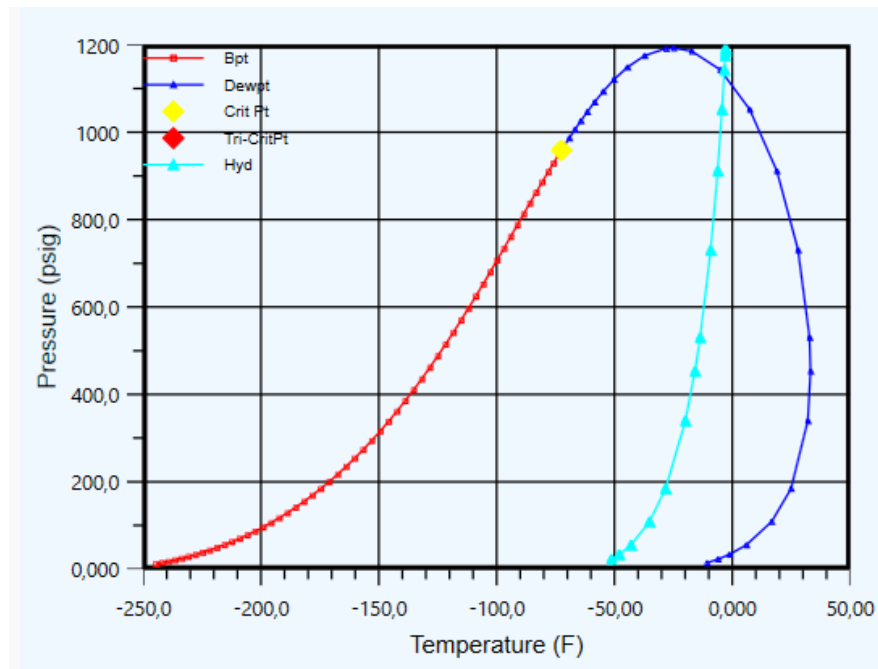


Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática

La temperatura a la cual está saliendo el gas natural del D-25001 (**corriente 52**), se encuentra a una temperatura muy baja de -3,7 ° F, para efecto de calidad, esta temperatura se encuentra muy por debajo de la exigida en el RUT el cual es de 40 ° F, por esta razón el gas que sale del D-25001 necesita ser calentado para alcanzar una temperatura adecuada para ser transportado en el gasoducto que transporta este gas. En la planta de deshidratación este gas natural fluye a través de la coraza de los intercambiadores de calor E-20052 A/B descritos anteriormente, para aumentar su temperatura y disminuir la temperatura del gas natural que fluye a través de los tubos de los intercambiadores de calor. Una vez que sale el gas natural proveniente del separador bifásico D – 25001, que fluye a través de los casco de los intercambiadores de calor E-20052 A/B, se encuentra en una temperatura acta para ser transportado en la red nacional. La

cricondentermica en este punto se mantiene en 33.2 °F (**Figura 39**) y el porcentaje de Metano es de 88,76 %.

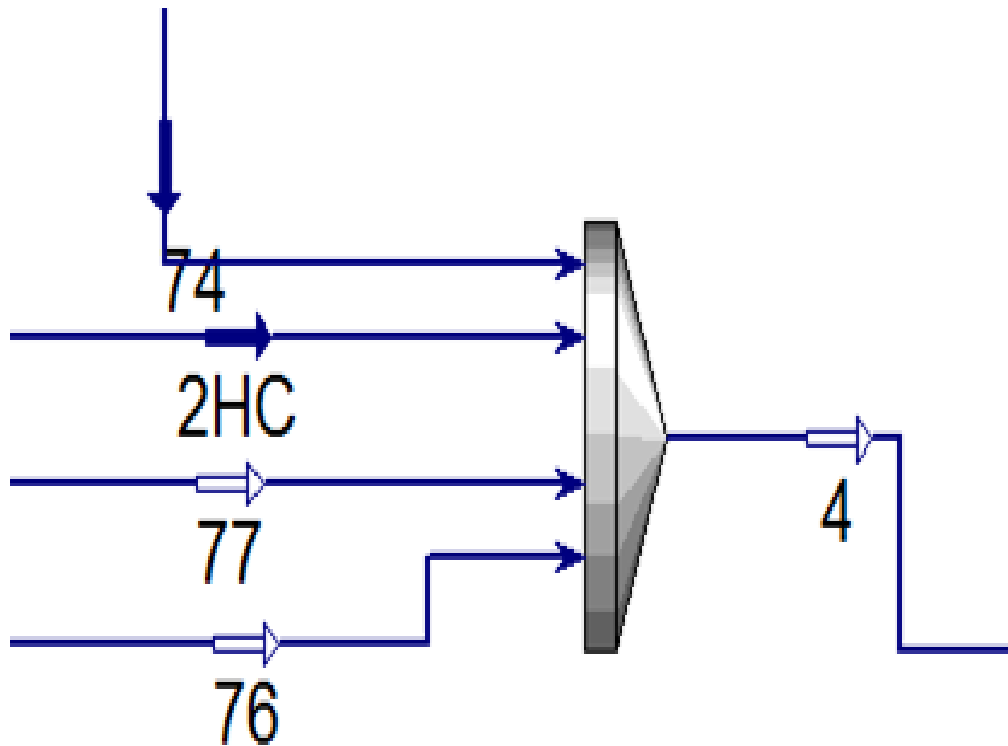
Figura 38. Envolvente corriente 55 (salida de gases intercambiadores de calor E-20052 A/B).



Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática.

2.2.9. Separador de condensados. Los líquidos producidos en las diferentes vasijas que participan en el proceso de deshidratación del gas natural proveniente del pozo GR 2 (D-07001, D-20001, D-07002, D-20002 y D-25001) son llevados finalmente a un separador horizontal trifásico en donde se separa el gas natural, el condensado y el agua de las corrientes 2HC, 13, 77 y 76. Para efecto de la simulación estas corrientes son mezclados en un Mixer, el cual se le asigna el nombre de MIX-100, del cual resultara una corriente el cual se denomina corriente 4.

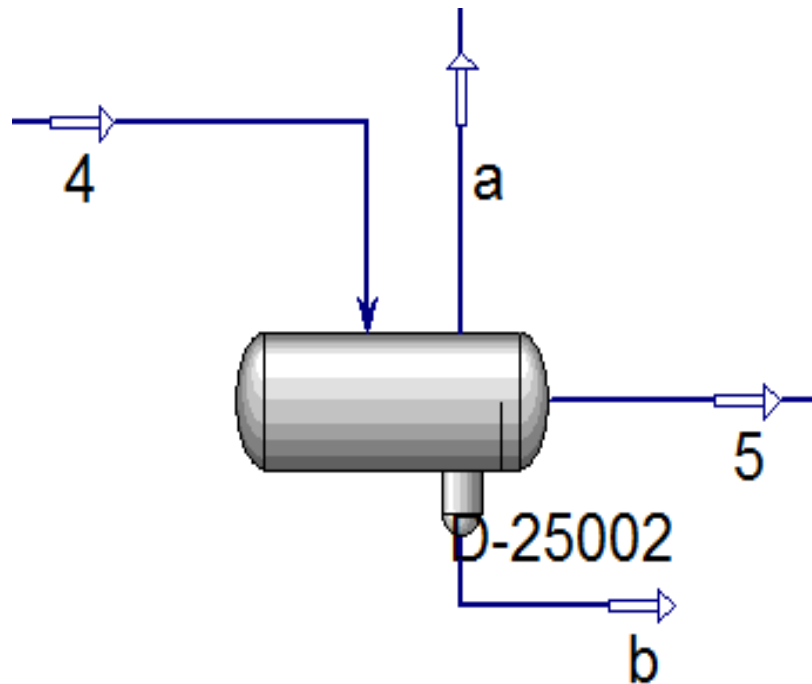
Figura 39. Mixer de líquidos de vasijas (MIX-100).



Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática

La corriente resultante del MIX -100 antes mencionado, es la corriente de alimentación al separador trifásico D-25002, que como se mencionó anteriormente recoge todos los líquidos producidos en los separadores de la planta donde se produce deshidratación por el enfriamiento del gas natural; físicamente este separador es de mayor dimensión estructural en comparación a los separadores trifásicos anteriormente estudiados debido a que en él se trabaja con grandes cantidades de líquidos (condensados y agua). La **corriente 4** resultante del MIX-100 entra al separador trifásico D-25002 a unas condiciones de presión, temperatura y flujo de 1075 PSIG, 47,39 °F y 1752 BPD respectivamente.

Figura 40. Separador trifásico D-25002.



Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática

En el separador trifásico el fluido de la **corriente 4** que contiene una mezcla de gas natural, agua y condensado, se separa por diferencia de densidades. En la parte superior de este separador sale gas natural (**corriente a**) a razón de 1,123 MMSCFD una temperatura y presión de 47.39 °F y 1075 psig respectivamente. Esta corriente no se encuentra a condiciones aptas para ser transportada en la red nacional ya que su cricondentérmica se encuentra en un valor de 78.06 °F, pero debido a su flujo bajo esta corriente se adiciona a la línea de gas a venta en el cual se mezcla y no altera drásticamente esta variable de calidad debido al gran volumen del gas natural que va hacia ventas. Además de esa corriente se divide una parte del gas separado para consumo interno de la planta (generación y cocción).

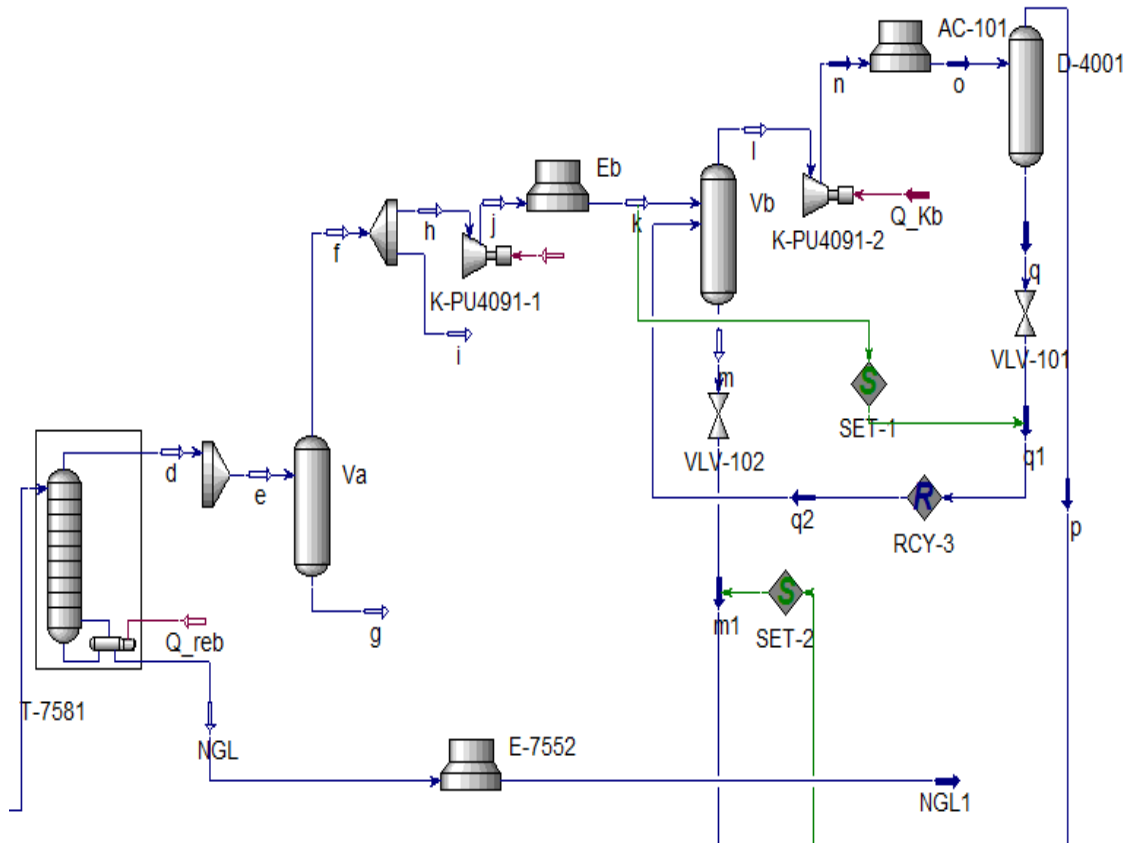
En el fondo de este separador trifásico, por densidad se encuentra una mezcla de agua y monoetilenglicol (**corriente b**). La cantidad de agua-monoetilenglicol que sale a través de esta corriente es de 15,53 BPD, esta mezcla es separada físicamente mediante un proceso térmico aprovechando sus puntos de ebullición

para recuperar la mayor cantidad de monoetilenglicol, el cual es recirculado nuevamente al proceso. La simulación de esta unidad de separación térmica no es tema de estudio en esta monografía, los valores de las variables del glicol utilizado en el proceso, son suministrados por la compañía operadora de la planta de deshidratación.

Por densidad sobre el agua-monoetilenglicol que se precipita en el fondo del separador trifásico D-25002, se separan la mayor cantidad de condensado presentes en la **corriente 4**. Estos condensados son retirados del separador trifásico a través de la **corriente 5**, el flujo volumétrico de los condensados separados en el D-25002 es de 1251 BPD y salen a una temperatura y presión de 47,739 °F y 1075 psig respectivamente. Este condensado posteriormente será llevado a un proceso de estabilización, por esta razón antes de esto es precalentado, intercambiando calor con el gas natural que fluye a través de los tubos del intercambiador de calor E-20053 a una temperatura promedio de 95,15°F el cual se estudió anteriormente.

2.2.10 Estabilización de condensados. Los condensados que salen del separador trifásico D-25002, aun no se encuentran estabilizados es decir aun contienen livianos los cuales aumenta su presión de vapor, por esta razón estos son llevados a una torre de estabilización el cual se denominara T-7581 (Figura 42), la alimentación a esta torre se realiza en el plato de tope, posteriormente de realizar un precalentado esta corriente con el gas natural que fluye a través de los tubos del intercambiador de calor E-20053. Para estimar el número de platos de la torre, se utiliza el método del tanteo, donde se fija en la herramienta informática un valor de concentración de metano en el tope de la torre del 60 % aproximadamente. Esta torre de estabilización de condensados no cuenta con reflujo, pero si cuenta con un re-hervidor donde el condensado sin estabilizar es calentado por aceite térmico el cual eleva la temperatura de este condensado hasta aproximadamente 363,9°F, con el objetivo de retirar la mayor cantidad de livianos presentes en el condensado que proviene del separador trifásico D-25002.

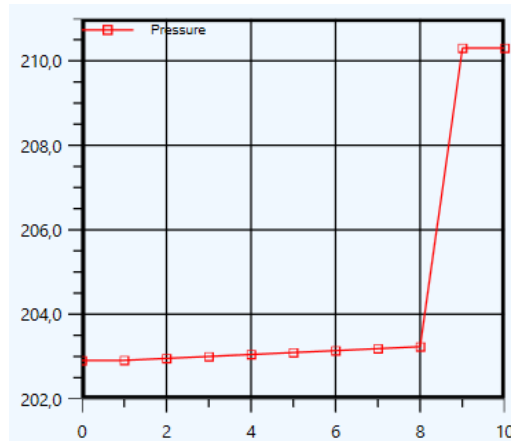
Figura 41. Torre estabilizadora T-7581.



Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática

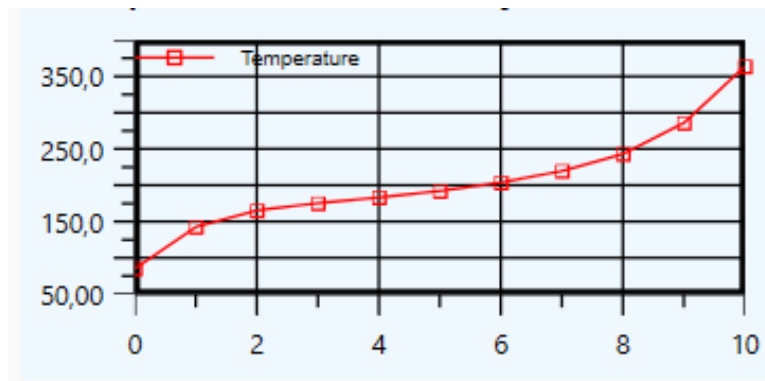
Para efecto de la simulación se asume que en el re-hervidor no existe caída de presión, y que en la torre estabilizadora, la caída de presión es de 7,4 psig aproximadamente, como se observa en el perfil de presión de la **Figura 43**, en el cual la etapa 10 es el re-hervidor de esta torre y la etapa 1 es el tope. En la **Figura 44** se puede observar el perfil de temperatura a lo largo de la torre de estabilización, donde la temperatura más alta se encuentra en el rehervido, como ya se mencionó anteriormente de 363,9°F, y en el tope de esta torre, la temperatura de salida del gas residual es de 85,29 °F.

Figura 42. Perfil de presión torre de estabilización de condensados T-7581.



Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática

Figura 43. Perfil de presión torre de estabilización de condensados T-7581.



Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática

El volumen de livianos en fase gaseosa que se logra separar del condensado estabilizado en la torre T-7581, sale por el tope de la torre de estabilización T - 7581 a razón de 0,8976 MMSCFD a un temperatura y presión de 85,29°F y 202,9 psig respectivamente. Este volumen de gas que sale por el tope de la torre es un gas rico en etano, propano, butanos y en pequeña proporción de pentanos. Esto hace que este gas presente un elevado valor de cricondentermico, alrededor de 111,4 °F. Parte de este gas aproximadamente 0.1 MMSCFD, es tomado para generar energía térmica en una unidad de aceite caliente, que luego transfiere

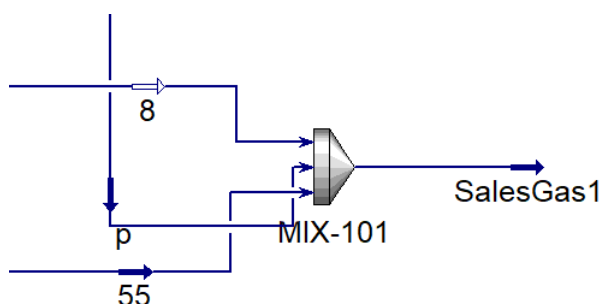
calor con los condensado en el re-hervido de esta torre y en la unidad de regeneración de glicol. El resto de gas (0,7976 MMSCFD), es llevado a un compresor recíprocante, en el cual aumentara su presión para poder ser mezclado con el gas a venta. Este proceso de compresión- enfriamiento- compresión – enfriamiento **Figura 42**, permite que parte de los componentes pesados presente en el gas del tope de la torre logren condensar, lo cual genera una mejora considerable en la cricondentérmica, disminuyendo este valor en la salida del separador bifásico D- 4001 a 106,7°F. Esta corriente de gas natural que sale del D-4001 es mezclada con el gas natural de la **corriente a** que sale del separador trifásico D-25002 y la corriente 55 que proviene del caso de los intercambiadores de calor E-20052 A/B.

En el fondo de la torre de estabilización T-7581, se depositan los condensados ya estabilizados a la temperatura del re-hervidor (363,9 °F). El flujo de condensados aguas debajo del re-hervidor (**corriente NGL**) es de 802,7 BPD, este condensado es rico en componentes hidrocarburos tales como C3, C4 y C5+. Actualmente la planta de deshidratación del gas natural del pozo de producción GR2 enfría los condensados proveniente de la torre de estabilización T-7581 a través de aroenfriadores que forzosamente conducen el aire a temperatura ambiente, para transferir calor con el condensado que pasa por los tubos de este aroenfriador **Figura 42**. Finalmente estos condensados ya enfriados son llevados a tanques de almacenamiento y evacuados de estos a través de ductos. Para efecto de esta monografía se pretende tomar la corriente de salida del re-hervidor (**Corriente NGL**) someterla a otro proceso adicional de separación y obtener Gas Licuado de Petróleo (GLP).

El gas natural finalmente tratado en la planta de deshidratación es una mezcla de tres corrientes derivadas a lo largo del proceso, las cuales son **corriente 8** la cual es la salida del separador de condensados trifásico D-25002, la **corriente p** salida del tope de la torres de estabilización de condensados T-7581 y la **corriente 55** del gas natural que proviene del separador frío bifásico D-25001 y fluye por la coraza de los intercambiadores de calor E-20052 A/B. las variables de la

corriente **SalesGas1**, son de 102,2 °F de temperatura, 1075 psig de presión y un flujo corregido de 37 MMSCFD aproximadamente, las condiciones de calidad más relevantes de la corriente de gas a venta se encuentra en la **Tabla 18**.

Figura 44. Gas a venta.



Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática.

Tabla 18. . Calidad gas a venta (SalesGas1,)

CROMATOGRAFIA		CONDICIONES DE GAS DE VENTA	
COMPONENTE	%	VARIABLE	VALOR
Methane	88,07	Dew point HC (°F)	37,29
Ethane	6,30	Dew point Water (°F)	-3,813
Propane	1,95	Contenido de agua (lb/MMSCFD)	1,264
i-Butane	0,44	Temperatura (°F)	102,2
n-Butane	0,39	Presión (psig)	1075,30
i-Pentane	0,15	Peso molecular	18,67
n-Pentane	0,09	Flujo (MMSCFD)	37,30
C6+	0,10	Densidad (lb/ft ³)	4,006
Nitrogen	0,45	Energía (BTU/ft ³)	1080,00
CO2	2,05	Índice de WOBBE	1354,70

Fuente: Elaboración propia, con base en datos suministrados por la herramienta informática.

3. SIMULACION PLANTA DE OBTENCIÓN DE GLP.

Con la información obtenida del capítulo 2, se podrá alimentar la herramienta informática en uso para dar un aproximado de cantidad y calidad del posible GLP que se puede obtener de este condensado que se obtiene como resultado del proceso de deshidratación del Gas Natural antes descrito, cabe resaltar que esta información que se suministrara a continuación se puede tomar como punto de partida o de referencia para en el caso dado de realizar el montaje y puesta en marcha de esta planta de obtención de GLP.

3.1. CRACTERIZACION DE LA CORRIENTE DE ALIMENTACIÓN

De la simulación realizada de la planta de deshidratación de Gas Natural del capítulo anterior se logra obtener la caracterización de la corriente de condensado que proviene del fondo de la torre estabilizadora T-7581 la cual alimentara nuestra torre despropanizadora, donde se obtendrá el GLP (Gas Licuado de Petróleo) presente en esta corriente. De la torre de estabilización T-7581 se desprende condensado ya estabilizado pero con contenido de GLP, el cual será el punto de partida para la simulación de la torre despropanizadora. En la **Tabla 19**, se puede observar la composición de la corriente de condensados estabilizados (**Corriente NGL**). Esta corriente contiene alto contenido de hexano y heptano, con porcentajes de 10,77 % y 12,11 % respectivamente, estos dos componentes son lo de mayor concentración en esta corriente. Los componentes de interés para el desarrollo del tercer objetivo específico de esta monografía son el propano y los butanos, lo cuales se encuentran en 11,17 % para el propano, 6,61 % para el iso-butano y 8,21 % para el normal-butano esto es en porcentaje de fracción molar.

Tabla 19. Caracterización corriente NGL (condensado estabilizado).

COMPOSICION GLP A CORMERCIALIZAR			
COMPONENTE	% Molar	COMPONENTE	% Molar
<i>Nitrogen</i>	0,000	n-C17	0,294
<i>CO2</i>	0,002	n-C18	0,198
<i>Methane</i>	0,000	n-C19	0,133
<i>Ethane</i>	2,499	n-C20	0,087
<i>Propane</i>	11,169	n-C21	0,060
<i>i-Butane</i>	6,614	n-C22	0,041
<i>n-Butane</i>	8,210	n-C23	0,028
<i>i-Pentane</i>	6,871	n-C24	0,018
<i>n-Pentane</i>	5,155	n-C25	0,014
<i>n-Hexane</i>	10,770	n-C26	0,009
<i>n-Heptane</i>	12,114	n-C27	0,009
<i>n-Octane</i>	10,213	n-C28	0,005
<i>n-Nonane</i>	8,125	n-C29	0,005
<i>n-Decane</i>	4,957	n-C30	0,023
n-C11	3,187	<i>Benzene</i>	0,752
n-C12	1,990	<i>Toluene</i>	2,877
n-C13	1,489	<i>H2O</i>	0,000
n-C14	0,988	<i>EGlycol</i>	0,000
n-C15	0,648	THEOL-55	0,000
n-C16	0,446	TOTAL	100

Fuente: Elaboración propia, con base en datos suministrados por la herramienta informática.

Para el caso de este objetivo específico, los aerofriadores que se utilizaron en la simulación en el anterior capítulo para bajar temperatura de los condensados del fondo de la torre de estabilización de condensados T-7581 son retirados de su ubicación actual, lo que implica que las condiciones de temperatura de la corriente NGL que va ser posteriormente alimentación de la torre

despropanizadora se encontrara a la temperatura del re-hervidor, de la torre de estabilización de condensado T-7581. Lo anterior es necesario para el aprovechamiento de la energía calórica que adquiere el condensado estabilizado, en su intercambio de calor con el aceite térmico en el re-hervidor del fondo de la torre T-7581. Esto permite que la energía necesaria en el re-hervidor de la torre despropanizadora sea menor, en comparación si se tomara la corriente de condensado aguas abajo de los aerofriadores E-7552, el cual requeriría mayor cantidad de calor para elevar los condensados del fondo de la torre despropanizadora. Las condiciones de operación de la corriente de alimentación de la torre despropanizadora se encuentra en la **Tabla N°20**. Este condensado se alimenta en el plato número 10 de la torre despropanizadora T-7583.

Tabla 20. Condiciones de operación corriente NGL.

NGL	
variable	
temperatura (°F)	352,7
presión (psig)	180,3
flujo (BBls)	882,7

Fuente: Elaboración propia, con base en datos suministrados por la herramienta informática.

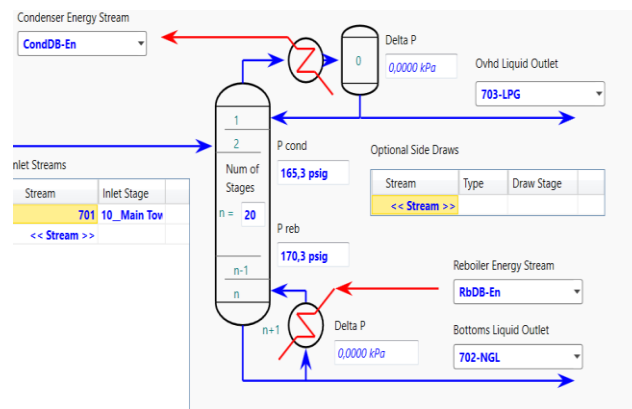
3.2. ANALISIS Y RESULTADOS

El objeto de este capítulo es la simulación de una torre despropanizadora a través de un herramienta informática, que nos permita obtener la mayor cantidad de Gas Licuado de Petróleo (GLP), de la corriente de condensados que proviene de la torre estabilizadora (T-7581), la cual fue simulado en el capítulo anterior. Cabe resaltar que la simulación realizada en este capítulo es de carácter preliminar, se da como punto de partida para realizar ingeniería de detalle, este capítulo no tiene como objetivo la rigurosidad que se necesita para realizar

ingeniería de detalle de la torre despropanizadora que se pretende adicionar al proceso de deshidratación de gas natural del campo colombiano que se encuentra en estudio en esta monografía, el cual se simuló en el capítulo anterior, pero para efecto de una posterior ingeniería de detalle de esta nueva operación unitaria, la información suministrada en este objetivo es adecuada y de mucha utilidad para este posterior estudio. Como punto de partida esta torre despropanizadora se simuló a través del método de tanteo para obtener una concentración alta de GLP (mezcla de propano y butano, solo propano, o solo butano), ya que el objetivo de este capítulo no estipula el diseño de este nuevo equipo que se adicionara al campo colombiano en estudio.

A diferencia de la torre de estabilización de condensados simulada en el capítulo 2, la torre despropanizadora es de mayor dimensión, ya que este necesita mayor cantidad de platos en esta para poder separar la mayor cantidad de propano y butanos del condensado estabilizado que se obtiene del fondo de la torre T-7581. El número de platos teóricos (sin incluir como platos el condensador y el reboilador de la torre), que se obtuvo del tanteo en la herramienta de simulación fue de 20 platos de tipo plato de orificio **Figura 47**, el cual nos arroja un porcentaje molar aproximado de propano, iso-butano y n-butano de 44%, 20% y 22% respectivamente, además de estos componentes principales, se obtiene en la cima de esta torre componentes como el etano con un 11,43 %, iso-pentano con 1,41% y n-pentano con un 0,28 %.

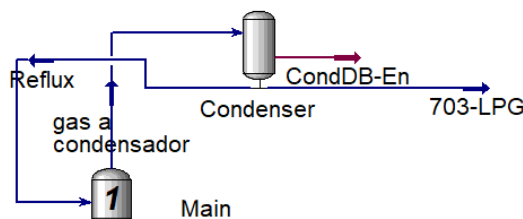
Figura 46. Platos teóricos torre despropanizadora T-7583.



Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática.

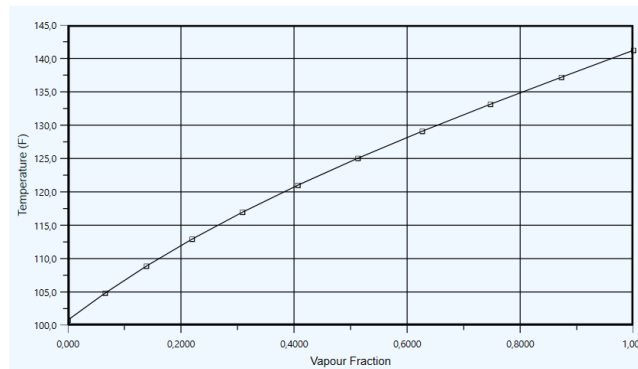
3.2.1. Condensación y reflujo. A la torre despropanizadora anteriormente mencionada se le asigna el TAG de identificación T-7583, a diferencia de la torre de estabilización de condensados T-7581 que se describió en el capítulo anterior, es necesario la incorporación de un intercambiador de calor en el tope de la columna (aeroenfriadores), que intercambiara calor con el gas que fluye a través de la cima de la torre despropanizadora. Este aeroenfriador permitirá la condensación del gas que fluye en el tope de la torre despropanizadora T-7583 plato # 1 **Figura 48**, el cual se encuentra a una temperatura de 141,2 °F y una presión de 165,3 psig, esta corriente se nombra (gas a condensador), y tiene un flujo molar de 0,6934 MMSCFD los cuales equivaldría a 486,4 BPD. Esta corriente se encuentra totalmente en estado de vapor **Figura 49**, con una composición de las sustancias de interés de 11,43 % para el etano, 35,99 % para el propano, 17,33 % para el Iso-butano y 19,64 % para el n- butano. Los demás componentes se encuentran en pequeñas trazas en esta corriente.

Figura 47. Condensador torre despropanizadora T-7583.



Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática.

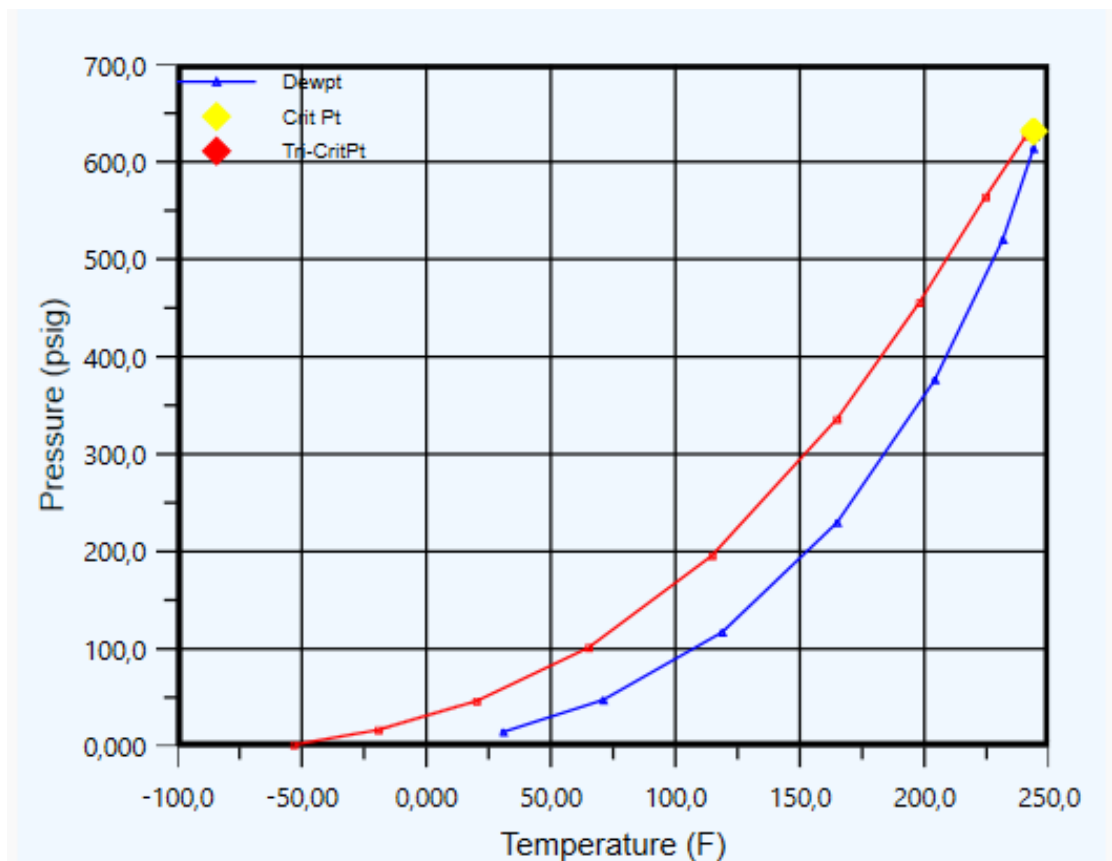
Figura 48. Fracción de vapor vs temperatura en condensador.



Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática.

Se observa en la **Figura 50** la envolvente de la corriente de gas que sale del palto # 1 de la torre despropanizadora T-7583, teniendo en cuenta la presión de salida de esta corriente (165,3 psig), la temperatura promedio a la cual se puede condensar totalmente esta corriente es alrededor de los 100 °F aproximadamente **Figura 50**. El condensador que se simula para poder alcanzar la temperatura de 100°F aproximados, debe de contener un fluido frio (aire a temperatura ambiente) que logre retirar la energía calórica de esta corriente. La cantidad de energía que se necesita remover de esta corriente para lograr la condensación del GLP presente en esta es de aproximadamente 566.913,09 BTU/hr, este información la suministra la herramienta informática que se utilizó para este estudio.

Figura 49. Envlovente corriente (Gas a condensador).



Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática.

Una vez que se efectúa la condensación total del gas proveniente del tope de la torre despropanizadora, este condensado (GLP) es llevado a un separador bifásico en el cual se separa el gas que puede quedar remanente en el líquido. Como ya se mencionó anteriormente, parte del condensado producido en el tope de la torre T-7583 se devuelve nuevamente a la torre como reflujo en el plato #1 a razón de 370,8 BPD, para enriquecer el gas que sale por el tope de esta torre. En la **Tabla 21** se observa las condiciones de operación del GLP condensado, que sale del separador bifásico y se divide en dos corrientes, donde una parte de esta corriente entra nuevamente a la torre despropanizadora como reflujo, y la otra parte de la corriente de GLP se encuentra en condiciones para ser comercializado.

Tabla 21. Condiciones de GLP.

CONDICIONES GLP		
VARIABLES	703-LPG	REFLUX
Temperatura (°F)	100,8	100,5
Presión (psig)	165,30	165,30
Flujo Volumétrico (BPD)	115,6	370,8
Flujo Másico (Kg/h)	400,6	1285

Fuente: Elaboración propia, con base en datos suministrados por la herramienta informática.

La cantidad de GLP a comercializar será de 9,614.4 Kg de GLP por día. Este es la cantidad donde obtenemos un equilibrio entre calidad y cantidad de GLP, según el método de tanteo utilizado para realizar la simulación de la torre despropanizadora T-7583. La calidad con la que se logra producir este GLP se encuentra en la **Tabla 22**.

Tabla 22. Composición GLP a comercializar

COMPOSICION GLP A CORMERCIALIZAR			
COMPONENTE	%	COMPONENTE	%
	Molar		Molar
Nitrogen	0,000	n-C17	0,000
CO2	0,008	n-C18	0,000
Methane	0,000	n-C19	0,000
Ethane	11,870	n-C20	0,000
Propane	44,444	n-C21	0,000
i-Butane	20,435	n-C22	0,000
n-Butane	21,545	n-C23	0,000
i-Pentane	1,411	n-C24	0,000
n-Pentane	0,285	n-C25	0,000
n-Hexane	0,001	n-C26	0,000
n-Heptane	0,000	n-C27	0,000
n-Octane	0,000	n-C28	0,000
n-Nonane	0,000	n-C29	0,000
n-Decane	0,000	n-C30	0,000
n-C11	0,000	Benzene	0,000
n-C12	0,000	Toluene	0,000
n-C13	0,000	H2O	0,000
n-C14	0,000	EGlycol	0,000
n-C15	0,000	THEOL-55	0,000
n-C16	0,000	TOTAL	100

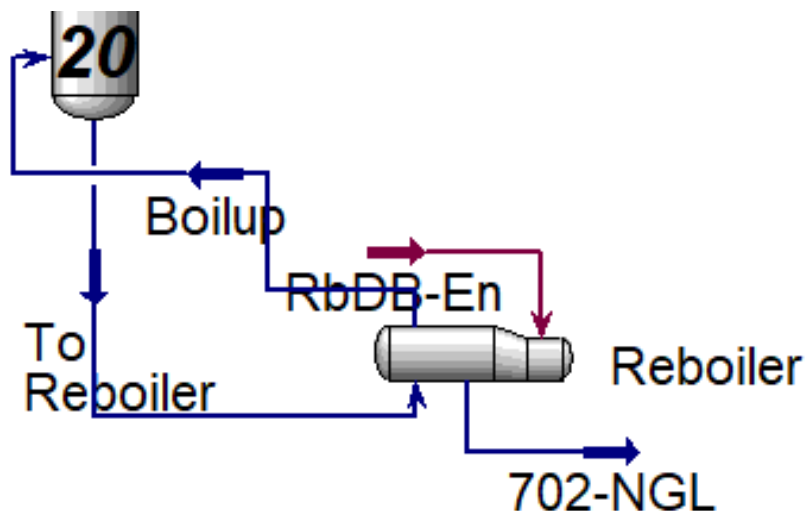
Fuente: Elaboración propia, con base en datos suministrados por la herramienta informática.

Los componentes que conforman el GLP son el Propano y los Butanos, los cuales se encuentra en concentraciones de 44,44 % para el propano y 42% aproximado para el total de butanos (Iso-butano y N-butano), estas concentraciones se encuentran dentro de los parámetros de calidad estipuladas

en la norma NTC 2303 (**Tabla 4.**), donde se enuncia que el porcentaje en volumen máximo de los pentanos e hidrocarburos más pesados deben de ser del 2%. En comparación con el GLP que logramos obtener de la torre despropanizadora T-7583 este porcentajes de hidrocarburos pesado se encuentra en un porcentaje en volumen de 1,7% aproximadamente. Con las condiciones de calidad anteriormente mencionadas este GLP producido en la torre despropanizadora T-7583 se encuentra en este punto acto para ser comercializado en el mercado de GLP en Colombia.

3.2.2. Re-hervidor. En el fondo de la torre despropanizadora T-7583, se depositan los hidrocarburos más pesado, que se alimentan a la torre en el plato #10. Estos condensados aun contienen pequeñas concentraciones de hidrocarburos livianos (etano, propano y butanos), los cual deben ser retirados a través de intercambió de calor en un re-hervidor, donde se utiliza como en el caso del re-hervidor de la torre de estabilización de condensados T-7581, como fluido caliente de intercambio de calor aceite térmico.

Figura 50. Re-hervidor torre despropanizadora T-7583



Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática.

Del plato número 20 que se encuentra en el fondo de la torre despropanizadora T-7583 **Figura 51**, fluyen líquidos (condensados), el cual nombraremos en esta

simulación como **To Reboiler**, esta corriente entrara a intercambiar calor con aceite térmico que se encuentra a alta tempera y transfiere una energía de 197.196,92 BTU/h al condensado entrante a este re-hervidor, logrando de esta forma estabilizar el condensado que salen en la corriente **702- NGL (Figura 32)**, y retira de este condensado los livianos que se encuentra presentes en el, los cuales posteriormente van a entrar nuevamente a la torre despropanizadora en el plato N°20. Las condiciones de operación de los condensados estabilizados corriente **702-NGL**, y los livianos que salen del tope del re-hervidor como reflujos hacia la torre T-7583 corriente **Boilup**, se encuentra en la siguiente tabla.

Tabla 23. Condiciones de GLP.

CONDICIONES GLP		
VARIABLES	702-NGL	Boilup
Temperatura (°F)	354,1	354,1
Presión (psig)	170,30	170,30
Flujo Volumétrico (BPD)	767,1	73,33
Flujo Másico (Kg/h)	3545	306,5

Fuente: Elaboración propia, con base en datos suministrados por la herramienta informática.

La introducción de la nueva torre despropanizadora a la planta de deshidratación de Gas Natural ya existente, traerá como resultado una disminución de producción total de condensado de un 4.43 %, ya que parte de los componentes que se encuentran en los condensados que actualmente son estabilizados en la torre T-7581, son los que componen al GLP que se obtiene en el tope de la torre despropanizadora T-7583. En la **Tabla 24** se encuentran las composiciones de las corrientes de nombre To Reboiler, Boilup y 702-NGL, donde se puede observar que la salida del fondo de la torre despropanizadora (corriente To Reboiler), contiene un 14,45 % de livianos, los cuales son despojados en el re-

hervidor del fondo de la torre, ocasionando una disminución en la composición de livianos en la corriente de condensados estabilizados 702-NGL a 11,34 %.

Este porcentaje de livianos que se logra remover en los condensados en esta torre despropanizadora, generaría una mejor en la estabilización de los condensados, ya que en la actualidad este porcentaje de liviano como se vio en el capítulo anterior se encuentra en el orden de 20,282 %. La corriente de gases Boilup que retorna a la torre despropanizadora T-7583 en el plato número 20, se encuentra totalmente en estado gaseoso, ya que contiene en mayor porcentaje los livianos retirados de la corriente de condensados denominada To Reboiler. El porcentaje de livianos que retornan a la torre en la corriente Boilup es de aproximadamente el 40%.

Tabla 24. Composición de corrientes del re-hervidor

COMPOSICION DE CORRIENTES EN RE-HERVIDOR (% MOLAR)			
COMPONENTE	To Reboiler	702-NGL	Boilup
<i>Nitrogen</i>	0,000	0,000	0,000
<i>CO2</i>	0,000	0,000	0,000
<i>Methane</i>	0,000	0,000	0,000
<i>Ethane</i>	0,353	0,197	1,610
<i>Propane</i>	4,233	2,997	14,222
<i>i-Butane</i>	3,980	3,220	10,116
<i>n-Butane</i>	5,888	4,935	13,581
<i>i-Pentane</i>	8,943	8,212	14,846
<i>n-Pentane</i>	6,808	6,351	10,504
<i>n-Hexane</i>	13,424	13,415	13,495
<i>n-Heptane</i>	14,468	15,089	9,447
<i>n-Octane</i>	11,871	12,721	5,007
<i>n-Nonane</i>	9,284	10,120	2,525
<i>n-Decane</i>	5,604	6,175	0,988
<i>n-C11</i>	3,577	3,970	0,408
<i>n-C12</i>	2,224	2,478	0,169
<i>n-C13</i>	1,659	1,855	0,080

Fuente: Elaboración propia, con base en datos suministrados por la herramienta informática.

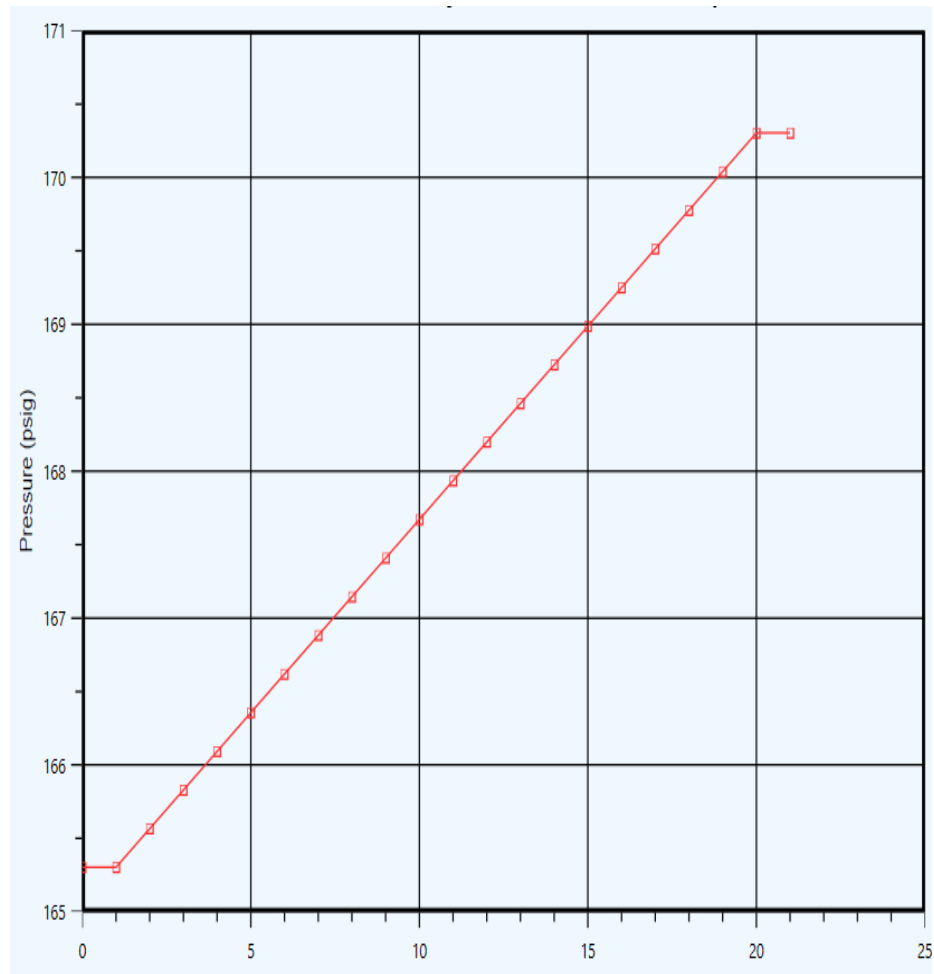
Tabla 24. (Continuación)

n-C14	1,099	1,231	0,032
n-C15	0,720	0,807	0,015
n-C16	0,495	0,555	0,007
n-C17	0,326	0,366	0,003
n-C18	0,219	0,246	0,002
n-C19	0,148	0,166	0,001
n-C20	0,097	0,109	0,000
n-C21	0,066	0,074	0,000
n-C22	0,046	0,052	0,000
n-C23	0,031	0,034	0,000
n-C24	0,020	0,023	0,000
n-C25	0,015	0,017	0,000
n-C26	0,010	0,011	0,000
n-C27	0,010	0,011	0,000
n-C28	0,005	0,006	0,000
n-C29	0,005	0,006	0,000
n-C30	0,025	0,029	0,000
<u>Benzene</u>	0,932	0,936	0,896
<u>Toluene</u>	3,414	3,584	2,045
H2O	0,000	0,000	0,000
<u>E-Glycol</u>	0,000	0,000	0,000
THEOL-55	0,000	0,000	0,000

Fuente: Elaboración propia, con base en datos suministrados por la herramienta informática.

3.2.3. Columna despropanizadora. La torre despropanizadora T-7583, se simulo con platos convencionales tipo tamiz, con un total de 20 platos perforados, con una distancia entre cada plato de 1,804 ft lo que equivaldría a una altura aproximada de 36,08 ft. Con respecto al diámetro de la torre despropanizadora, la herramienta informática nos estima que el diámetro adecuado para que el GLP que se obtenga, cumpla con los requerimiento de calidad estipuladas en la NTC 2303 debe de ser 4,921 ft. Se asume una eficiencia del 100% para todos los 20 platos de la columna.

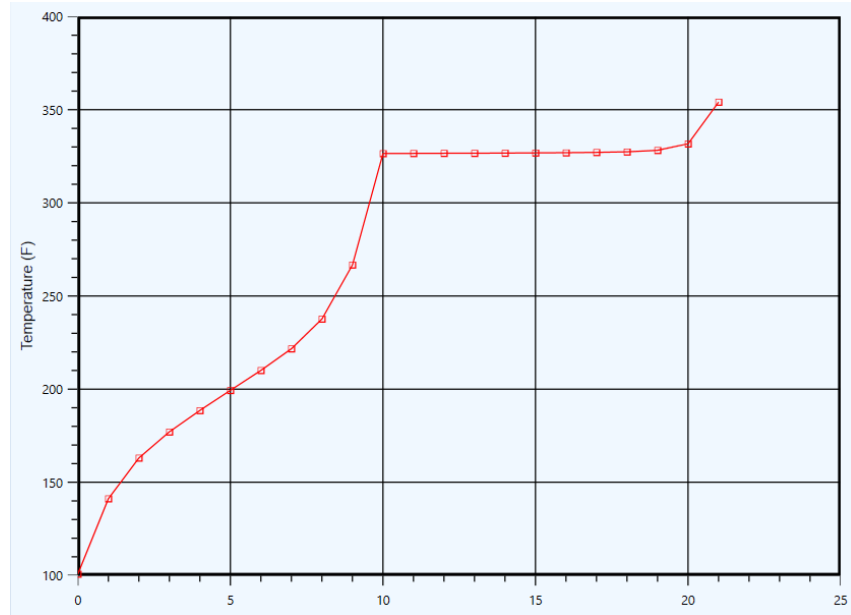
Figura 51. Perfil de presión columna T-7583.



Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática.

La caída de presión en la columna despropanizadora T-7583, es de aproximadamente 5 psig, donde la caída de presión más alta se encuentra entre el primer y cuarto plato con un valor de aproximadamente 1 psig **Figura 52**. El perfil de temperatura de la columna despropanizadora se puede observar en la **Figura 53**, donde vemos que el diferencial de temperatura es de 60 °F aproximadamente, en el plato número 10 vemos según el perfil de temperatura un descenso importante de la temperatura, ya que este es el plato donde se alimenta la columna de condensados.

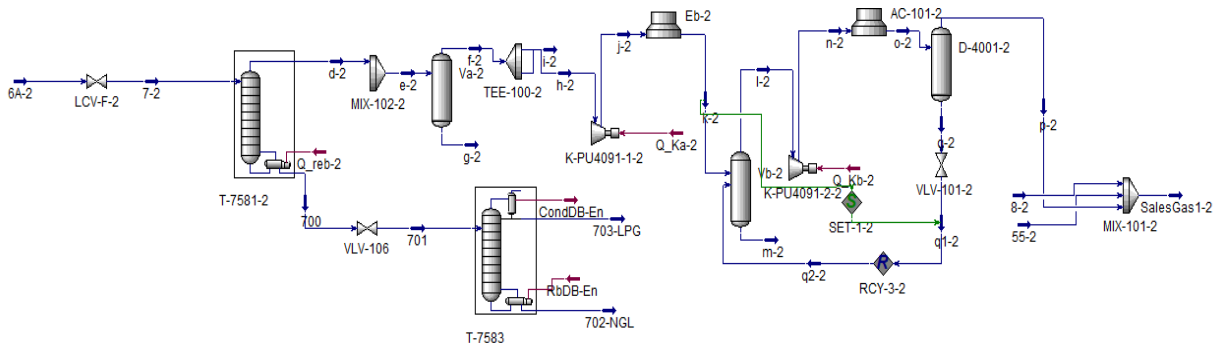
Figura 52. Perfil de presión columna T-7583.



Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática.

En la **Figura 54** se puede observar un esquema general de la columna despropanizadora que se pretende instalar en la planta de gas que se encuentra en el campo colombiano de estudio, el cual nos daría como resultado una producción diaria de Gas Licuado de Petróleo (GLP), de 9,614.4 Kg aproximadamente.

Figura 53. Esquema general de planta de obtención de GLP.



Fuente: Captura de imagen tomada de herramienta informática.

4. CONCLUSIONES

El GLP (Gas Licuado de Petróleo), es un energético fundamental para muchas familias ubicadas en las periferias o regiones más recónditas de muchos países, incluso en Colombia existes regiones donde este energético se convierte en su fuente de energía principal, debido a que las rede de Gas Natural domiciliarios aun no atienden las demandas de estos usuarios. El desarrollo de los campos de Gas Natural, ayudan a la oferta del GLP, es necesario políticas adecuadas para que estos dos energéticos existan en el mismo mercado sin afectarse mutuamente.

Luego de realizar la simulacion de la planta de tratamiento de gas natural del campo colombiano en estudio, se concluye que el condensado que se logra obtener de la deshidratacion del Gas Natural proveniente del yacimiento GR 2, contiene porcentajes de propano, y butanos aproximados de 11% y 15% respectivamente, del cual mediante un proceso de fraccionamiento puede obtenerse GLP.

Partiendo de la simulacion de la torre despropanizadora T-7583, tomando como corriente de alimentacion la fraccion molar de los componentes de los condensados obtenidos en el capitulo 2, se puede concluir que si se coloca en operación la torre despropanizadora en esta planta de tratamiento se podria recuperar GLP a una razón de 9,614.4 Kg por día, y con una calidad de 44,44 % para el propano y 42% aproximado para el total de butanos (Iso-butano y N-butano). Cabe resaltar que esta calidad de GLP obtenido de la simulacion, se encuentra dentro de los parametros estipulado en la Norma tecnica colombiana NTC 2303.

La incorporacion de esta torre despropanizadora traera como consecuencia una disminucion en la produccion de condensados alrededor de 4.43%, pasando de produccion 802,7 BPD sin la torre despropanizadora que obtiene GLP, a una produccion de condensados si se pone en funcionamiento la torre T-7583 de alrededor de 767,1 BPD.

5. RECOMENDACIONES

Se recomienda con base en los estudios realizados en la anterior monografía realizar un diseño de la torre despropanizadora T-7583, para brindar la mayor cantidad de información a la herramienta informática para que los valores arrojados por este de calidad y cantidad sean más ajustados a la realidad.

Además de los estudios técnicos realizados en esta monografía, se recomienda la realización de un estudio económico para determinar la viabilidad económica de puesta en marcha de este proyecto sobre la planta de deshidratación de gas actual.

Este estudio se realizó con un solo pozo de producción, el campo colombiano cuenta con 3 pozos de producción, se recomienda realizar el mismo ejercicio de simulación agregando a esta los dos pozos productores de gas restantes.

BIBLIOGRAFÍA

AGENCIA ESTATAL BOLETÍN OFICIAL DEL ESTADO (BOE). (2016). Real Decreto 61/2006, de 31 de enero, por el que se determinan las especificaciones de gasolinas, gasóleos, fuelóleos y gases licuados del petróleo y se regula el uso de determinados biocarburantes. Recuperado de http://www.boe.es/diario_boe/txt.php?id=BOE-A-2006-16932.

INSTITUTO ARGENTINO DE ENERGÍA (2002). *Informe sobre la situación actual del Gas Licuado de Petróleo*. Recuperado de www.iae.org.ar/seminarios/semiglp_informelAE.pdf.

INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN (ICONTEC). Gases licuados de petróleo (GLP). Requisitos detallados. NTC-2303. Bogotá D.C.: el Instituto, 2007. 4p.

FEDERACIÓN COLOMBIANA DE TRANSPORTE (2014). *Gas Licuado de Petróleo: ¿Una opción de combustible para el transportador de carga por carretera?* Recuperado de http://www.colfecar.org.co/ESTUDIOS%20ECONOMICOS%20PDF/Informes%20Especiales/2014/11.%20NOVIEMBRE%202014_INFORME_GAS%20LICUADO%20DE%20PETR%C3%93LEO.pdf

POZZI, Sandro. (19 de septiembre de 2015). Volkswagen trucó sus coches para evitar los límites a las emisiones. *El País*. Recuperado de www.economia.elpais.com.

SECRETARÍA DE ENERGÍA GOBIERNO DE MÉXICO (2012). *Prospectiva del Mercado de Gas Licuado de Petróleo 2012 – 2026*. Recuperado de www.gob.mx/cms/uploads/attachment/file/62956/Prospectiva_del_Mercado_de_Gas_Licuado_de_Petr_Leo_2012-2026.pdf.

UNIDAD DE PLANEACIÓN MINERO ENERGÉTICA (2013). *Cadena Del Gas Licuado de Petróleo 2013*. Recuperado de www.sipg.gov.co/LinkClick.aspx?fileticket=sMAANh%2fv3ak%3d&tabid=38&language=es-CO.

UNITED STATES ENERGY INFORMATION ADMINISTRATION (2017). *Increase in rail shipments of propane, butane to West Coast offsets decreasing production*. Recuperado de <https://www.eia.gov/todayinenergy/detail.php?id=30572>.

UNITED STATES ENERGY INFORMATION ADMINISTRATION (2016). *Logistical challenges result in ship-to-ship transfers of U.S. propane exports*. Recuperado de www.eia.gov/todayinenergy/detail.php?id=25992.

WORLD LPG ASSOCIATION (2016). *Oportunities for using LPG in humanitarian setting*. Recuperado de www.wlpga.org/publication/opportunities-lpg-use-humanitarian-settings/.

WORLD LPG ASSOCIATION (2015). *World LPG Association Annual Report 2015*. Recuperado de www.wlpga.org/wp-content/uploads/2015/12/WLPGA-Annual-Report-2015-Light.pdf.