

**ESTUDIO TÉCNICO PARA OPTIMIZAR LA PRODUCCIÓN DE CONDENSADOS DE LAS  
PLANTAS DE GAS VENTAS EN EL CPF CUSIANA**

**HELÍ PÉREZ AGUDELO  
OSCAR JAVIER POTOSÍ HERNÁNDEZ**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FSICIOQUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETROLEOS  
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIRÍA DEL GAS  
BUCARAMANGA**

**2014**

**ESTUDIO TÉCNICO PARA OPTIMIZAR LA PRODUCCIÓN DE CONDENSADOS DE LAS  
PLANTAS DE GAS VENTAS EN EL CPF CUSIANA**

**HELÍ PÉREZ AGUDELO  
OSCAR JAVIER POTOSÍ HERNÁNDEZ**

**Trabajo de Grado para optar al Título de  
Especialista en Ingeniería del Gas**

**Director  
NICOLÁS SANTOS  
Ingeniero de Petróleos  
Especialista en Ingeniería del Gas**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FSICIOQUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETROLEOS  
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIRÍA DEL GAS  
BUCARAMANGA**

**2014**

## DEDICATORIA

A Dios por la vida, y permitirme conseguir este logro profesional.

A Carolina, por su apoyo y comprensión

A Jean Helí y Camilo Andrés mis hijos

A mi madre Carlina y mi padre José Antonio (Q.E.P.D)

Helí Pérez Agudelo

A Dios por la energía y fortaleza que día a día nos brinda

A mis padres por su incondicional acompañamiento y constante aliento

A Natalia, Helí y Carlos por sus aportes y apoyo total

Oscar Potosí

## **AGRADECIMIENTOS**

Los autores expresan sus agradecimientos a:

A Nicolás Santos Santos, ingeniero de petróleos, profesor y director de la monografía de la Especialización del Gas por su apoyo y confianza.

A los profesores de la Especialización, por su valiosa contribución en nuestra formación como especialistas en Ingeniería del gas.

A nuestros compañeros que compartieron esta importante etapa de formación por su amistad y cariño.

A EQUION por autorizar y facilitar la información con la cual fue posible desarrollar la presente monografía.

## TABLA DE CONTENIDO

<b>INTRODUCCIÓN</b> .....	<b>19</b>
<b>1.GENERALIDADES</b> .....	<b>20</b>
<b>1.1. OBJETIVOS DEL PROYECTO</b> .....	<b>21</b>
1.1.1. Objetivo General .....	21
1.1.2. Objetivos Específicos.....	21
<b>1.2. ALCANCE</b> .....	<b>22</b>
<b>1.3. DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA</b> .....	<b>22</b>
<b>1.4. DEFINICIONES Y TERMINOS GENERALES</b> .....	<b>22</b>
<b>1.5. SIMBOLOS Y ABREVIATURAS</b> .....	<b>25</b>
<b>2.GENERALIDADES DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN EN EL CPF CUSIANA</b> .....	<b>26</b>
<b>2.1. SISTEMA DE RECIBO Y ESTABILIZACION DE CRUDO</b> .....	<b>27</b>
2.1.1. Separador de alta presión .....	28
2.1.2. Separadores de Media Presión.....	28
2.1.3. Deshidratador:.....	28
2.1.4. Separadores de Baja Presión .....	28
<b>2.2. SISTEMA DE TRATAMIENTO DE GAS</b> .....	<b>29</b>
<b>2.3.SISTEMA DE REINYECCIÓN Y GAS DE PROCESO</b> .....	<b>30</b>
<b>2.4. SISTEMA DE GAS VENTAS Y ESTABILIZACIÓN DE CONDENSADOS</b> .....	<b>30</b>
<b>2.5. SISTEMA DE ALMACENAMIENTO Y DESPACHO DE CRUDO Y LPG</b> .....	<b>33</b>
2.5.1. ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE CALIDAD.....	34
2.5.2.. ANALISIS .....	36
2.5.3. HISTORIA DEL LPG EN COLOMBIA.....	36

2.5.4. CADENA DEL LPG, EN COLOMBIA .....	37
2.5.5. ENTES REGULATORIOS .....	38
<b>3.DESCRIPCION Y CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LA PLANTA DE PROCESO DE GAS Y LPG .....</b>	<b>39</b>
3.1. TRATAMIENTO DE GAS .....	39
3.2. PROCESAMIENTO DE GAS .....	40
3.3. MODOS DE OPERACIÓN PLANTA LPG.....	41
3.3.1. Operación LPG .....	42
3.3.2. Operación condensados estabilizados (NGL) .....	43
<b>4. SIMULACIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN EN EL CPF CUSIANA .....</b>	<b>44</b>
4.1. SEPARACIÓN Y ESTABILIZACIÓN DEL CRUDO .....	48
4.3. TRATAMIENTO DE GAS VENTAS .....	54
4.3.1. Planta de gas ventas de 20 MMscfd.....	56
4.3.2. Planta de gas ventas de 68 MMscfd.....	58
4.3.3. Unidades turboexpansoras.....	60
4.4. PRODUCCIÓN LPG.....	62
<b>5.1.OPCION A: TOMAR GAS PARA LAS UNIDADES DE GAS VENTAS DESDE LAS TURBINAS DE ALTA PRESIÓN.....</b>	<b>66</b>
<b>5.2.OPCION B: INSTALACIÓN DE UNA UNIDAD DE INTERCAMBIO DE CALOR EN LA CORRIENTE DE ENTRADA A LA PLANTA DE LPG.....</b>	<b>70</b>
<b>6.RESULTADOS, ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS .....</b>	<b>74</b>
<b>CONCLUSIONES .....</b>	<b>78</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA .....</b>	<b>79</b>
<b>ANEXOS.....</b>	<b>81</b>

## LISTA DE TABLAS

<b>Tabla 1. Principales usos del gas natural en Colombia.....</b>	<b>20</b>
<b>Tabla 2. Principales propiedades del Propano .....</b>	<b>31</b>
<b>Tabla 3. Principales propiedades del Butano .....</b>	<b>32</b>
<b>Tabla 4. Especificaciones del LPG.....</b>	<b>35</b>
<b>Tabla 5. Assay tipo ASTM D86, crudo cusiana .....</b>	<b>44</b>
<b>Tabla 6. Propiedades físicas de los compuestos hipotéticos.....</b>	<b>45</b>
<b>Tabla 7. Caracterización corriente de entrada a la planta (ajustada con la composición del gas agrio en la entrada de la unidad de endulzamiento).....</b>	<b>46</b>
<b>Tabla 8. Cromatografía gas agrio 16 de enero de 2013.....</b>	<b>47</b>
<b>Tabla 9. Resumen de las condiciones de proceso para las dos alternativas de mejora y para la línea base.....</b>	<b>74</b>
<b>Tabla 10. Caracterización de la corriente de condensados obtenida en las unidades Dew Point .....</b>	<b>74</b>
<b>Tabla 11. Comparación en la producción de condensados. ....</b>	<b>75</b>

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Área de influencia del CPF Cusiana.....	26
Figura 2. Fases Propano y Butano.....	32
Figura 3. Cadena de distribución del GLP.....	37
Figura 4. Entes regulatorios.....	38
Figura 5. Diagrama General de Proceso de la Planta de Recuperación de LPG.....	43
Figura 6. Esquema general de simulación de las Facilidades de Producción de Cusiana....	47
Figura 7. Esquema de simulación del sistema de separación y estabilización de crudo .....	48
Figura 8. Principales características de los fluidos ingresando al sistema de estabilización. estabilización .....	49
Figura 9. Esquema de simulación del sistema para manejo de agua producida.....	50
Figura 10. Esquema del manejo de gas producido en el CPF Cusiana. ....	50
Figura 11. Sistema de deshidratación (unidades CT-25101 y CT-25201 para gas ácido y unidad CT-28301 unidad para gas dulce).....	52
Figura 12. Deshidratador – columna de contacto gas húmedo – TEG (trietilenglicol).....	52
Figura 13. Sistema de regeneración de glicol (sistema Drizo).....	53
Figura 14. Sistema de reinyección, turbinas de media y alta presión.....	53
Figura 15. Esquema de simulación de las plantas de gas (SGP) y de la planta de LPG – (liquified petroleum gas) .....	54
Figura 16. Esquema general de las plantas para control de punto de rocío de hidrocarburo del gas venta. ....	55
Figura 17. Esquema de simulación planta de 20 MMscfd.....	56

<b>Figura 18. Envolverte de fases del gas que ingresa a la planta de 20 MMscfd (efecto Joule Thompson). La cricondenterma del gas es 100°F.....</b>	<b>57</b>
<b>Figura 19. Envolverte de fases del gas que abandona la planta de 20 MMscfd (efecto Joule Thompson). La cricondenterma del gas es 40°F. ....</b>	<b>57</b>
<b>Figura 20. Principales propiedades Fisico-químicas de la corriente de condensados que abandona la planta de 20 MMscfd.....</b>	<b>58</b>
<b>Figura 21. Esquema de simulación planta de 20 MMscfd.....</b>	<b>58</b>
<b>Figura 22. Envolverte de fases gas de entrada a la planta de 68 MMscfd .....</b>	<b>59</b>
<b>Figura 23. Envolverte de fases del gas a la salida de la planta de 68 MMscfd .....</b>	<b>59</b>
<b>Figura 24. Esquema general de las unidades turboexpander, esquema de entradas y salidas.....</b>	<b>60</b>
<b>Figura 25. Esquema de simulación de una unidad turboexpansora. ....</b>	<b>60</b>
<b>Figura 26. Esquema de adición de monoetilenglicol en la succión del turboexpander .....</b>	<b>61</b>
<b>Figura 27. Variación en la temperatura de formación de hidratos por la adición de MEG. ...</b>	<b>61</b>
<b>Figura 28. Esquema planta de LPG .....</b>	<b>62</b>
<b>Figura 29. Composición corriente de entrada a la planta de LPG .....</b>	<b>63</b>
<b>Figura 30. Columna deetanizadora. ....</b>	<b>64</b>
<b>Figura 31. Composición de la corriente de cima de la columna deetanizadora.....</b>	<b>64</b>
<b>Figura 32. Esquema de simulación de la columna deetanizadora. ....</b>	<b>65</b>
<b>Figura 33. Columna estabilizadora.....</b>	<b>65</b>
<b>Figura 34. Válvula de expansión entre el gas para reinyección y la planta de gas .....</b>	<b>67</b>
<b>Figura 35. Recorrido para realizar la interconexión entre la descarga de la turbina dulce de alta presión, y las unidades de control de punto de rocío .....</b>	<b>68</b>

<b>Figura 36. Dimensionamiento tubería interconexión de la descarga de la turbina de alta presión con las unidades de control de punto de rocío.....</b>	<b>69</b>
<b>Figura 37. Dimensionamiento válvula de control. ....</b>	<b>70</b>
<b>Figura 38. Esquema del chiller y loop de refrigeración mecánica.....</b>	<b>71</b>
<b>Figura 39. Resumen diseño intercambiador de calor tipo CKU.....</b>	<b>72</b>
<b>Figura 40. Distribución de tubos y vista frontal del intercambiador de calor. ....</b>	<b>73</b>
<b>Figura 41. Variación del flujo de condensados recuperados por el cambio de temperatura en la entrada a la planta .....</b>	<b>76</b>

## LISTA DE ANEXOS

<b>ANEXO A. Tabla Especificaciones de Calidad de Gas Natural Según RUT (1) .....</b>	<b>81</b>
<b>ANEXO B. DIAGRAMA DE PROCESOS PLANTA CUSIANA .....</b>	<b>82</b>

## RESUMÉN

**TITULO: ESTUDIO TÉCNICO PARA OPTIMIZAR LA PRODUCCIÓN DE CONDENSADOS**

**DE LAS PLANTAS DE GAS VENTAS EN EL CPF CUSIANA\***

**AUTORES: HELÍ PÉREZ AGUDELO**

**OSCAR JAVIER POTOSÍ HERNÁNDEZ**

**PALBRAS CLAVES: Hysys, Planta Proceso, Endulzamiento, Deshidratación.**

**DESCRIPCIÓN:** El Centro de Facilidades de Producción Cusiana (CPF) está ubicado en la Meseta El Aceite, en la vereda Chaparral del municipio de Tauramena, departamento del Casanare, inicia su etapa de producción de hidrocarburos hacia finales de 1994. El crudo es bombeado a través del oleoducto OCENSA. El gas producido se comprime y reinyecta con turbinas de alta presión a los pozos inyectores del yacimiento para mantener la presión de la formación, parte de este gas crudo es procesado para su venta como gas natural y LPG.

Hacia el año 1996 se inicia la venta de gas al país con la planta de 20 MMSCFD, capacidad que fue ampliando con la construcción y entrada en operación de las plantas de 68 MMSCFD y tres\* Turboexpander para una disponibilidad y ventas de gas de 270 MMSCFD en 2013 a través de los gasoductos de Porvenir y Apiay.

Con la entrada en operación a finales del 2011, de la primera planta de LPG en el CPF de Cusiana se han encontrado desviaciones de las condiciones de proceso a las consideradas en el diseño original lo cual ha generado sobrepresiones en el cabezal y se prevé que afectara la operación del sistema de estabilización y la producción de LPG y NGL.

El presente estudio se hizo a partir de la simulación en el software Hysys, donde se establecieron modelamientos de las diferentes alternativas para optimizar el recobro de productos blancos los cuales se obtienen al separarlos del gas rico, gracias a la diferencia de sus propiedades físico químicas en sus componentes, buscando aumentar las utilidades para socios e inversionistas.

---

\* Proyecto de Grado

\*Facultad de Fisicomecanicas, Escuela de Ingenieria de Petroleos, Director: Ing.Nicolas Nicolas

## SUMMARY

**TITLE: TECHNICAL STUDY TO OPTIMIZE THE PRODUCTION OF CONDENSATE GAS PLANT SALES AT THE CUSIANA CPF\***

**AUTHORS: HELI PÉREZ AGUDELO**

**OSCAR JAVIER POTOSI HERNANDEZ\*\***

**KEY WORDS: Plant Process, Hysys, Dehydration, Sweetening.**

**DESCRIPTION:** The Cusiana production facilities (CPF) is located in the plateau oil, in the village of Chaparral in the municipality of Tauramena, Department of Casanare, starts its stage of production of hydrocarbons at the end of 1994. The crude oil is pumped through the OCENSA pipeline. The produced gas is compressed and then re-injected high-pressure wells turbine nozzles of the site to maintain the pressure of the formation, part of this crude gas is processed for sale as natural gas and LPG.

Around the year 1995 starts the sale of gas to the country with the plant of 20 MMSCFD, capacity was expanding with the construction and operation of plants 68 MMSCFD and three units Turboexpander for availability and sales of 270 MMSCFD gas in 2013 through the gas pipelines of future and Apiay.

With the entry into operation by the end of 2011, from the first floor of LPG in the CPF of Cusiana found deviations from the process to the considered conditions in the original design which have generated pressures in the head and is expected it will affect the operation of the stabilization system and the production of LPG and NGL.

This study was made from the simulation software Hysys, where they established the different alternatives modeling optimize recovery of white products which are obtained to separate them from the rich gas, due to the difference of their physico-chemical properties into its components, seeking to increase profits for partners and investors.

---

\* Project of Degree

\*\* Faculty of Physicochemical Sciences. School of Petroleum Engineering. Nicolas Santos Santos

## INTRODUCCIÓN

El Centro de Facilidades de Producción Cusiana (CPF) está ubicado en la Meseta El Aceite, en la vereda Chaparral del municipio de Tauramena, departamento del Casanare, inicia su etapa de producción de hidrocarburos hacia finales de 1994. La instalación ocupa una superficie de 204 hectáreas incluida la planta principal, área de almacenamiento, y se encuentra situado a 5 Km. de la cabecera municipal de Tauramena, y a 1.6 Km. de la Carretera Marginal del Llano. El crudo es bombeado a través del oleoducto OCENSA. El gas producido se comprime y reinyecta con turbinas de alta presión a los pozos inyectoros del yacimiento para mantener la presión de la formación, parte de este gas crudo es procesado para su venta como gas natural y LPG.

Hacia el año 1995 se inicia la venta de gas al país con una planta 20 MMSCFD, capacidad que fue ampliando con la construcción y entrada en operación de las plantas de 68 MMSCDFD y tres unidades Turboexpander para una disponibilidad y ventas de gas de 270 MMSCFD a la fecha a través de los gasoductos de Porvenir y Apiay.

Con la entrada en operación a finales del 2011, de la primera planta de LPG en el CPF de Cusiana se han encontrado desviaciones de las condiciones de proceso a las consideradas en el diseño original lo cual ha generado sobrepresiones en el cabezal y se prevé que afectara la operación del sistema de estabilización y la producción de LPG y NGL.

La creciente demanda de LPG en el país para el uso industrial, vehicular, domiciliario y proyectos de dilución y co-dilución con crudos pesados, requieren una operación de la planta a su mayor capacidad de producción, el presente estudio se hizo a partir de la simulación en el software Hysys, donde se establecieron modelamientos de las diferentes alternativas para optimizar el recobro de productos blancos los cuales se obtienen al separarlos del gas rico, gracias a la diferencia de sus propiedades físico-químicas en sus componentes, buscando aumentar las utilidades para socios e inversionistas.

## 1. GENERALIDADES

Usos Del Gas Natural: El gas natural se utiliza como materia prima o como combustible en los sectores industrial, petroquímico, termoeléctrico, doméstico, comercial y de transporte terrestre. Sus principales usos por sector son los siguientes:

**Tabla 1. Principales usos del gas natural en Colombia**

Sector	Usos	
Industrial	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Refinerías de petróleo</li> <li>- Industria del vidrio</li> <li>- Minas de ferróníquel</li> <li>- Industria alimenticia</li> <li>- Hierro y acero</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Pulpa y papel</li> <li>- Industria del cemento</li> <li>- Cerámica</li> <li>- Industria textil</li> </ul>
Petroquímico	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Urea</li> <li>- Alcoholes</li> <li>- MTBE</li> <li>- Etileno</li> <li>- ETC</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Nitrato de amonio</li> <li>- Aldehídos</li> <li>- Acetileno</li> <li>- Polietileno</li> </ul>
Termoeléctrico	<ul style="list-style-type: none"> <li>Turbogeneradores</li> <li>- Calderas (turbinas a vapor)</li> <li>- Plantas de ciclo combinado</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Plantas de ciclo "STIG"</li> <li>- Plantas de cogeneración</li> <li>- Plantas de trigeneración</li> </ul>
Doméstico y comercial	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Cocinas</li> <li>- Secadoras de ropa</li> <li>- Refrigeración y acondicionamiento de aire</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Calentadores de agua</li> <li>- Calefacción</li> <li>Restaurantes</li> <li>- Hoteles</li> </ul>
Transporte	<ul style="list-style-type: none"> <li>- GNV - Gas Natural Vehicular comprimido en reemplazo de gasolina motor.</li> </ul>	

Fuente: Ecopetrol energía para la vida gas natural extraído el 03 abril de 2012 desde <http://www.ecopetrol.com.co/contenido.aspx?catID=210&conID=36624>

El uso del gas natural como combustible en los anteriores sectores, sustituye energéticos como la electricidad, LPG, ACPM, queroseno, fuel oil, crudos pesados y carbón en el área industrial; y electricidad, LPG, queroseno en el sector doméstico y comercial; y gasolina y diésel en el transporte.

Usos Del LPG: El LPG, al ser más pesado que el aire es invisible, por lo cual una fuga de LPG, solo se detecta por el olor y, si se acumula en el suelo, presenta un peligro potencial. Al no estar a alta presión, el LPG, se almacena en tanques relativamente livianos, de diversos tamaños y formas, de acuerdo al uso, relativamente fáciles de manipular, se pueden utilizar como:

Residencial: Como combustible a través de cilindros de 3/10/15/45 kg o redes de distribución.

Comercial: Similar al comercial pero a mayor escala, para restaurantes, hostelería etc.

Agropecuaria: Control de plagas, Secadores de cultivos, Invernaderos, Bombas de riego.

Industrial: Industria Alimentaria Electricidad y Energía térmica, Crematorios.

Petroquímica: Propileno, Butilenos.

Transporte: Vehículos, Buses, Transmilenio etc.

## **1.1. OBJETIVOS DEL PROYECTO**

### **1.1.1. Objetivo General**

Evaluar las principales variables de proceso para optimizar la producción de condensados LPG y NGL en las plantas de gas y LPG del CPF Cusiana.

### **1.1.2. Objetivos Específicos**

- Evaluar las causas del incremento de temperatura de los condensados que ingresan a la planta de LPG
- Evaluar el comportamiento del tren de fraccionamiento con la variación en la temperatura del alimento
- Plantear estrategias para optimizar la producción de productos blancos (NGL y LPG)

- Analizar las condiciones de proceso actuales de las plantas de gas ventas
- Plantear un modelo de integración energética aprovechando corrientes existentes
- Evaluar la interacción de las plantas de gas ventas con la planta de LPG

## **1.2. ALCANCE**

El alcance de este documento es presentar los resultados obtenidos de la simulación de integración de la planta de LPG con las plantas de gas ventas del CPF Cusiana, para determinar el incremento de temperatura en los condensados que ingresan a la planta, y la forma en la cual esta variable impacta el comportamiento del tren de fraccionamiento. Adicionalmente, conceptualmente evaluar alternativas para optimizar la producción de NGL y LPG.

## **1.3. DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA**

Actualmente por variaciones en las condiciones de proceso de las Plantas de Gas Ventas, la temperatura de los condensados (no estabilizados) obtenidos en la planta es superior a la considerada inicialmente en el diseño, esta desviación del diseño original ha generado sobrepresiones en el cabezal y se prevé que afectara la operación del sistema de estabilización y la producción de LPG y NGL.

## **1.4. DEFINICIONES Y TERMINOS GENERALES**

**GAS NATURAL:** es un combustible fósil catalogado como una de las fuentes de energía más limpia, segura y útil. Típicamente está compuesto de metano (95 por ciento o más), etano, propano y otros componentes más pesados. Al momento de su extracción, el gas natural contiene impurezas como agua, ácido sulfhídrico, dióxido de carbono y nitrógeno que tienen que ser removidas antes de su transporte y comercialización.

**GAS ASOCIADO:** Es aquel que se encuentra en el yacimiento mezclado

**GAS CRUDO:** Es aquel que sale del yacimiento, sin tratar ni procesar.

**GAS LIBRE:** Es aquel que proviene de un yacimiento donde solo existe gas como hidrocarburo.

**GAS RICO:** Es aquel que contiene una cantidad de compuestos más pesados que el etano, alrededor de 0.7 galones de propano por 1000 pies cúbicos de gas.

**GAS AGRIO O ACIDO:** Es aquel que contiene más de 16 ppm H<sub>2</sub>S o cantidades porcentuales mayores del 6% de CO<sub>2</sub>.

**GAS DULCE:** Es aquel que contiene menos de 16 ppm H<sub>2</sub>S o cantidades bajas de CO<sub>2</sub>.

**GAS POBRE:** Es aquel que contiene muy poca cantidad de etano, propano y compuestos más pesados.

**GAS DE PROCESO:** es el gas recuperado en las etapas de estabilización de crudo. Normalmente, es tomado de los separadores a presiones intermedias y llevado a la presión del separador de alta presión por medio de unidades compresoras.

**HIDROCARBUROS LIVIANOS:** Sustancias puras o mezclas de sustancias que tengan un RVP superior o igual a 18 psia. Esta característica los hace vaporizarse rápidamente a temperatura y presión ambiente.

**LPG:** Mezcla de propano y butanos, gaseoso a temperatura y presión ambiente, incoloro e inodoro.

**PRESIÓN DE VAPOR:** La calidad de los hidrocarburos combustibles depende de la presión de vapor

**RVP:** Presión De Vapor Reid. Presión de vapor absoluta a 100 °F de productos líquidos cuyo punto de ebullición inicial es cercano a 32 °F que se determina según la norma ASTM D-323 06.

**TVP:** True Vapor Pressure. Presión de vapor manométrica a la cual las fases líquida y gaseosa de una sustancia almacenada en un recipiente cerrado están en equilibrio a una determinada temperatura.

**ENDULZAMIENTO:** Proceso mediante el cual se remueve los componentes “ácidos” del gas crudo. Típicamente son utilizadas columnas contactoras las cuales se ponen en contacto un solvente químico (aminas) afín con las moléculas ácidas del gas (CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S), este proceso se llama absorción química. Existen tecnológicas como las membranas permeables, los tamices moleculares, solventes físicos (absorción física), entre otras.

**CONTACTORA DE AMINA – GAS:** Unidad diseñada para proveer de un gran área de contacto a la fase líquida (solución acuosa de amina) y gaseosa (gas ácido), es una torre de varias etapas

(platos perforados) en la cual, el gas ingresa en la parte inferior y la solución acuosa de amina pobre ingresa por la parte superior, la cual se enriquece al entrar en contacto con el gas ácido.

**REGENERACIÓN DE AMINA:** Retira el gas ácido de la solución acuosa de amina, el principio de trabajo son las altas temperaturas y bajas presiones, gracias a esto se logra retirar de la corriente de amina, cualquier corte de gas natural que se haya podido diluir además de los sólidos que se encuentren en suspensión.

**DESHIDRATACIÓN:** Se retira el vapor de agua del gas, al poner en contacto el gas húmedo con un solvente afín con el vapor de agua. Usualmente se utilizan glicoles por su alta afinidad con el agua. El proceso está dividido en dos etapas, tratamiento del gas y regeneración de glicol.

**CONTROL DE PUNTO DE ROCIO DE HIDROCARBURO (HCDP iniciales en inglés):** proceso mediante el cual, el gas rico es despojado de los componentes pesados C3+. Este parámetro es muy importante en la cadena del gas natural, ya que afecta a los diferentes entes de la cadena. Se tiene control especial en el sector de transporte, ya que puntos de rocío altos pueden propiciar condensación de hidrocarburo en los gasoductos y con los impactos que esto conlleva (corrosión, baches de líquidos, entre otros).

**PLANTA DE LPG:** conjunto de paquetes y de equipos que permiten la estabilización de los condensados obtenidos en las unidades HCDP y separación en dos corrientes principales, la fracción liviana conformada por propano y butanos y conocida como LPG, y la fracción pesada, conformada por los hidrocarburos con cinco o más átomos de carbono conocida como NGL (Natural Gas Líquido). Este tipo de plantas está conformado básicamente por dos unidades de separación, la unidad Deetanizadora y la unidad Debutanizadora.

**TORRE DEETANIZADORA:** unidad de separación en la cual el hidrocarburo líquido obtenido en las unidades HCDP, es despojado de los componentes volátiles (principalmente metano y etano).

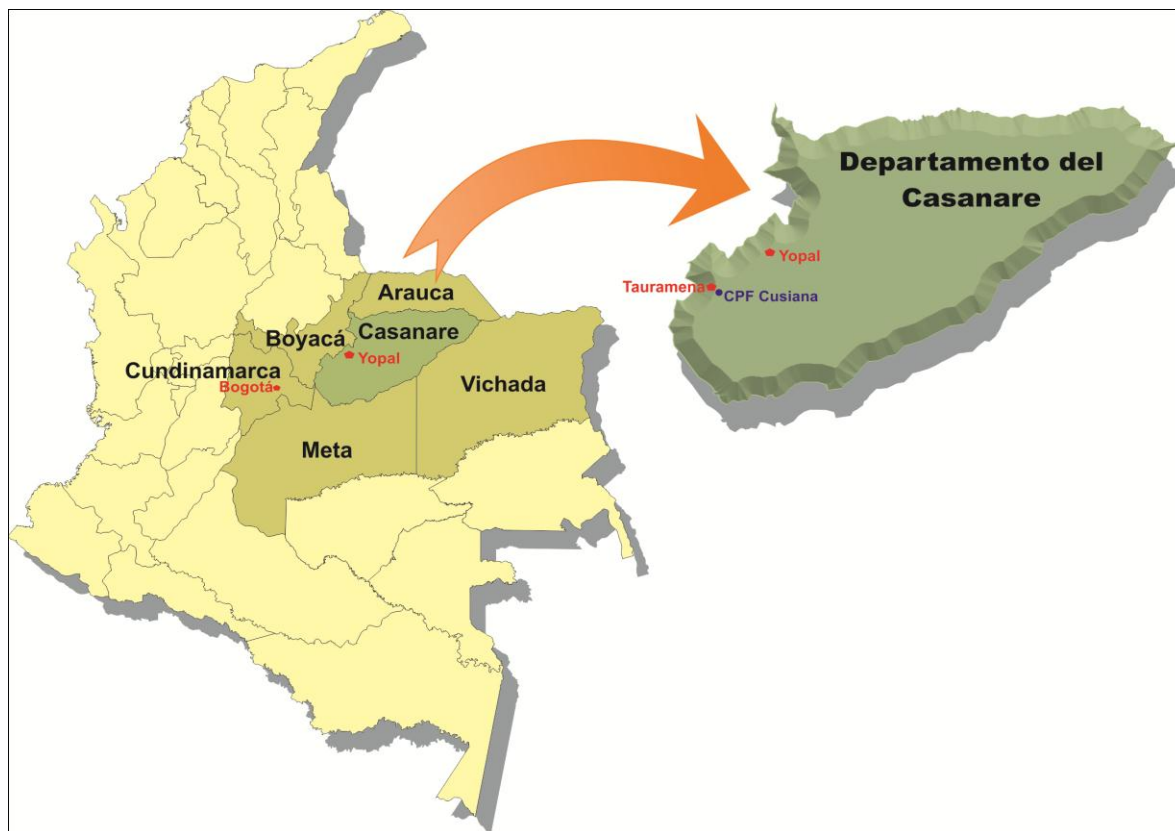
**TORRE DEBUTANIZADORA:** unidad de separación en la cual la mezcla de hidrocarburos con 3 o más átomos de carbono es dividida en dos corrientes, la corriente superior, con contenido de propano y butanos, y la corriente inferior, rica en hidrocarburos pesados (C5+).

## 1.5. SIMBOLOS Y ABREVIATURAS

CPF	: Centro de Facilidades de Producción
LPG	: Gas Líquido del Petróleo
RUT	: Reglamento Único Del Transporte
BS&W	: Sedimentos de agua y arenas
OCENSA	: Oleoducto Central de Colombia
TVP	: Presión de Vapor Verdadera
SLUG CATCHER	: Colector Receptor
TEG	: Trietilenglicol
NGL	: Líquidos del gas natural
FLASH DRUM	: Vasija Desgasificadora
ETILMERCAPTANO:	Odorizante
ECP	: Empresa Colombiana de Petróleos
DEW POINT	: Punto de Rocío
TURBOEXPANDER:	Turbina centrífuga o axial que utiliza una corriente de alta presión para generar trabajo y utilizar este para comprimir.
JOULE THOMSON	: Modo de refrigeración Joule Thompson,
Lb/MBbl	: libra por cada mil de barriles
CO <sub>2</sub>	: Dióxido de Carbono
H <sub>2</sub> S	: Sulfuro de Hidrogeno

## 2. GENERALIDADES DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN EN EL CPF CUSIANA

Figura 1. Área de influencia del CPF Cusiana



Fuente: Edición Reconocimiento de Campo - *Gradex Ingeniería*. Agosto de 2011.

El Centro de Facilidades de Producción Cusiana (CPF), Tiene como objetivo producir crudo dentro de especificaciones, Un crudo deshidratado y desgasificado con BS&W menor de 0.5% y un tope máximo de contenido de sal de 7 lb/MBbl, para su despacho. Allí se recibe el fluido multifásico extraído de los pozos en un sistema colector o manifold el cual conecta al slug catcher, posteriormente se realizan los procesos de estabilización de los fluidos, separación trifásica de alta presión, separación trifásica de presión intermedia y separación bifásica de baja presión, el gas producido se va comprimiendo y recolectando hasta llevarlos a la presión de reinyección a los pozos del yacimiento para mantener la presión de la formación. El crudo estabilizado es enviado a los tanques de almacenamiento, para ser bombeado posteriormente a través del oleoducto OCENSA. Hasta llegar al puerto marítimo de Coveñas donde se envía en buques petroleros a los diferentes países de destino.

El gas crudo manejado en el CPF Cusiana, es endulzado y deshidratado como parte del tratamiento para cumplir con los requerimientos de transporte de gas a través de gasoductos estipulados en el RUT; posteriormente el gas llega a las unidades de control de rocío tipo Joule Thompson y a tres unidades Turboexpander que hacen un trabajo de (expansión/compresión) para descargar al cabezal de medición para su despacho a los gasoductos de Apiay y Porvenir de propiedad de TGI, quien desde su centro de monitoreo verifica las condiciones de gas en línea por su sistema scada que están siendo enviadas, con comunicación permanente si se requiere con el productor, así como ente transportador es quien lo entrega en los City Gate a los distribuidores en La ciudad donde llegan.

Por último la planta de LPG, también construida en el CPF, recibe todos líquidos generados en el control de rocío de las plantas de gas, realiza su estabilización en una vasija de flasheo donde este gas sale para el cabezal de fuel gas de alta presión y un flujo mínimo va para la cima de la Deetanizadora y la parte líquida va para el plato 10 allí a través de un flujo de agua caliente se le retiran los metanos y etanos que van al sistema de fuel gas, la parte líquida de la Deetanizadora va como alimento hacia la torre Debutanizadora en la cual básicamente a través de un intercambiador de aceite caliente y una presión determinada por la parte superior salen los C3 y C4 o LPG, y en la parte inferior salen los C5+ o NGL, el LPG va hacia las balas de almacenamiento y de allí es bombeado a la zona de despacho a través de camiones cisternas para el consumo al interior del país y por el fondo los NGLs estabilizados se mezclan con la corriente que va a los tanques de producción de crudo.

## **2.1. SISTEMA DE RECIBO Y ESTABILIZACION DE CRUDO**

El sistema de recibo y estabilización del CPF Cusiana cuenta con dos trenes de separadores en serie, la producción que llega del Slug Catcher se distribuye en dos partes iguales y se reparte entre los trenes de separación. Para que la separación del crudo se dé de manera progresiva, cada sistema consta de un separador de alta, otro de media presión, deshidratador y desgasificador.

Este tipo de vasijas trabajan con tres principios físicos, la velocidad, gravedad y coalescencia, se usan respectivamente para cambiar la dirección de flujo, separar líquidos por diferencias de densidades y la fusión de las gotas pequeñas de agua para formar una gota más grande. Cada recipiente consta de cuatro secciones de separación y adicionalmente de las respectivas salidas de Fluido:

- Sección para separación primaria: Se da en la cámara receptora o deflector de entrada, aprovecha la velocidad con la que viene los fluidos de pozo.
- Sección de asentamiento por gravedad, separación secundaria: En la cámara central se da la separación máxima de líquido por efecto de la gravedad.
- Extractor de niebla: Consiste en la separación de las gotas de líquido que aún contiene el gas por medio de la coalescencia
- Sección de asentamiento de líquido: La cámara de captación final está compuesta por la parte inferior del separador que trabaja como colector, en esta sección se remueve el gas y el agua del crudo (este último en separadores trifásicos).

### **2.1.1. Separador de alta presión**

Son recipientes convencionales de tipo horizontal, trifásico y de alta presurización, que se usan para separar gas-crudo-agua.

### **2.1.2. Separadores de Media Presión**

La segunda etapa del tren es un recipiente tipo horizontal, trifásico y de presión media; a este separador llega la línea de líquido que sale de la primera vasija del tren, además, de líneas adjuntas que vuelven de etapas posteriores de separación.

### **2.1.3. Deshidratador:**

Este separador es tipo trifásico, de presión baja y horizontal. Está hecho para separar el remanente de agua que pueda contener la corriente de crudo.

### **2.1.4. Separadores de Baja Presión**

Vasija bifásica, horizontal y de presión baja. Separa gas remanente que queda en solución en 0.1 Finalmente el crudo es bombeado a los tanques de crudo limpio, donde se va a fiscalizar para ser transportado a través del oleoducto central de Colombia OCENSA.

## **2.2. SISTEMA DE TRATAMIENTO DE GAS**

El objetivo del tratamiento y procesamiento del gas producido en el campo es procesarlo hasta alcanzar los requerimientos de calidad para ser comercializado que son exigidos en el reglamento único de transporte de gas natural en Colombia (RUT), el gas húmedo del separador de alta presión se mezcla con la descarga del compresor de gas de proceso y es deshidratado (control de punto de rocío del agua) en las torres contactoras de trietilenglicol (TEG). El gas húmedo entra por el fondo de la columna y luego fluye desde el distribuidor, pasando a través de un lecho de empaque estructural donde en contracorriente, interactúa con el glicol, el cual desciende por la columna a través de la empaquetadura. Con el fin de alcanzar el contenido de agua que define el RUT con un contenido máximo de 6 libras de agua por cada millón de pies cúbicos de gas natural requerido para evitar la formación de hidratos y de agua dentro del gasoducto, este gas va una parte para reinyección de los pozos inyectores de gas y la otra parte para la turbina dulce de gas de ventas.

Es el sistema de tratamiento de gas incluye enfriamiento, separación de condensados, endulzamiento para el gas que se utiliza como gas ventas y deshidratación del gas. El Sistema está diseñado para producir un gas limpio, y una carga de gas seco al área de turbinas de gas de reinyección. El secado de gas es obtenido usando la tecnología de proceso deshidratación de Gas DRIZO, que es una unidad de regeneración de glicol convencional modificada. Es necesario el pre tratamiento del gas que entra a la torre contactora de glicol, con el fin de reducir el punto de rocío, incrementar el recobro de condensado en los trenes de crudo y asegurar un gas limpio, libre de partículas ingresando a la torre contactora. El secado de gas es utilizado para: El control de corrosión en el sistema de gas de alta presión, La prevención de formación de hidratos en la corriente de proceso, o cuando ocurra el desfogue del gas de proceso.

Generalmente el gas natural que se produce a nivel mundial contiene CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S. Compuestos ligeramente solubles en agua, cuando se disuelven en agua forman una solución medianamente acidificada, razón por la que estos compuestos son llamados gases ácidos. Cuando un gas natural excede las especificaciones se denomina un gas agrio; por el contrario, cuando el contenido de estos compuestos en el gas natural está por debajo de los límites especificados para gas de ventas, se dice que es un gas dulce. Para el caso de Cusiana para el proceso de endulzamiento se utiliza la MDEA = metildietanolamina. El gas que sale de endulzamiento va a las unidades de deshidratación (control de punto de rocío por agua), pasa por La turbina de gas dulce y luego a las unidades de control de punto de rocío por hidrocarburo, en las cuales se hace el proceso final para su adecuación como gas de ventas. El líquido recuperado del gas se estabiliza y queda como

condensado estabilizado. En este punto termina el procesamiento de gas y estabilización de líquido en el CPF - Cusiana.

### **2.3.SISTEMA DE REINYECCIÓN Y GAS DE PROCESO**

El gas que proviene de los separadores de los trenes de crudo, del tambor de desgasificación del TEG, y de los tambores desgasificadores del agua de producción, este gas es comprimido por los compresores de gas de proceso y descargado a la corriente de gas del separador de alta presión.

Este gas pasa por la torres contactoras de glicol y llega al sistema compresor de gas de reinyección, incluye tres turbinas de media; una turbina de media presión es utilizada para manejar el gas dulce (además de pasar por las unidades de endulzamiento con Amina pasa por las unidad contactora de glicol), recibe el gas a una presión de 480 psi y la descarga a 1700 psi, para luego ir al control de punto de rocío de hidrocarburos en las unidades Dew Point, Turboexpander, Joule Thomson, recuperación de líquidos del gas natural (NGL) y la descarga del gas ventas al patín de medición a través de compresores recíprocos y/o Turboexpanders. Dos turbinas de media presión y tres turbinas de alta presión manejan el gas de reinyección, la potencia de compresión necesaria está determinada por el flujo másico y la elevación de presión a través del compresor. El control de proceso se obtiene a través de la variación de velocidad del eje. Las turbinas están provistas de cabezales comunes de succión, inter-etapas y de descarga, para permitir el cruce de flujo desde los compresores de media presión en una serie, hasta los compresores de alta presión de otra serie. La turbina de alta presión es una máquina con dos cigüeñales mecánicos y se utiliza para accionar el compresor de media, el gas es reinyectado después de pasar por un proceso de enfriamiento final a los pozos inyectoros de la formación para mantener la presión del yacimiento Cusiana.

### **2.4. SISTEMA DE GAS VENTAS Y ESTABILIZACIÓN DE CONDENSADOS**

Las unidades de proceso para el tratamiento de gas de producción del CPF – Cusiana entregan como producto principal, Gas de Ventas y como subproducto Condensado. El gas de venta debe cumplir con las especificaciones del Reglamento Único de Transporte - RUT, a fin de que sea aceptado para su transporte por las redes de gasoductos del territorio Colombiano.

• **ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS:**

Los productos principales producidos en el proceso de separación son LPG y NGL. Las especificaciones de calidad de estos productos son las siguientes:

• **LPG:**

Presión de Vapor @ 100 °F: 208 psig máx. (NTC 2562 o ASTM D-2598), adicionalmente no debe exceder el valor calculado por la siguiente relación (NTC-2303):  $P_v = 1167 - 1880$  (densidad relativa a 60 °F/60 °F)

Temperatura @ 95% evaporación : 36 °F máx. @ presión atmosférica (NTC – 2563)

Contenido de C 2 : 6 % vol. líq. Máximo.

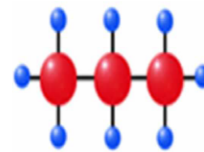
Contenido de C 5 + : 2 % vol. líq. Máximo.

Contenido de Agua : Ninguno.

Los principales componentes del LPG son propano y butanos:

**Tabla 2. Principales propiedades del Propano**

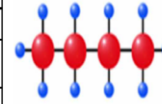
PROPANO	
Fórmula Molecular	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>
Punto de Ebullición [°F]	-44°
Gravedad Específica Gas (aire=1)	1,53
Gravedad Específica Líquido (agua=1)	0,51
Densidad Líquido (@60°F) [lb/gal]	4,24
Calor Combustión Gas (@60°F) [BTU/gal]	91.690
Calor Combustión Gas [BTU/lb]	21.591
Punto de Chispa [°F]	-156
Punto de Ignición en aire [°F]	920-1020
Máxima Temperatura de Llama en Aire [°F]	3595
Número de Octanos (isooctano=100)	100+



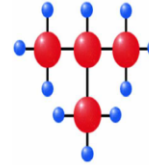
Fuente: (Manual producción, almacenamiento y manejo de GLP)

**Tabla 3. Principales propiedades del Butano**

BUTANO	
Fórmula Molecular	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
Punto de Ebullición [°F]	32°
Gravedad Específica Gas (aire=1)	2,00
Gravedad Específica Líquido (agua=1)	0,58
Densidad Líquido (@60°F) [lb/gal]	4,81
Calor Combustión Gas (@60°F) [BTU/gal]	102.032
Calor Combustión Gas [BTU/lb]	21.221
Punto de Chispa [°F]	-96
Punto de Ignición en aire [°F]	900-1000
Máxima Temperatura de Llama en Aire [°F]	3615
Número de Octanos (isooctano=100)	92



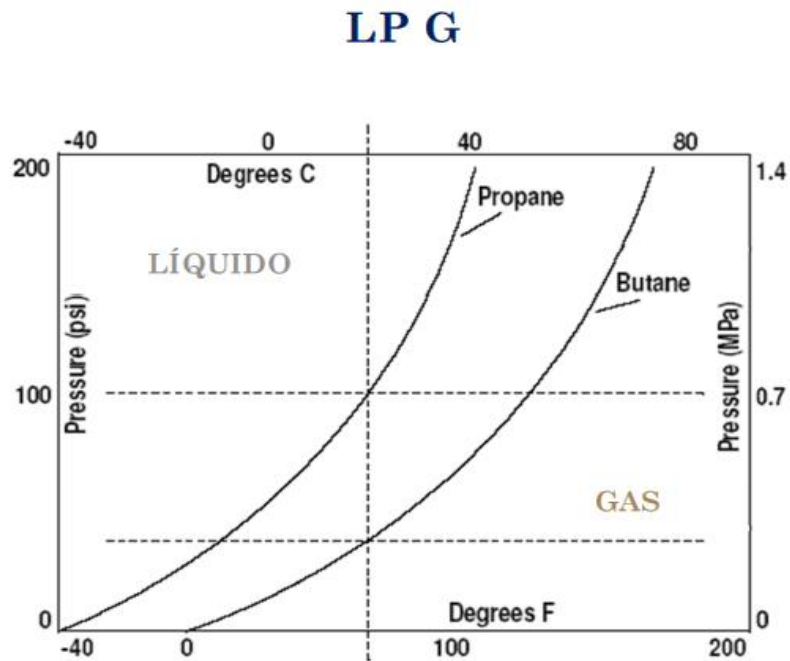
n-butano



i-butano

Fuente: (Manual producción, almacenamiento y manejo de GLP)

**Figura 2. Fases Propano y Butano**



Fuente: (Manual producción, almacenamiento y manejo de GLP)

#### • NGL Estabilizado

Presión de Vapor @ 100 °F	:	12.3 psia máximo.
Presión @ B.L.	:	45 psig mínimo
Temperatura @ B.L.	:	90 °F mínimo

El gas que proviene en las cuatro Unidades de Control de Punto de Rocío se recolecta y mezcla entre sí en un cabezal común (1,200 psig @ 90°F), del cual se bifurca hacia dos brazos de medición independientes ubicados en el mismo patín. El brazo de diámetro (10”) alimenta al gasoducto “El Porvenir” previa fiscalización y el otro diámetro (4”) alimenta al gasoducto “Apiay” previa fiscalización. Estos medidores son de tipo ultrasónico.

Sistema de Estabilización de Condensados: Normalmente este Sistema se encarga de retirar todos los Hidrocarburos livianos que puedan quedar en la corriente de NGL y llevarlos al sistema de fuel gas y los compresores de gas ácido; por otro lado los condensados (componentes más pesados) se estabilizan y se envían hacia la corriente de crudo en el tren de separadores. Este sistema se compone de equipos tales como intercambiadores de calor, vasija Flash y una columna de estabilización. El ideal es que deben ser separados en corrientes de productos de alta demanda y calidad comercial. El proceso de separación de líquidos de gas natural en sus componentes se denomina fraccionamiento.

#### 2.5. SISTEMA DE ALMACENAMIENTO Y DESPACHO DE CRUDO Y LPG

En el CPF se recibe el fluido multifásico extraído de los pozos de Campo Cusiana, posteriormente se realizan los procesos de estabilización de los fluidos, separación Bifásica, separación trifásica de alta presión, separación trifásica de presión intermedia, separación bifásica de baja presión, almacenamiento del crudo, Actualmente el CPF de Cusiana cuenta con cuatro tanques de almacenamiento de crudo, Los tanques reciben el crudo deshidratado y desgasificado del tren de separación Los tanques tienen una unidad recuperadora de vapores la cual recupera los pocos vapores que han podido ser transferidos al almacenamiento, el crudo es bombeado y fiscalizado para ser transportado a través del oleoducto central de Colombia OCENSA.

Almacenamiento de LPG. En esta área se almacena el LPG producido por la planta. El producto que queda almacenado es luego transferido para su despacho. En caso de que el producto no cumpla con las especificaciones requeridas se recircula de nuevo al proceso, a la entrada del flash

drum. En esta área se tienen los siguientes sistemas: Sistema de odorización y sistema de reprocesamiento y despacho de LPG.

El LPG producido es almacenado en balas. En todo momento una bala debe estar en recepción, otra en revisión, otra en despacho y una más disponible para recibir. Las otras cinco balas pueden encontrarse con producto o vacías de acuerdo a la programación del día. Cada bala cuenta con válvulas motorizadas en todas sus entradas y salidas para permitir una operación en automático y así cumplir con la filosofía de operación. La bala que recibe el producto es aislada y el producto almacenado sometido a control de calidad para aprobación o rechazo.

El sistema de almacenamiento tiene bombas para entregar el LPG producto succionado de la bala con Visto Bueno (Vo.Bo) de control de calidad. Cada bomba tiene una capacidad del 100% de la capacidad diaria. La rata de flujo mínimo es garantizada con una válvula de control de recirculación. En caso de que se requiera desocupar las balas de almacenamiento rápidamente, el sistema está diseñado para operar con bombas trabajando simultáneamente y una quedará de respaldo, al tiempo el sistema no está diseñado hidráulicamente para tal fin. Al producto bombeado se inyecta etilmercaptano en el LPG producto para su trazabilidad y detección de fugas con la unidad paquete de odorización

El sistema de despacho de LPG está constituido esencialmente por las bombas de despacho, el dispositivo de control de flujo, la válvula de control y las líneas para el despacho o recirculación de flujo. Las bombas de exportación de LPG succionan LPG producto de cualquiera de las balas existentes y descargan un flujo el cual es enviado al sistema de cargue de LPG a carro tanques (despacho). El GLP también puede ser transportado vía marítima por buques, el proceso de licuado permite retirar el oxígeno, dióxido de carbono, el azufre y el agua. Para su transporte requiere barcos con facilidades para llevarlo presurizado a baja temperatura y con terminales de regasificación para su entrega final a los consumidores.

### **2.5.1. ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE CALIDAD**

NORMA

Internacional: ISO 9162

USA: GPA 2140-921

Colombia: NTC 2303

Tabla 4. Especificaciones del LPG

**GPA Liquefied Petroleum Gas Specifications**  
(This Table Extracted From GPA Standard 2140-92)

Product Characteristics	Product Designation				Test Methods
	Commercial Propane	Commercial Butane	Commercial B-P Mixtures	Propane HD-5	
Composition	Predominantly propane and/or propylene.	Predominantly butanes and/or butylenes.	Predominantly mixtures of butanes and/or butylenes with propane and/or propylene.	not less than 90 liquid volume percent propane; not more than 5 liquid volume percent propylene.	ASTM D-2163-87
Vapor pressure at 100°F, psig, max. at 37.8°C, kPa (ga), max.	208 1434	70 483	208 1434	208 1434	ASTM D-1267-89
Volatile residue: temperature at 95% evaporation, °F, max. or °C, max. butane and heavier, liquid volume percent max. pentane and heavier, liquid volume percent max.	-37 -38.3 2.5 —	36 2.2 — 2.0	36 2.2 — 2.0	-37 -38.3 2.5 —	ASTM D-1837-86 ASTM D-2163-87 ASTM D-2163-87
Residual matter: residue on evaporation of 100 cm <sup>3</sup> , max. oil stain observation	0.05 cm <sup>3</sup> pass (1)	— —	— —	0.05 cm <sup>3</sup> pass (1)	ASTM D-2158-89 ASTM D-2158-89
Corrosion, copper strip, mx.	No. 1	No. 1	No. 1	No. 1	ASTM D-1838-89 (Note A)
Total sulfur, mg/kg	185	140	140	123	ASTM D-2784-89
Moisture content	pass	—	—	pass	GPA Propane Dryness Test (Cobalt Bromide) or D-2713-86
Free water content	—	none	none	—	—
(1) An acceptable product shall not yield a persistent oil ring when 0.3 cm <sup>3</sup> of solvent residue mixture is added to a filter paper in 0.1 increments and examined in daylight after 2 minutes as described in ASTM D-2158.					+
NOTE A: "This method may not accurately determine the corrosivity of the liquefied petroleum gas if the sample contains corrosion inhibitors or other chemicals which diminish the corrosivity of the sample to the copper strip. Therefore, the addition of such compounds for the sole purpose of biasing the test is prohibited."					

Fuente: (Norma técnica Colombiana NTC 2303 1998/10/28 Extraído el veinticinco de Marzo del 2013 desde <http://www.gascaqueta.com.co/archivos/archivos/NORMAS%20GLP/NORMAS/NTC2303.pdf>)

### **2.5.2.. ANALISIS**

- HUMEDAD: Evitar formación de hidratos
- PRESIÓN DE VAPOR: Transporte y Gasodomésticos
- CONTENIDO DE AZUFRE: Corrosión
- RESIDUOS VOLATIL Y NO VOLATIL: Pureza
- ODORIZACIÓN: Detección de fugas

### **2.5.3. HISTORIA DEL LPG EN COLOMBIA**

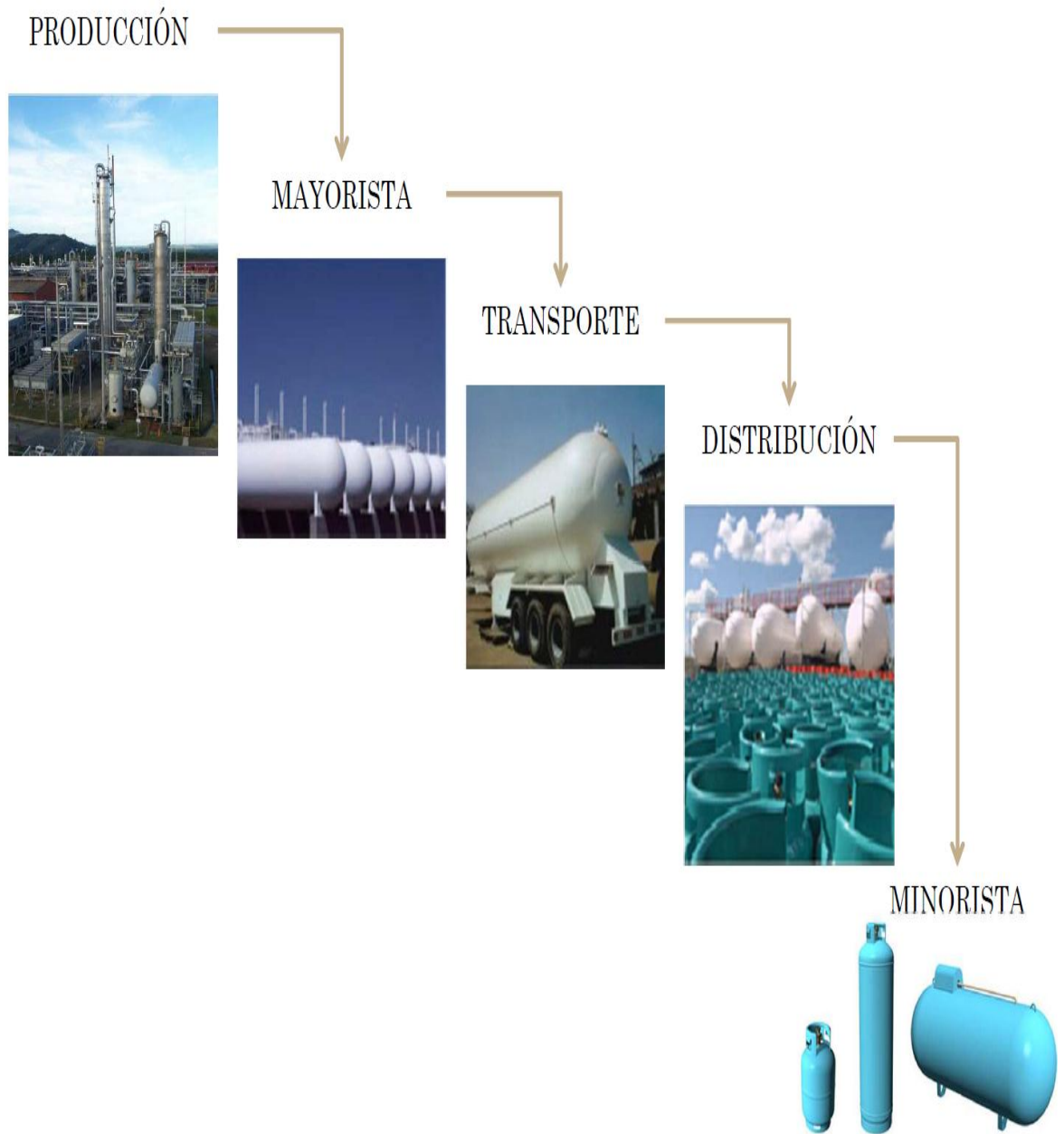
La industria del LPG en Colombia comenzó a finales de los años 60 en las refinerías de Tibú y Barrancabermeja. Por su bajo costo y fácil transporte en menos de 20 años se convirtió en el combustible domestico preferido, lo que llevo a ampliar las refinerías en 1968 y 1980, este incremento de producción fue insuficiente obligando al gobierno a adoptar un “sistema de cupos” con el cual se asignaba a un distribuidor un volumen mensual y una zona exclusiva para su distribución.

Con el paso de los años el LPG siguió posicionándose y el gobierno nacional quiso impulsar esta industria con el plan de masificación del gas en las ciudades y las zonas rurales, en 1991 se hicieron cambios a las políticas del estado en materia de combustibles gaseosos, que se impulsaron con la nueva constitución. Los cambios se concretaron a través de la liberación de las áreas exclusivas de distribución, la eliminación de cupos, y la expedición de la ley 142 de 1994.

El consumo se incrementó paulatinamente hasta el año 2000; sin embargo un año después la demanda disminuyo entre otras cosas por el aumento del precio y la masificación del gas natural. En el año 2008 la CREG presentó el nuevo esquema de comercialización de LPG con el cual se buscó mejorar la prestación del servicio y brindar mayor seguridad.

### 2.5.4. CADENA DEL LPG, EN COLOMBIA

Figura 3. Cadena de distribución del GLP.



Fuente: (Manual producción, almacenamiento y manejo de GLP)

## 2.5.5. ENTES REGULATORIOS

Figura 4. Entes regulatorios



Fuente: (Comisión de Regulación de Energía y Gas CREG extraído el 30 de Marzo del 2013 desde [http://www.creg.gov.co/html/i\\_portals/index.php?p\\_origin=internal&p\\_name=content&p\\_id=MI-153&p\\_options=](http://www.creg.gov.co/html/i_portals/index.php?p_origin=internal&p_name=content&p_id=MI-153&p_options=))

### **3. DESCRIPCION Y CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LA PLANTA DE PROCESO DE GAS Y LPG**

El gas producido en el campo es procesado para alcanzar los requerimientos de calidad que se exigen en el reglamento único de transporte (RUT) y comercialización, así como la estabilización de condensados y obtención de LPG dentro de los parámetros de calidad para venta y seguridad del proceso.

Se tienen dos unidades endulzamiento con Amina para el tratamiento de producción de gas con calidad de venta, que cumple todos los requisitos exigidos por el RUT (Reglamento Único de Transporte), ver Anexo A. Las Plantas de gas básicamente realizan el control de punto de rocío de hidrocarburos (HC Dew Point Control), utilizando tecnologías de procesamiento diferentes; la Planta de Gas de ECP (SGP20) tiene una capacidad de producción de hasta 20 MMSCFD de gas con una especificación de Dew Point: utiliza un sistema de refrigeración para lograr dicha especificación en el gas tratado, la Planta de Gas de JT (SGP68) posee una capacidad de hasta 70 MMSCFD de gas se basa en un proceso de Joule Thomson para lograr la especificación establecida y tres turboexpander que son de turbina con flujo centrífugo, a través de la cual el gas a alta presión es expandido para producir trabajo en un compresor que realizan en control de punto de rocío de hidrocarburos con una capacidad de 70 MMSCFD. Producción de LPG es almacenada en balas y enviado a la zona de despacho para el llenado de camiones cisternas.

#### **3.1. TRATAMIENTO DE GAS**

El gas del CPF de Cusiana tiene dos tipos de tratamiento según sea su destino; después que sale del tren de separadores y es llevado hacia las vasijas de succión de cada tren, el 70% se usa para re-inyección al yacimiento y una parte de este para generación de energía, y el 30% restante se lleva a venta ya sea hacia Estación Porvenir o hacia Apiay.

El 70% usado en re-inyección, después de salir del tren de separación se enfría por medio de intercambiador de calor y posteriormente se lleva a su tratamiento en un sistema de Trietilenglicol. El gas sale de ese sistema a una presión aproximada de 480 – 500 psig y de allí hacia las turbinas de media y alta presión.

El 30% usado para venta, después de salir de las vasijas de succión de cada tren de separación, se lleva hacia el endulzamiento. Posterior a esto se envía hacia las contactoras de Trietilenglicol de

donde sale a una presión aproximada de 480 – 500 psig, se lleva hacia turbina de media presión que sube la presión a 1700 psig y luego al procesamiento del gas. Este consiste en la recuperación de Líquidos del Gas Natural (LGN) en las unidades Dew Point, Turboexpander, sistema Joule Thomson, y la estabilización de condensados.

Endulzamiento: El gas que se produce en campo Cusiana tiene asociados componentes ácidos como CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S, los cuales causan una serie de situaciones poco deseables en los procesos industriales, tales como la corrosión en líneas de flujo y equipos, contaminación ambiental, espumas, entre otros. El endulzamiento se encarga de retirar estos gases (por debajo de 4 ppm para H<sub>2</sub>S y 2 % de volumen para el CO<sub>2</sub>) por medio de un proceso con solventes químicos; los ácidos del gas natural reaccionan químicamente con un componente activo como es el caso de las aminas, ya que la amina presenta gran afinidad con estos ácidos. Este proceso se divide en dos grupos, el tratamiento del gas como tal y la regeneración de la amina.

Contactora De Amina - Gas: Inicialmente el gas de alimento entra a un separador scrubber para retirar contaminantes tales como hidrocarburos pesados, agua líquida y partículas sólidas. Posteriormente pasa hacia el corazón del tratamiento del gas, la torre contactora de platos, donde va pasar a contra corriente la amina pobre que baja desde el tope de la torre y el gas ácido que sube desde el fondo; para que la torre trabaje eficientemente debe operar a bajas temperaturas y altas presiones. El gas dulce sale hacia la unidad de deshidratación para retirar el vapor de agua, y la amina rica se lleva hacia la unidad de regeneración.

Regeneración de Amina: Para poder recircular la amina, se lleva a cabo la regeneración de rica a pobre, esto por medio de diferentes equipos tales como Flash Tank, Intercambiador de Calor, Filtros Mecánicos y de Carbón Activado, Rehervidor, Torre de Regeneración, Acumulador de Reflujo, Desgasificador, Tanque Mezclador y Enfriador. Para poder separar los ácidos de la solución acuosa de amina, el principio de trabajo son las altas temperaturas y bajas presiones, gracias a esto se logra retirar de la corriente de amina no solo los ácidos, sino cualquier corte de gas natural que se haya podido diluir además de los sólidos que se encuentren en suspensión.

### **3.2. PROCESAMIENTO DE GAS**

Dew Point - Recobro de Líquidos del Gas Natural (LGN): La remoción de componentes pesados de hidrocarburos como productos líquidos, es lograda por el incremento de la presión y reducción de la temperatura en los tres sistemas Dew Point existentes. Los componentes retirados son todos los más pesados que el metano (etano, propano, butano, entre otros).

Esto se hace con el objetivo de disminuir el poder calorífico para cumplir las especificaciones de calidad del RUT, bajar el punto de rocío para evitar la condensación de líquidos en las tuberías, y además, aprovechar los procesos y recobrar hidrocarburos líquidos para su posterior procesamiento y comercialización, tal como el LPG.

El método para el recobro de LGN en el CPF de Cusiana, es un proceso de refrigeración mediante un esquema Turboexpander (Expansor – Compresor). El Turboexpander es una turbina de flujo centrífugo, a través de la cual el gas a alta presión es expandido para producir trabajo en un compresor.

El proceso llevado a cabo en este sistema empieza con el enfriamiento del gas rico a través de un intercambiador de calor gas-gas. Posteriormente la corriente de gas parcialmente condensada entra a una vasija de succión del expansor, el fluido a alta presión es expandido para producir trabajo en el compresor, y es llevada hacia un separador de baja temperatura. En este separador frío los gases liberados ayudan al intercambiador gas-gas y los líquidos se envían al intercambiador gas-líquido.

Finalmente, el gas pobre y los componentes más livianos retirados del intercambiador gas-gas, se llevan hacia el compresor del arreglo del Turboexpansor, para luego ser enviado al medidor del gas de venta. Los líquidos recuperados en el intercambiador gas-líquido (etano y componentes más pesados), se llevan hacia el cabezal de recolección de condensados hacia la planta de Gas Licuado de Petróleo.

### **3.3. MODOS DE OPERACIÓN PLANTA LPG**

En el CPF Cusiana, la planta de LPG tiene como objetivo recuperarlo principalmente operando bajo el esquema de “Producción LPG” o alternativamente, recuperando la mayor cantidad de condensado estabilizado NGL operando bajo el esquema de “Producción de condensados estabilizados”, en ambos casos, procesando todas las corrientes de las unidades de tratamiento de gas mediante un proceso de separación física por destilación. La capacidad de diseño es de 6500 BPD.

El gas natural está constituido por una mezcla de hidrocarburos como el metano, etano, propano, butano y fracciones de hidrocarburos más pesados. En la primera fase de procesamiento del gas natural, se retira prácticamente todo el metano, y el etano se recupera siguiendo alguno de los tres métodos: Expansión Joule – Thompson (JT); Turboexpander; Refrigeración Mecánica

Antes de fraccionar el gas hay que someterlo a una remoción de sus contaminantes más importantes como los componentes ácidos (Endulzamiento) y agua (Deshidratación), estos procesos de recuperación de NGL usan una columna de fraccionamiento. Si la corriente de NGL es una corriente rica en etano se usa la torre Deetanizadora lo que produce una corriente de fondo donde se obtiene el producto especificado y la corriente de cima la cual es reciclada al proceso o extraída como gas residual producto. El producto de fondo es enviado a la torre Debutanizadora en la cual se obtiene LPG por la cima y NGL por el fondo.

La torre Deetanizadora CT-84101 se usa para retirar la máxima cantidad de etano y producir una corriente de fondo con la mínima cantidad posible, en este caso usa 25 platos de válvulas, de los cuales del 1 al 9 están en la zona de adsorción donde se recupera el etano, y del 11 al 25 en la zona de despojo donde se reduce el contenido de etano en el producto de fondo que va como alimento a la torre Debutanizadora. La Deetanizadora opera con una corriente de reciclo, la cual corresponde a una fracción de fondo de la torre Debutanizadora para alimentar la torre Deetanizadora en el plato 1. El líquido de fondo de la columna Deetanizadora contiene esencialmente propanos, butanos e hidrocarburos más pesados, Para producir LPG (principalmente C3 y C4) se requiere de una torre Debutanizadora CT-84102, la cual tiene instalados 35 platos, de los cuales 15 están en la zona de rectificación y 20 en la zona de despojo, y tiene como objetivo el fraccionamiento de esta nueva corriente para producir por la cima gas pesado que luego de condensado corresponde al LPG y el líquido de fondo que es condensado estabilizado (NGL).

El líquido condensado se acumula en el tambor de cima V-84102, es bombeado a las balsas de almacenamiento de LPG a 200 psig y 100 °F. Y una corriente va como reflujo a la CT-84101 a 216 psig y 110 °F.

La planta está diseñada para operar bajo dos esquemas de operación según el producto que se requiera:

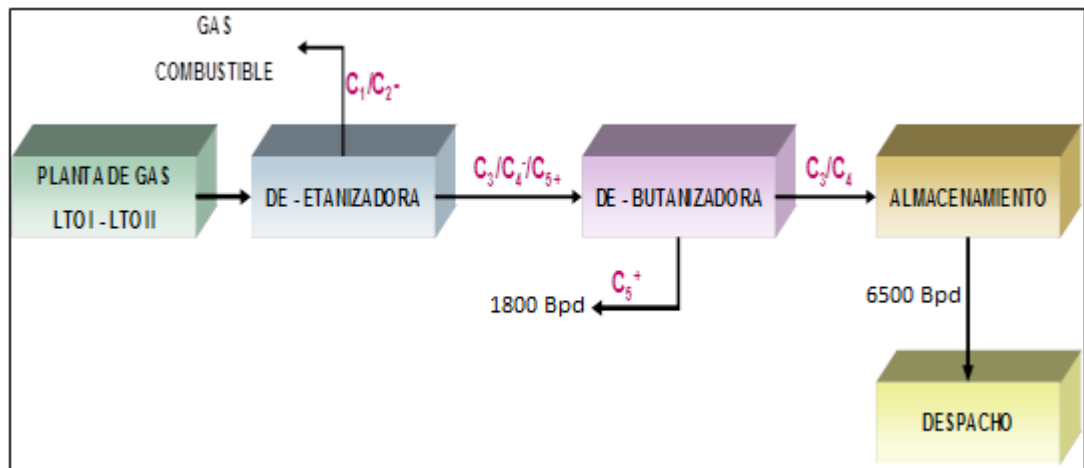
### **3.3.1. Operación LPG**

Este es el esquema de operación normal que se planea tener en la planta. En este caso opera con la torre CT-84101 como Deetanizadora, y la torre CT-84102 como Debutanizadora, de esta última se obtiene el LPG de la cima y el NGL de fondos.

### 3.3.2. Operación condensados estabilizados (NGL)

La producción de condensados estabilizados NGL es una alternativa que puede ser requerida cuando se presentan problemas de almacenamiento de LPG debido a problemas de retiro o de demanda. La planta tiene la posibilidad de operar en modo de estabilización de condensados utilizando las dos torres.

Figura 5. Diagrama General de Proceso de la Planta de Recuperación de LPG



Fuente: Licencia Ambiental del Ministerio de Ambiente para la ampliación de la Planta de Gas Venta LTO II y la Instalación de una Planta de Recuperación de GLP en la CPF-Cusiana. Año 2008.

#### 4. SIMULACIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN EN EL CPF CUSIANA

Se realiza el modelamiento de las unidades de producción del CPF Cusiana considerando dos escenarios principalmente, el primero para las condiciones actuales, el cual se considera como el punto de partida para plantear las opciones de mejora, y el segundo en la cual se consideran las opciones de mejora.

El modelamiento se realiza empleando la herramienta HYSYS de Aspen Tech. De acuerdo con las operaciones y unidades de procesamiento del CPF Cusiana, se utilizará la ecuación de estado de Peng Robinson, la cual predice de forma aproximada las propiedades termodinámicas de las diferentes corrientes.

La caracterización de las corrientes se realiza con base en los fluidos de entrada a la planta (crudo y gas ingresando en los slug catcher), y se realiza ajuste fino de la composición del gas entrando en la planta considerando la caracterización continua que se realiza en el scrubber de entrada a la planta de amina.

En la Tabla 5, se presentan las fracciones volumétricas y las temperaturas de ebullición del crudo Cusiana consideradas para la caracterización del crudo, y en la Tabla 7, la composición de gas utilizada en la entrada de la planta, la cual fue ajustada considerando la cromatografía del gas agrio que ingresa a las unidades de endulzamiento (Tabla 8).

**Tabla 5. Assay tipo ASTM D86, crudo cusiana**

<b>Cortes</b>	<b>Temperatura</b>
<b>% Vol</b>	<b>°F</b>
5.0	224.0
10.0	266.0
20.0	326.0
30.0	404.0
40.0	478.0
50.0	598.0
60.0	672.0
70.0	690.0
80.0	708.0

Fuente: Autores

Adicionalmente a la curva de destilación de la Tabla 5, para complementar la caracterización del crudo se incluye la gravedad API (38.7) y dos puntos de viscosidad, a 100°F (3.1 cP) y a 122°F (2.3 cP).

Con base en el Assay del crudo Cusiana, se genera una serie de compuestos hipotéticos basados en rangos de puntos de ebullición. En la Tabla 6 se presenta un resumen con las propiedades de los compuestos hipotéticos.

**Tabla 6. Propiedades físicas de los compuestos hipotéticos.**

Nom. Comp.	NBP (°F)	Mole Wt.	$\rho$ (lb/ft <sup>3</sup> )	$\mu$ (cP)	$\mu$ (cP)
NBP_13	12.66	53.08	40.58	0.15	0.09
NBP_38	37.53	55.15	40.92	0.19	0.10
NBP_62	62.30	57.40	41.29	0.23	0.12
NBP_89	88.72	62.42	42.03	0.27	0.14
NBP_114	113.73	69.17	42.94	0.31	0.16
NBP_139	138.95	76.43	43.73	0.33	0.18
NBP_163	162.94	83.02	44.37	0.31	0.19
NBP_187	187.42	91.56	45.15	0.34	0.21
NBP_216	216.08	99.20	45.77	0.39	0.23
NBP_238	237.73	106.54	46.31	0.44	0.25
NBP_264	263.71	112.80	46.76	0.48	0.28
NBP_288	287.85	120.93	47.32	0.55	0.31
NBP_312	312.37	128.63	47.81	0.62	0.34
NBP_338	337.89	136.95	48.31	0.70	0.38
NBP_363	362.95	145.84	48.80	0.81	0.42
NBP_388	388.40	155.83	49.32	0.95	0.47
NBP_413	412.89	166.26	49.82	1.11	0.53
NBP_438	437.83	176.55	50.28	1.31	0.59
NBP_462	462.06	186.83	50.71	1.52	0.66
NBP_488	487.58	197.30	51.12	1.78	0.73
NBP_513	513.00	208.58	51.54	2.10	0.82
NBP_538	538.05	221.26	51.98	2.52	0.93
NBP_563	563.02	234.67	52.42	3.05	1.06
NBP_588	588.33	249.00	52.86	3.75	1.21
NBP_614	613.56	264.74	53.32	4.70	1.40
NBP_639	638.63	281.28	53.78	6.00	1.64
NBP_663	663.15	297.23	54.22	7.65	1.91
NBP_692	691.61	317.30	54.75	10.60	2.33

Nom. Comp.	NBP (°F)	Mole Wt.	$\rho$ (lb/ft <sup>3</sup> )	$\mu$ (cP)	$\mu$ (cP)
NBP_713	713.10	332.24	55.16	13.82	2.73
NBP_737	736.91	344.53	55.50	17.62	3.15
NBP_762	761.76	362.81	55.89	23.55	3.73
NBP_785	785.13	380.47	56.23	31.00	4.36
NBP_823	822.82	405.61	56.72	47.45	5.53

Fuente: Autores

**Tabla 7. Caracterización corriente de entrada a la planta (ajustada con la composición del gas agrio en la entrada de la unidad de endulzamiento)**

Componente	Fracción molar
O <sub>2</sub>	0
eN <sub>2</sub>	0.0032
CO <sub>2</sub>	0.0555
C <sub>1</sub>	0.7254
C <sub>2</sub>	0.1079
C <sub>3</sub>	0.0665
i-C <sub>4</sub>	0.0153
n-C <sub>4</sub>	0.0186
i-C <sub>5</sub>	0.0042
n-C <sub>5</sub>	0.0028
n-C <sub>6</sub>	0.0008

Fuente: Autores

Como se comentó previamente, se ajusta la composición de gas entrando a la planta considerando la cromatografía del gas agrio realizada en la entrada a la unidad de endulzamiento.

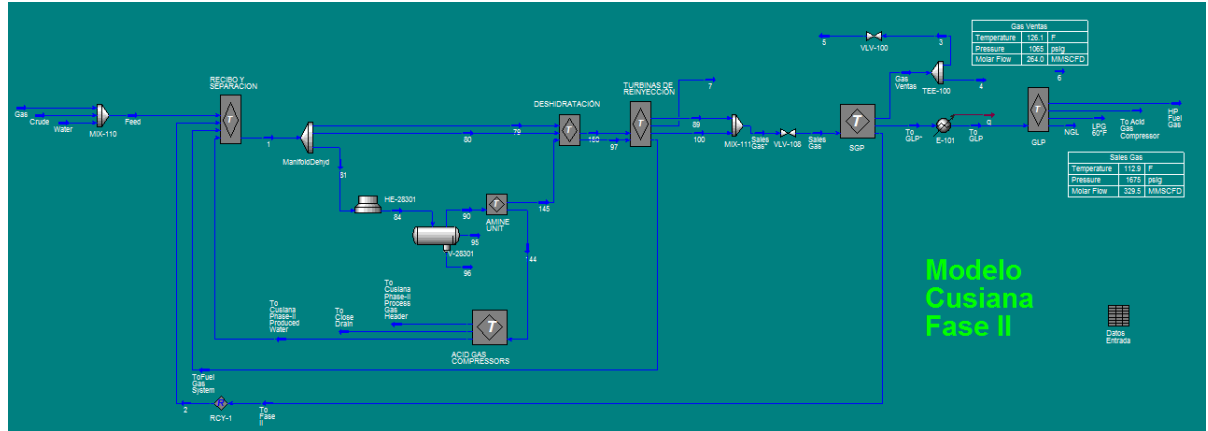
**Tabla 8. Cromatografía gas agrio 16 de enero de 2013**

Componente	Fracción molar
N2	0.322
CO2	5.841
CH4	72.137
C2H6	10.869
C3H8	6.741
iC4H10	1.539
nC4H10	1.843
iC5H12	0.395
nC5H12	0.254
C6+	0.057

Fuente: Autores

Con base en la caracterización de las corrientes se elabora la simulación de las Facilidades de Producción, en la Figura 6 se presenta un esquema general de la simulación.

**Figura 6. Esquema general de simulación de las Facilidades de Producción de Cusiana**



Fuente: Autores

El modelo de simulación cubre las siguientes operaciones:

- Recibo y separación
- Unidad de amina
- Unidad de deshidratación

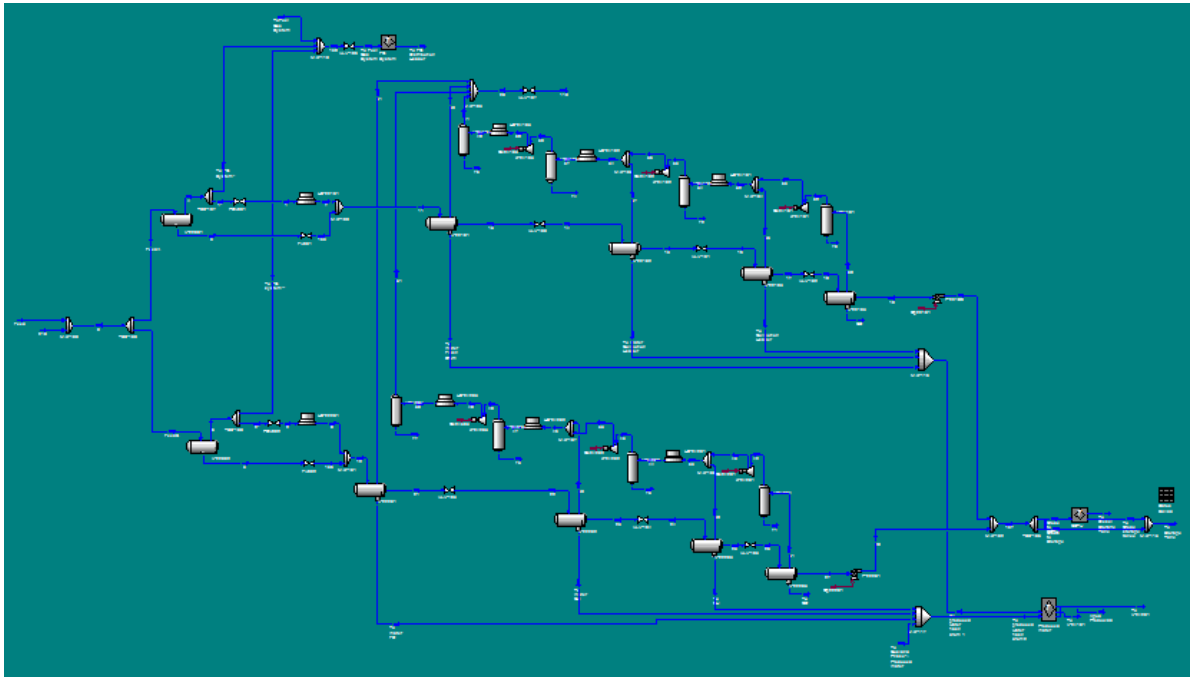
- Compresores de gas ácido
- Turbinas de reinyección
- Plantas de gas ventas
- Planta de LPG

Se presentará cada una de las unidades de producción, pero se realizará énfasis en la Planta de LPG.

#### 4.1. SEPARACIÓN Y ESTABILIZACIÓN DEL CRUDO

El sistema de recibo y estabilización del CPF Cusiana cuenta con separadores tipo slug catcher, aerofriadores, y dos trenes de estabilización compuestos por, separadores de alta presión, separadores de media presión, deshidratadores y separadores de baja presión, un sistema para manejo e inyección de agua producida, y las unidades compresoras para manejo del gas producido en los separadores. En la Figura 7, se presenta el sistema de estabilización de crudo.

**Figura 7. Esquema de simulación del sistema de separación y estabilización de crudo**



Fuente: Autores

Actualmente las facilidades de producción cuentan con dos trenes de estabilización, tren A y B de Fase II. Asociado a la declinación de los pozos productores, la producción de fluidos tiende a disminuir progresivamente por parte del crudo y aumentar por parte del agua, por lo que las facilidades existentes deben ser sometidas a procesos de reingeniería para afrontar las nuevas condiciones.

En la Figura 8, se pueden observar las principales propiedades de la corriente de entrada al sistema de estabilización. Como puede observarse consiste en una corriente multifásica (gas-crudo-agua), con fracción de vapor de 0.73, temperatura de 107,8°F (enfriamiento debido a los aeroenfriadores de la entrada) y presión de 535 psig.

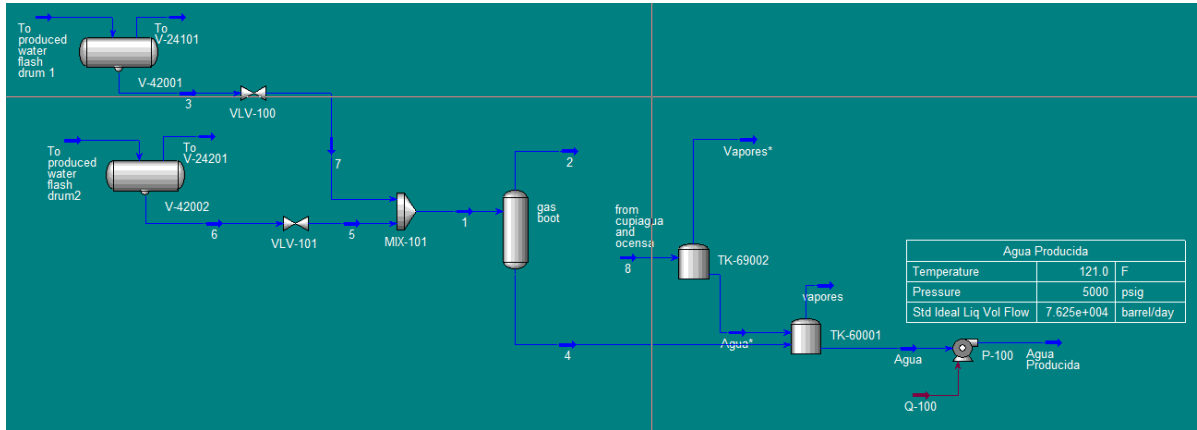
**Figura 8. Principales características de los fluidos ingresando al sistema de estabilización.**

Worksheet	Stream Name	8	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.7308	0.7308	1.054e-002	0.2587
Properties	Temperature [F]	107.8	107.8	107.8	107.8
Composition	Pressure [psig]	535.0	535.0	535.0	535.0
Oil & Gas Feed	Molar Flow [MMSCFD]	1316	961.5	13.87	340.4
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	3.283e+006	2.413e+006	1.969e+005	6.739e+005
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	5.054e+005	4.413e+005	1.783e+004	4.625e+004
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole-F]	-6.383e+004	-4.230e+004	-1.260e+005	-1.221e+005
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	31.96	38.07	52.80	13.86
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-9.222e+009	-4.466e+009	-1.919e+008	-4.565e+009
Normalized Yield:	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	6.925e+005	1.702e+008	1.713e+004	4.546e+004
	Fluid Package	Basis-1			
	Utility Type				

Fuente: Autores

Adicional al sistema de estabilización de crudo, el sistema cuenta con un sistema para el manejo de agua producida, en donde se procesa el agua para ser reinyectada como una estrategia para aumentar el factor de recobro.

**Figura 9. Esquema de simulación del sistema para manejo de agua producida**

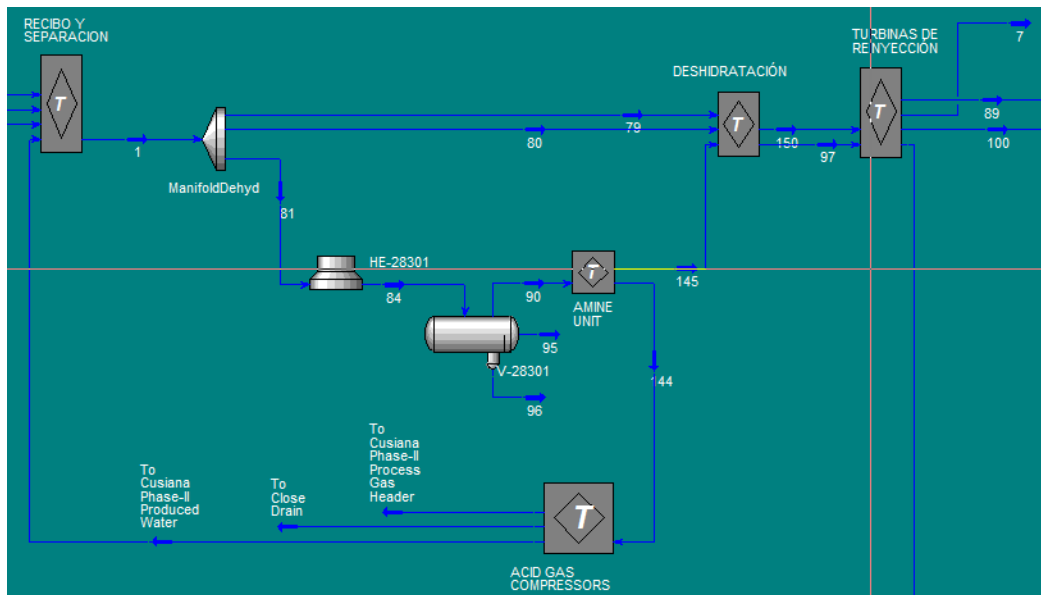


Fuente: Autores

- **MANEJO DE GAS**

El gas separado en el tren de estabilización en su mayoría es reinyectado en la formación para mantener la presión y garantizar un factor de recobro alto, y una parte es enviada a tratamiento para alcanzar las especificaciones mínimas para transporte estipuladas en el RUT.

**Figura 10. Esquema del manejo de gas producido en el CPF Cusiana.**



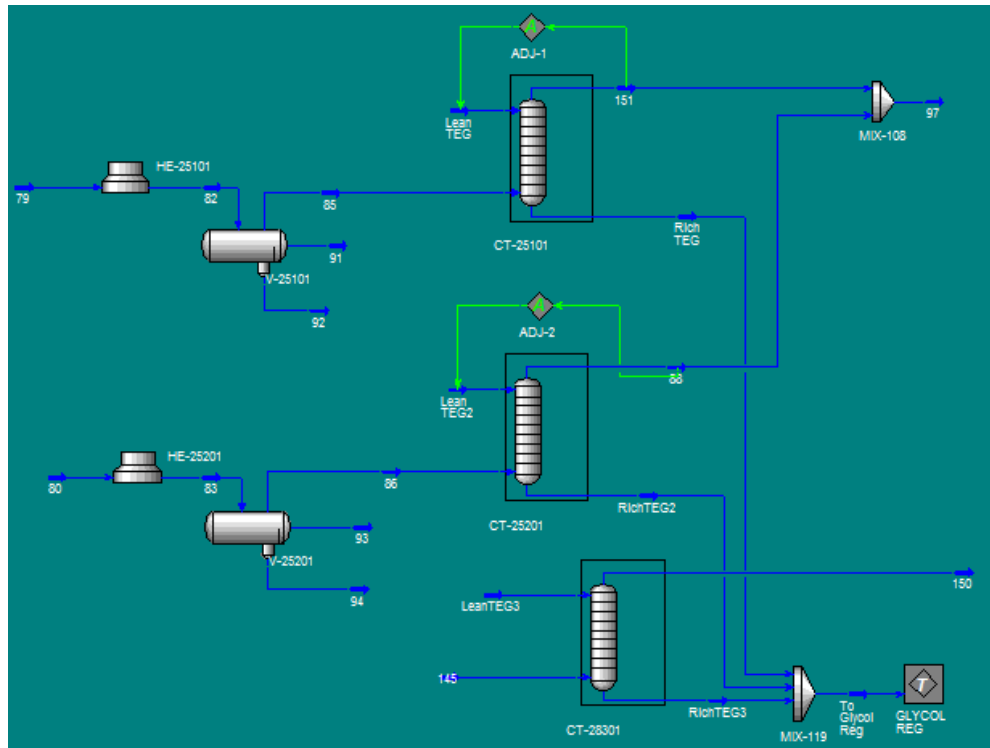
Fuente: Autores

Como se puede observar en la Figura 10, el gas separado en el tren de estabilización es enviado a las etapas posteriores de tratamiento para alcanzar las condiciones tanto de reinyección como de venta. Actualmente existen tres unidades para deshidratación del gas, dos para gas ácido y una para gas dulce, y dos unidades para endulzamiento.

Cerca del 70% del gas producido pasa directamente hacia las unidades de deshidratación y posteriormente a las unidades compresoras, las cuales aumentan la presión desde 500 psig hasta 5200 psig. Este gas es deshidratado para evitar la formación de hidratos en los procesos de despresurización y para reducir los problemas de corrosión en las tuberías de reinyección. En la Figura 11 se visualizan las 3 unidades de deshidratación, mientras que en la Figura 13 se representa el esquema del sistema de regeneración de glicol.

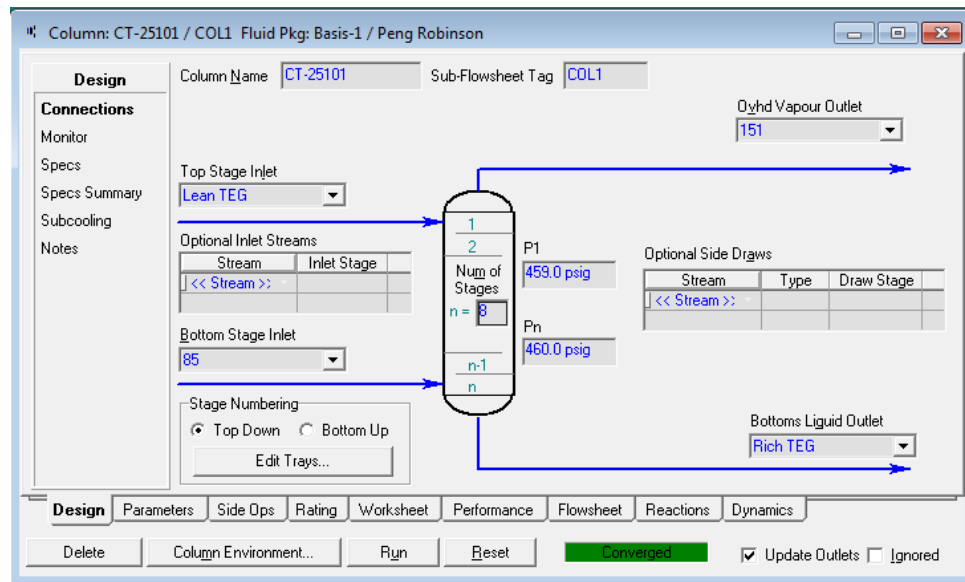
El restante es enviado a las unidades de endulzamiento para remover el CO<sub>2</sub> presente (el gas ácido que ingresa a las unidades de endulzamiento tiene un contenido de CO<sub>2</sub> cercano a los 5.5% en base molar y abandona la unidad de tratamiento con un contenido cercano al 2%). El proceso de endulzamiento está basado en el principio físico de la absorción, y para ello se utiliza una solución acuosa de MDEA (methyl diethanolamine, por su nombre en inglés), por esta razón, como se indica en la Figura 10, primero se endulza y posteriormente pasa a la deshidratación.

**Figura 11. Sistema de deshidratación (unidades CT-25101 y CT-25201 para gas ácido y unidad CT-28301 unidad para gas dulce)**



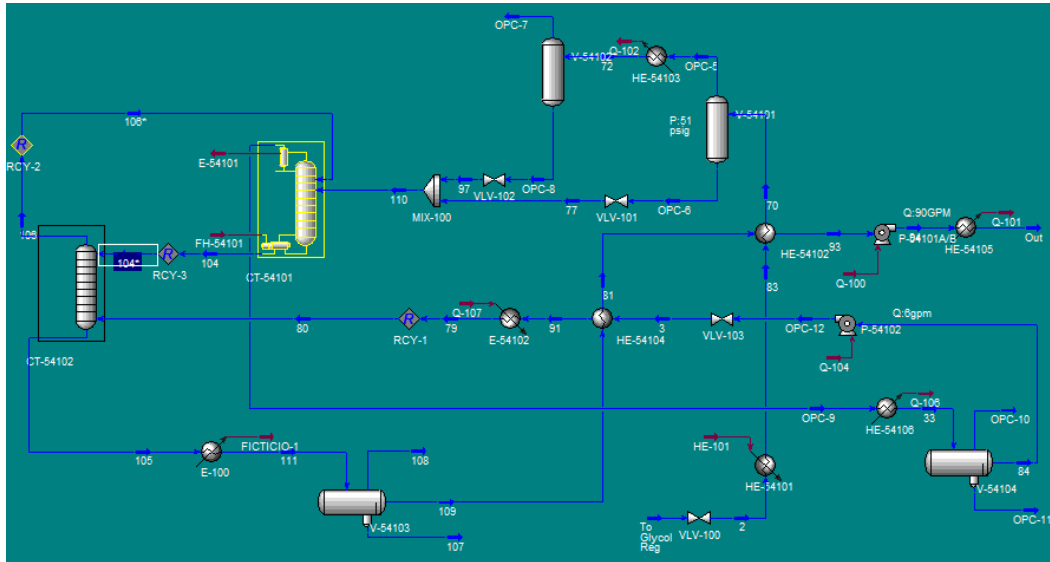
Fuente: Autores

**Figura 12. Deshidratador – columna de contacto gas húmedo – TEG (trietilenglicol)**



Fuente: Autores

**Figura 13. Sistema de regeneración de glicol (sistema Drizo)**

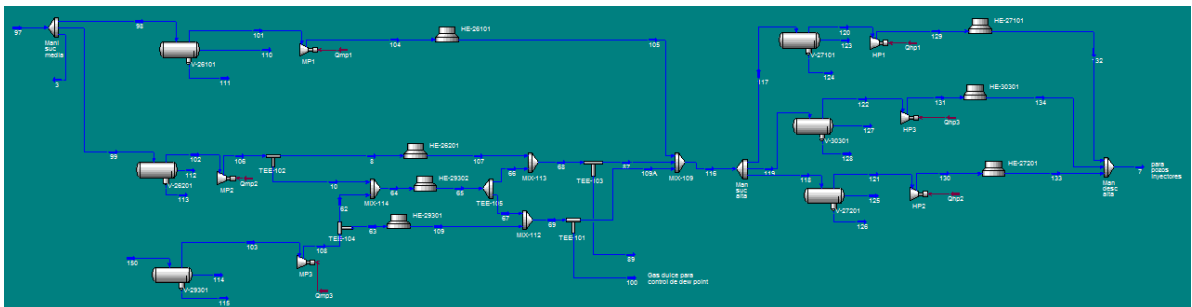


Fuente: Autores

Por último, la parte del gas ácido deshidratado y del gas dulce deshidratado son enviadas hacia las unidades de compresión. El sistema de reinyección está conformado por tres turbinas de media presión y tres turbinas de alta presión como se puede apreciar en la Figura 14, dos para gas ácido y 1 para gas dulce. Dadas las condiciones actuales del campo, operan actualmente las tres turbinas de media presión (descargando en promedio a 1800 psig), y dos turbinas de alta presión.

La turbina de gas dulce recibe gas dulce deshidratado y lo comprime hasta 1800 psig, para posteriormente ser enviado a las unidades de control de punto de rocío.

**Figura 14. Sistema de reinyección, turbinas de media y alta presión**

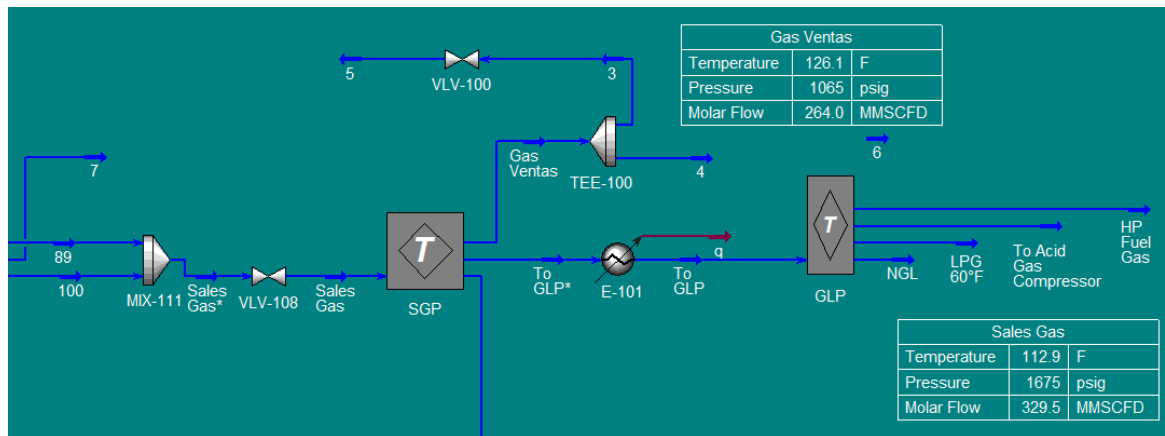


Fuente: Autores

### 4.3. TRATAMIENTO DE GAS VENTAS

El gas dulce, deshidratado y comprimido hasta 1800 psig es enviado a las unidades de control de punto de rocío de hidrocarburo, en donde por medio de unidades turboexpansoras se remueven los componentes pesados del gas (C3+), y se alcanza una cricondenterma de 20°F. Los condensados obtenidos de estas unidades es enviado hacia la planta de LPG para estabilizar los condensados removiendo el exceso de compuestos livianos (metano y etano), y separando el LPG del NGL. En la Figura 15, se representa el esquema de simulación de las plantas de gas ventas (SGP, por sus siglas en ingles) y la interrelación con la planta de LPG.

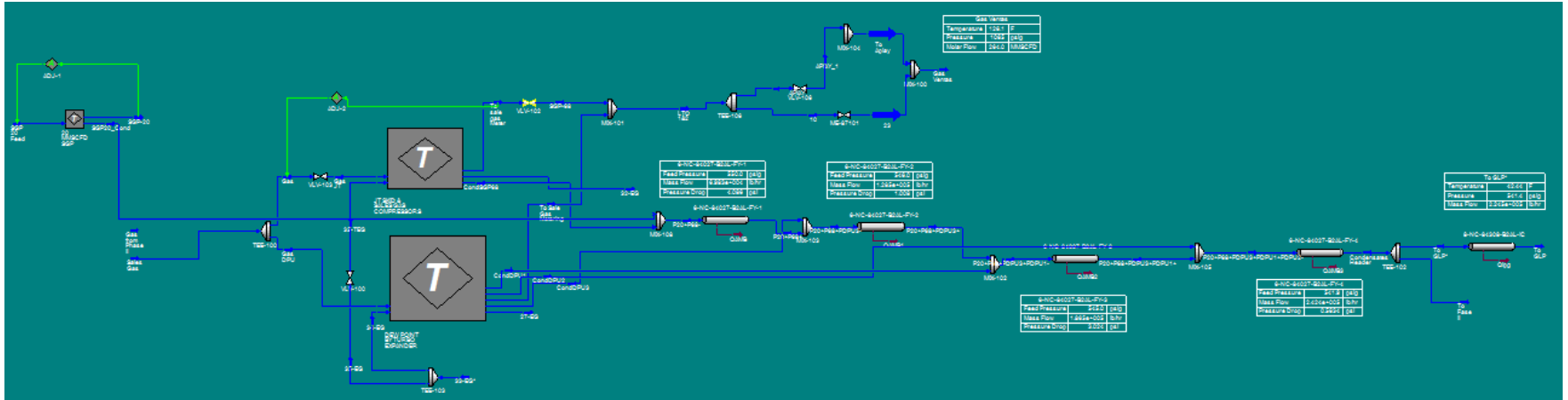
**Figura 15. Esquema de simulación de las plantas de gas (SGP) y de la planta de LPG (liquified petroleum gas)**



Fuente: Autores

En general, el sistema de tratamiento de gas ventas está compuesto por tres plantas principales, una planta de 20 MMscfd bajo el principio de Joule Thompson, una de 68 MMscfd bajo el principio de Joule-Thompson y las unidades Turboexpansoras. En la Figura 16, se puede observar la representación en la simulación de las tres unidades.

Figura 16. Esquema general de las plantas para control de punto de rocío de hidrocarburo del gas venta.

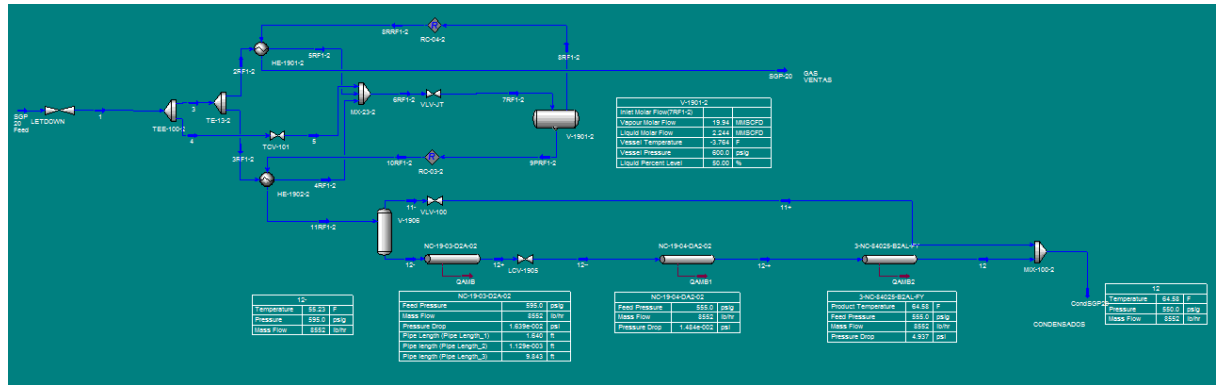


Fuente: Autores

### 4.3.1. Planta de gas ventas de 20 MMscfd

La planta de Gas Ventas de 20 MMscfd recibe gas a 5200 psig, el cual es tomado directamente del cabezal de reinyección y expandido hasta 1700 psig por medio de las válvulas “Led Down”, que están instaladas en la entrada de la planta. Este gas es distribuido entre dos intercambiadores de calor (un gas-gas y un gas-líquido) por medio de un control de temperatura, mediante el cual se garantiza la temperatura de gas que ingresa a la vasija fría. En la vasija fría, se alcanzan temperaturas de hasta 15°F después de expandir la corriente de gas, que abandona los intercambiadores, hasta 1200 psig, los líquidos separados pasan a través del intercambiador gas-líquido y el gas pasará a través del intercambiador gas-gas. En la Figura 17, se presenta el esquema de simulación de la planta de 20 MMscfd.

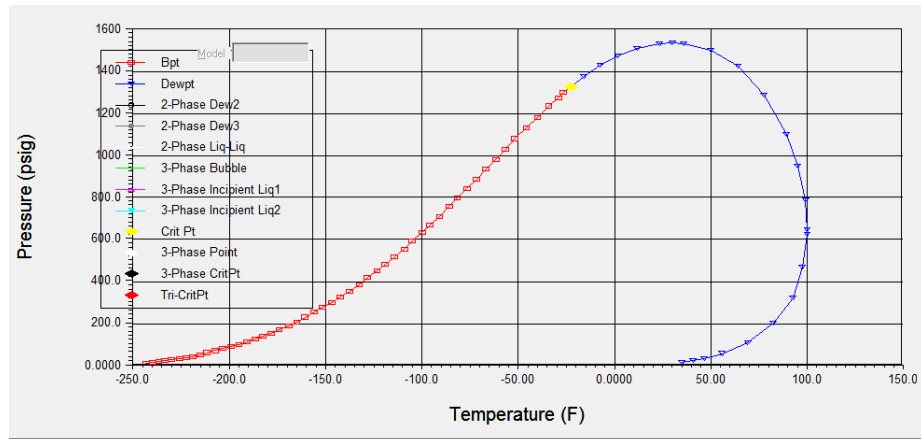
Figura 17. Esquema de simulación planta de 20 MMscfd



Fuente: Autores

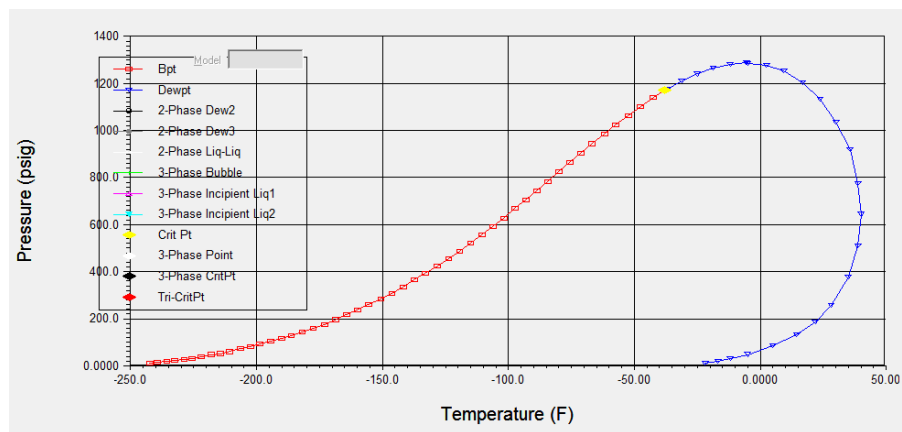
En las Figuras 18 y 19, se presenta la comparación de las envolventes de fases del gas que ingresa a la planta de 20 MMscfd y del gas q abandona la planta.

**Figura 18. Envoltente de fases del gas que ingresa a la planta de 20 MMscfd (efecto Joule Thompson). La cricondenterma del gas es 100°F.**



Fuente: Autores

**Figura 19. Envoltente de fases del gas que abandona la planta de 20 MMscfd (efecto Joule Thompson). La cricondenterma del gas es 40°F.**



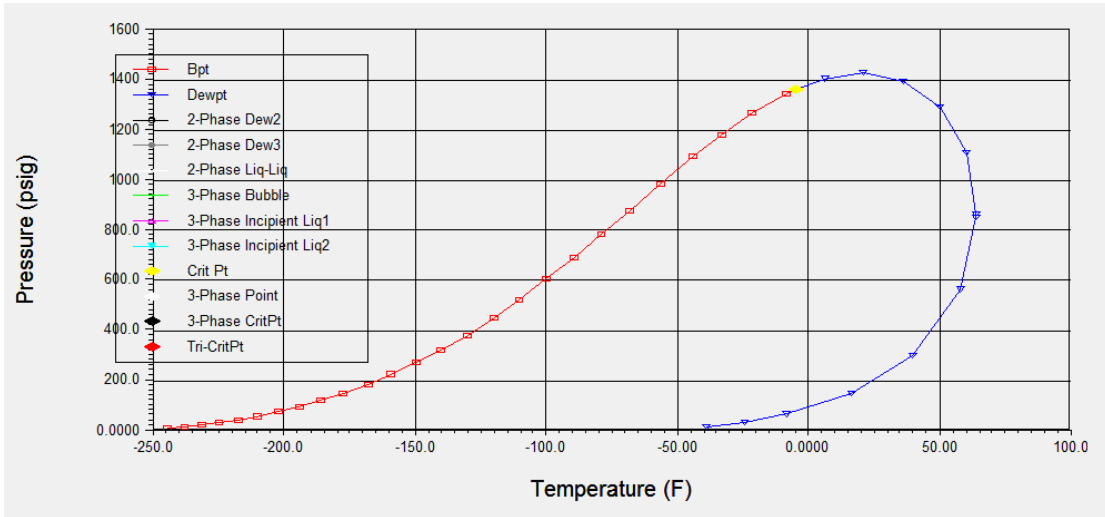
Fuente: Autores

En la figura 20 se aprecia el alto contenido de hidrocarburos líquidos a las condiciones de presión y temperatura que abandonan la planta de 20 MMscfd.



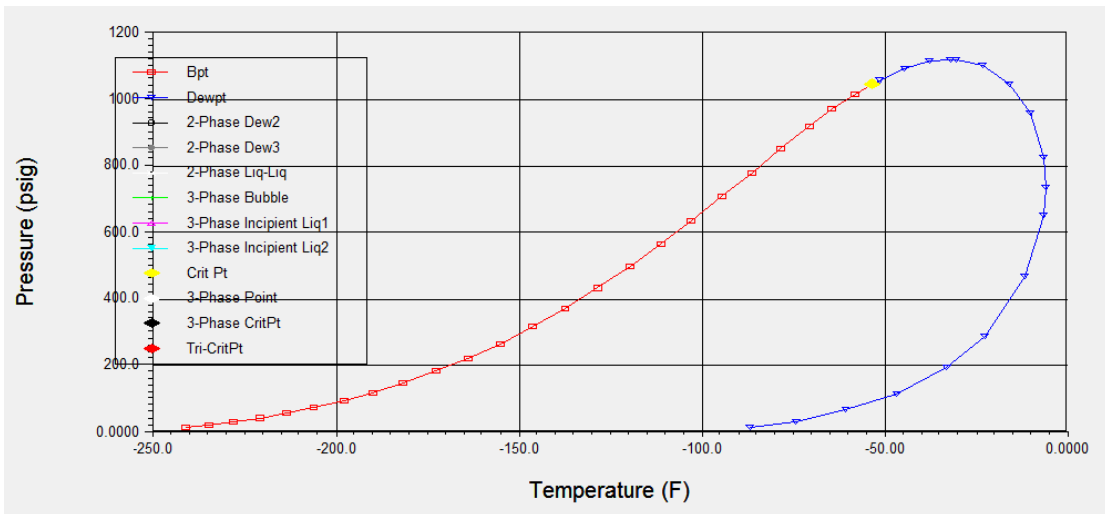
Como se puede apreciar en la envolvente de fases del gas de entrada a la planta y el gas de salida, la remoción de compuestos pesados garantiza que la cricondenterma esté por debajo del valor establecido en el RUT (45°F).

**Figura 22. Envoltura de fases gas de entrada a la planta de 68 MMscfd**



Fuente: Autores

**Figura 23. Envoltura de fases del gas a la salida de la planta de 68 MMscfd**

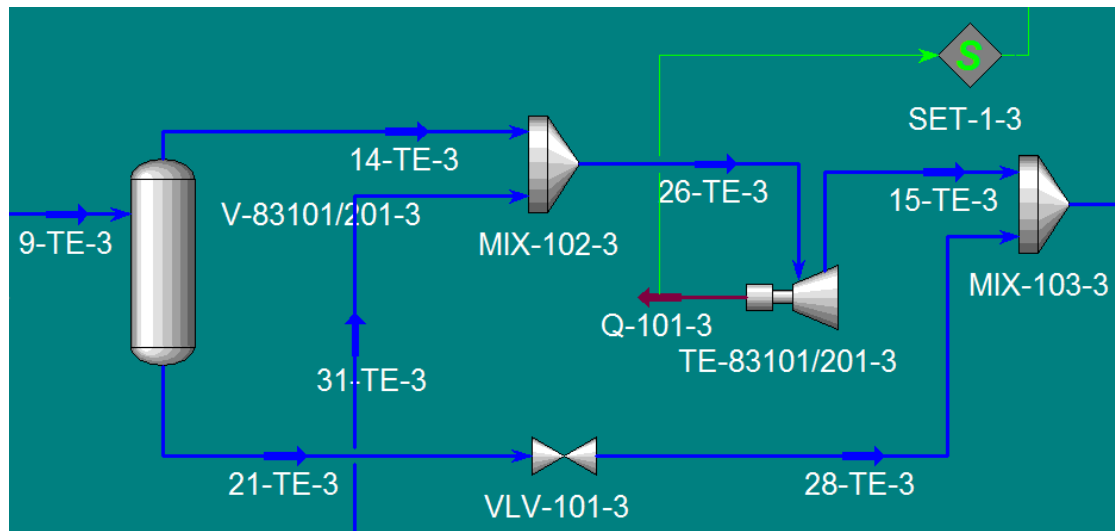


Fuente: Autores



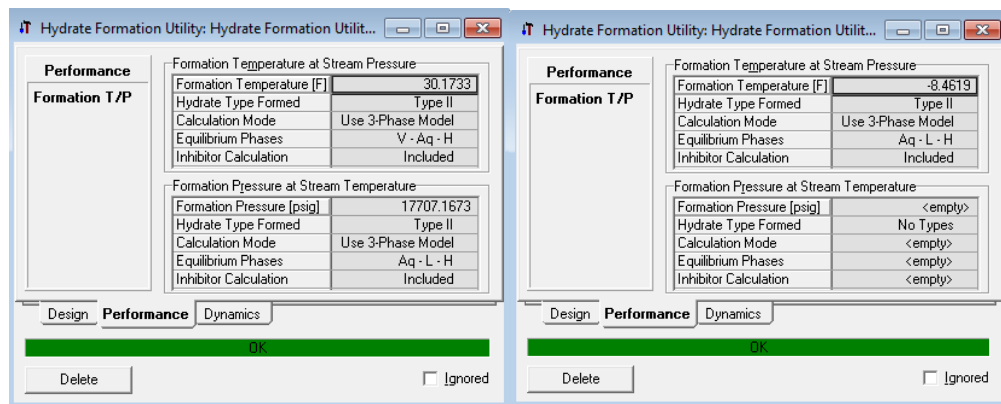
A la corriente de gas que ingresa en la unidad turboexpansora se le debe adicionar una cantidad de monoetilen glicol para reducir la temperatura de formación de hidratos, los cuales, de presentarse pueden ocasionar problemas de flujo en las tuberías, e incluso taponamientos. En la Figura 27, se observa el comportamiento de la temperatura de formación de hidratos por la adición de monoetilenglicol a la corriente de succión del expansor, el cual recibe una corriente con 1660 psig de presión y 47.25°F de temperatura y entrega una corriente con una fracción de vapor de 0.8 a 850 psig y -2,7°F.

**Figura 26. Esquema de adición de monoetilenglicol en la succión del turboexpander**



Fuente: Autores

**Figura 27. Variación en la temperatura de formación de hidratos por la adición de MEG.**



Fuente: Autores

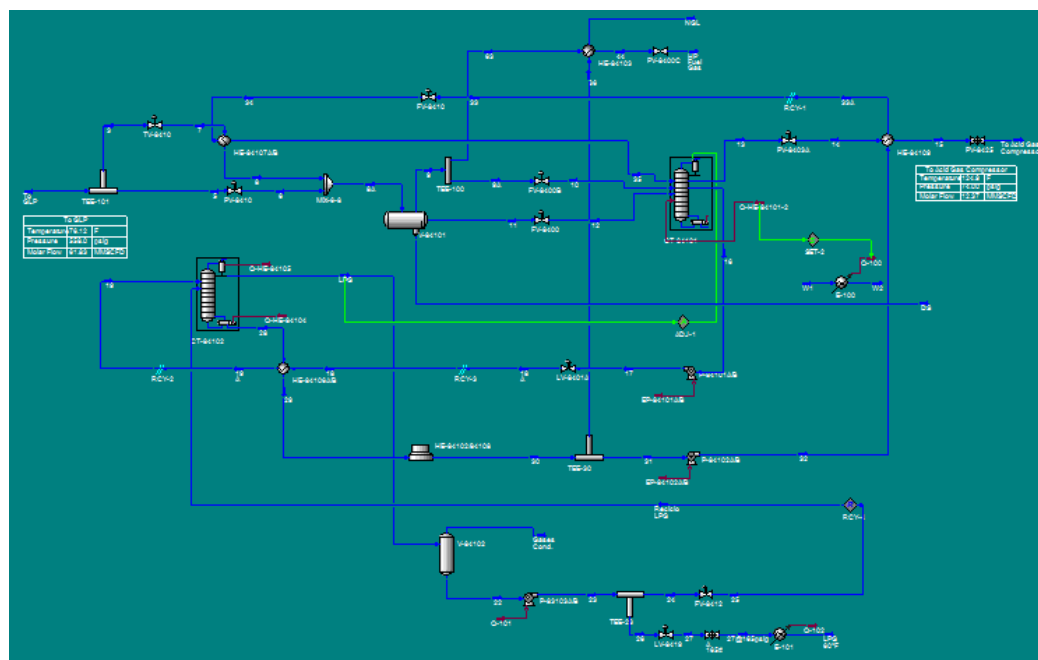
El gas separado en la vasija fría es calentado y enviado hacia la unidad compresora para alcanzar los 1200 psig requeridos para ingresar al sistema de transporte de gas natural, como se observa en la Figura 20. La corriente de condensados es separada los hidrocarburos son enviados hacia el cabezal de condensados, y la solución acuosa de MEG es enviada a las unidades de regeneración.

#### 4.4. PRODUCCIÓN LPG

Los condensados obtenidos en las diferentes unidades de control de punto de rocío de hidrocarburo son colectados en un cabezal común, del cual se alimenta la planta de LPG, y en caso de sobrepresión se recircula parte de los condensados hacia el slug catcher para mantener la presión en el cabezal.

La planta de LPG del CPF Cusiana está conformada por un separador de entrada o flash vessel, una unidad deetanzadora, por una unidad debutanzadora, y por las unidades periféricas (bombas, intercambiadores de calor, entre otros)

Figura 28. Esquema planta de LPG



Fuente: Autores

La corriente bifásica que ingresa a la vasija fría (separador horizontal) se caracteriza por su alto contenido de C3+, como se puede ver en la Figura 29, el contenido de estos componentes es del orden del 47%, correspondiente a 16210 bpd de 34660 bpd de condensados no estabilizados.

La corriente de condensados no estabilizados ingresa a esta vasija con 305 psig de presión y 50-55 °F y una fracción de vapor de 0.67. En la corriente de salida de gases se observa una considerable pérdida de los C3+, la cual alcanza un 30% (5190 bpd) de la corriente de alimento.

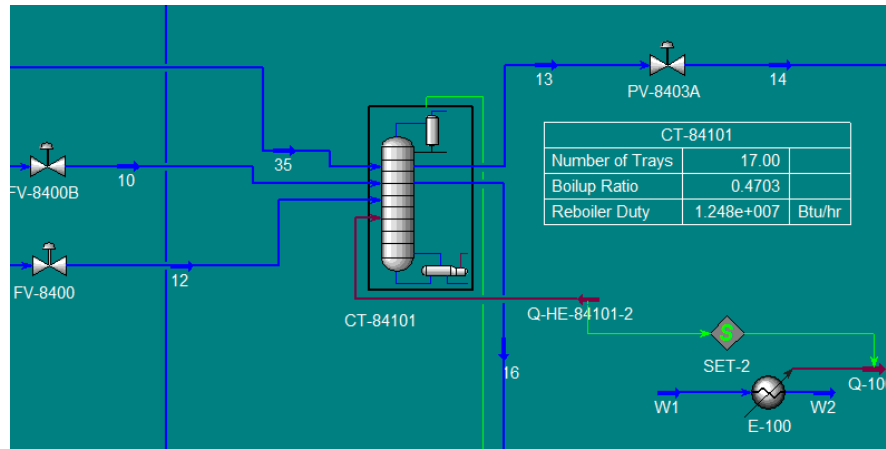
**Figura 29. Composición corriente de entrada a la planta de LPG**

Worksheet		LiqVol Flows
H2S		0.0000
CO2		519.8
Oxygen		0.0000
Nitrogen		13.53
Methane		1.051e+004
Ethane		7402
Propane		8116
i-Butane		2787
n-Butane		3452
i-Pentane		975.9
n-Pentane		641.4
n-Hexane		187.2
C7-10*		51.19
C11-14*		0.3908
C15-20*		2.232e-003
C21-29*		7.335e-011
C30+*		2.962e-017
H2O		7.009
EGlycol		0.0000
Total		34663.00013 barrel/day

Fuente: Autores

Posterior a la vasija fría, los condensados son enviados a la columna deetanizadora (Figura 30), en la cual, como su nombre lo indica se busca retirar la mayor cantidad de componentes volátiles, los cuales afectan la presión de vapor del LPG.

Figura 30. Columna deetanizadora.



Fuente: Autores

De esta columna, se obtienen las corrientes de cima (vapores) y fondo (líquidos, principalmente C3+). Como se puede observar en la Figura 31 la corriente de cima contiene cerca del 10% de los C3+ de la corriente de entrada, aproximadamente 2130 bpd.

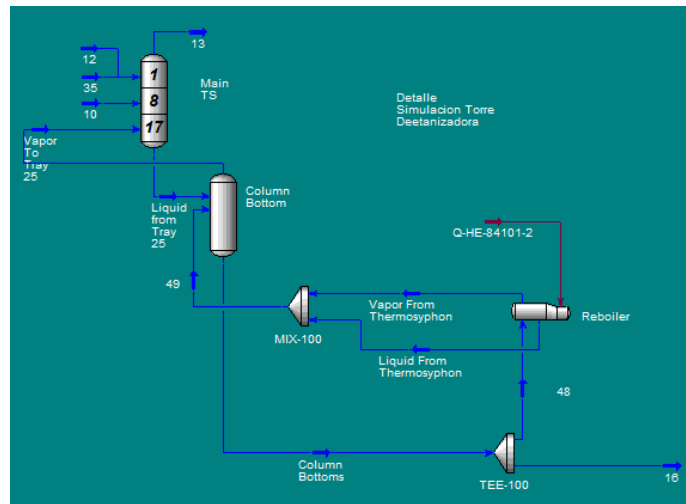
Figura 31. Composición de la corriente de cima de la columna deetanizadora.

	LiqVol Flows
H2S	2.567e-162
CO2	129.3
Oxygen	0.0000
Nitrogen	2.001
Methane	1969
Ethane	2685
Propane	14081
i-Butane	275.4
n-Butane	292.3
i-Pentane	97.34
n-Pentane	52.70
n-Hexane	5.779
C7-10	0.3605
C11-14*	1.417e-004
C15-20*	5.513e-008
C21-29*	1.296e-018
C30+*	1.068e-027
H2O	1.135
EGlycol	0.0000
Total 6818.05007 barrel/day	

Fuente: Autores

En la Figura 32, se presenta el esquema de la columna deetanizadora, la cual recibe la corriente de alimentación en el primer plato y se mezcla con una corriente de LPG estabilizado para aumentar la remoción de los C3+. Esta columna cuenta con un rehervidor del tipo termosifón.

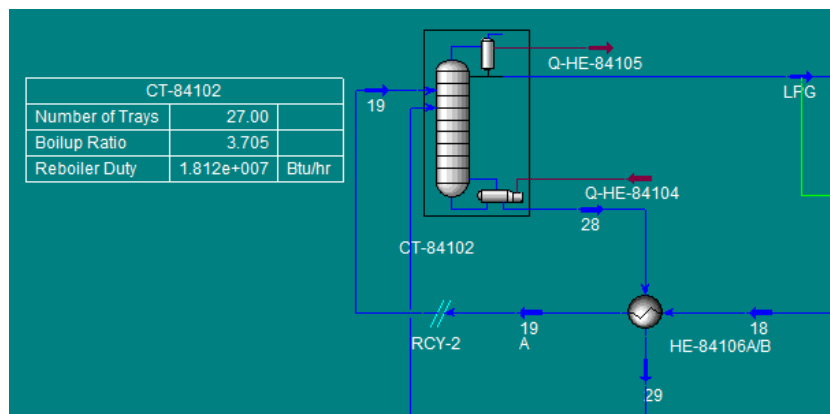
**Figura 32. Esquema de simulación de la columna deetanizadora.**



Fuente: Autores

Por último, la corriente de condensado (C3+), es enviada a la columna estabilizadora, en la cual se obtiene en la corriente de fondo NGL estabilizado, y en la de cima LPG en especificaciones.

**Figura 33. Columna estabilizadora.**



Fuente: Autores

## 5. ANÁLISIS TÉCNICO DE LAS ALTERNATIVAS DE MEJORA

De acuerdo con la información evaluada y la problemática observada, se consideran dos alternativas para aumentar la producción de LPG, a continuación se describen las opciones y se evaluará el rendimiento desde el punto de vista técnico.

Opción A: Tomar gas para las unidades de gas ventas desde las turbinas de alta presión.

Opción B: Instalación de una unidad de intercambio de calor en la corriente de entrada a la planta de LPG.

Como criterio de comparación se considera el mismo caudal de alimentación (329.5 MMscfd) ingresando en las plantas de gas para todos los escenarios, incluyendo el caso base.

Se considera el escenario actual como línea base, para evaluar el rendimiento de las alternativas planteadas, en el cual los condensados no estabilizados ingresan a la planta de LPG a 76°F, con un potencial 1856 bpd de NGL y 14354 bpd de LPG, de los cuales se obtiene 1677 bpd de NGL y 7958 bpd de LPG, lo cual equivale al 90% y 55% de recuperación respectivamente.

Para tener en cuenta, estas alternativas de mejora apuntan a optimizar el proceso en secciones diferentes, la opción A, apunta principalmente al aumento de condensados en su fuente de producción, mientras que la opción B, busca aumentar la eficiencia de remoción de los C3+ de la corriente de condensados no estabilizados.

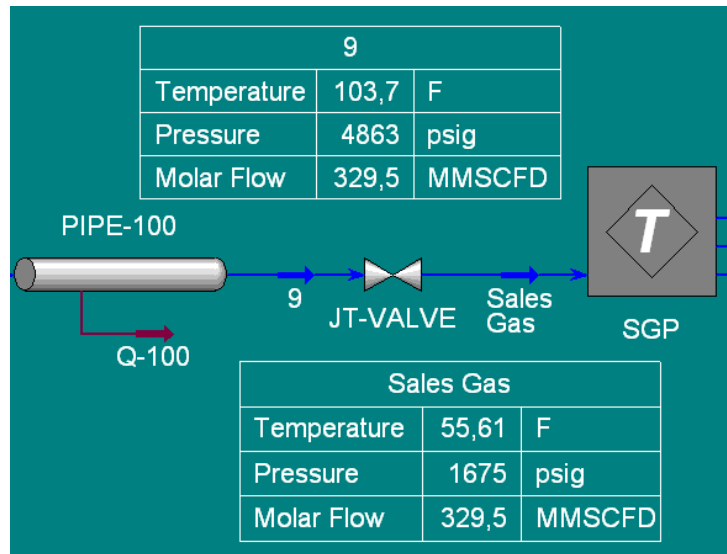
### **5.1. OPCION A: Tomar gas para las unidades de gas ventas desde las turbinas de alta presión.**

Esta opción considera reubicar el punto de conexión para alimentación para las unidades de gas ventas, de la turbina de media presión, la cual descarga aproximadamente a 1700 psig, a la descarga de la turbina de alta presión, la cual descarga aproximadamente a 4900 psig.

Con esta opción se aprovecha el efecto Joule-Thompson que se realiza en las válvulas de control aguas arriba de las unidades turboexpander, lo cual propicia una menor temperatura y por lo tanto, mayor recuperación de C3+, así como mayor arrastre de metano y etano.

De acuerdo con la simulación (Figura 34), la expansión desde 4863 psig hasta 1675 psig produce una caída de temperatura de 48.1 °F, con lo cual, la corriente de gas ingresaría a las unidades para control del punto de rocío con 1675 psig y 55.6 °F.

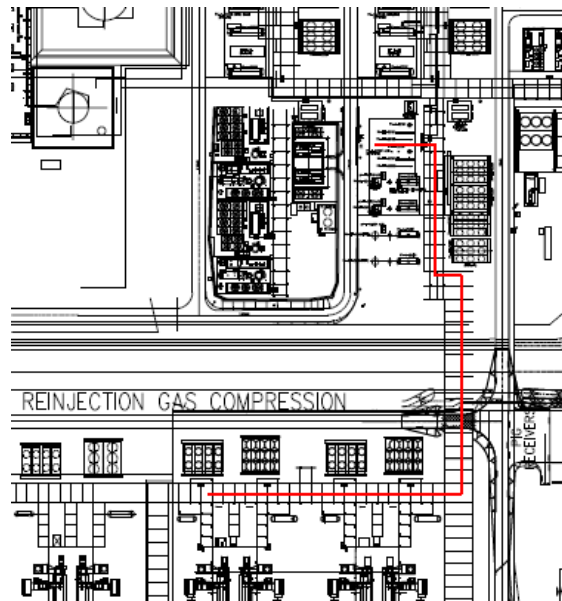
**Figura 34. Válvula de expansión entre el gas para reinyección y la planta de gas**



Fuente: Autores

En la Figura 35, se presenta la ruta de la tubería para interconectar la descarga de la turbina de alta presión y las unidades de control de punto de rocío. La distancia aproximada entre los dos puntos es de 350 m.

**Figura 35. Recorrido para realizar la interconexión entre la descarga de la turbina dulce de alta presión, y las unidades de control de punto de rocío**



Fuente: Autores

De acuerdo con la evaluación hidráulica, se requiere una tubería con diámetro de 8 pulgadas y una válvula de control de 4 pulgadas de diámetro, tanto la tubería como la válvula de control debe ser rating 2500, para soportar hasta 6000 psig. En las figuras 36 y 37 se puede observar el dimensionamiento de la línea para interconexión y de la válvula de control.

Figura 36. Dimensionamiento tubería interconexión de la descarga de la turbina de alta presión con las unidades de control de punto de rocío.

## Brown & Root Line Sizing for Vapor Flow or Gas Flow

<b>Client:</b>	ASEDUIS	<b>User:</b>	HP/OP
<b>Project:</b>	OPCION A	<b>Project No.:</b>	001
<b>Unit:</b>	LPG	<b>Unit No.:</b>	HP TURBINE
<b>Location:</b>	CUSIANA	<b>Date:</b>	07/09/2013

**Line Number:**  
**Line Service:** Interconexión turbina de alta presión con unidades para control de rocío de hidrocarburo  
**From:** HP Turbine **To:** Dew Point Units

**Operating Pressure:** 4985 psia  
**Operating Temperature:** 129.5 deg. F  
**Molecular Weight:** 22.04  
**Compressibility:** 0.8971

Flow Rate and Physical Property Data					Pipe Characteristics	
Flow Rate			Density	Viscosity	Roughness	Agina Factor
797375.31	686.14996	329.5	19.368344	0.03971	0.00015	1.2
lb/hr	acfm	MMscfd	lb/ft3	cP	ft	
Rating Factor = 1.2						

Results						
Nominal Diameter	Pipe Wall Thickness Designation	Inside Diameter In.	Velocity * f/sec	Reynolds Number	Friction Factor	Pressure Drop psi/100 ft
3	STD	3.068	267.30737	49558499.	1.732E-02	1214.7922
4	STD	4.026	155.22944	37765890.	1.63E-02	293.77581
6	STD	6.065	68.400620	25069328.	0.0149350	34.687220
<b>8</b>	<b>STD</b>	<b>7.981</b>	<b>39.500903</b>	<b>19050930.</b>	<b>1.412E-02</b>	<b>8.3136494</b>
10	STD	10.020	25.060296	15174199.	1.351E-02	2.5499274
12	STD	12.000	17.472665	12670456.	1.307E-02	1.0009348

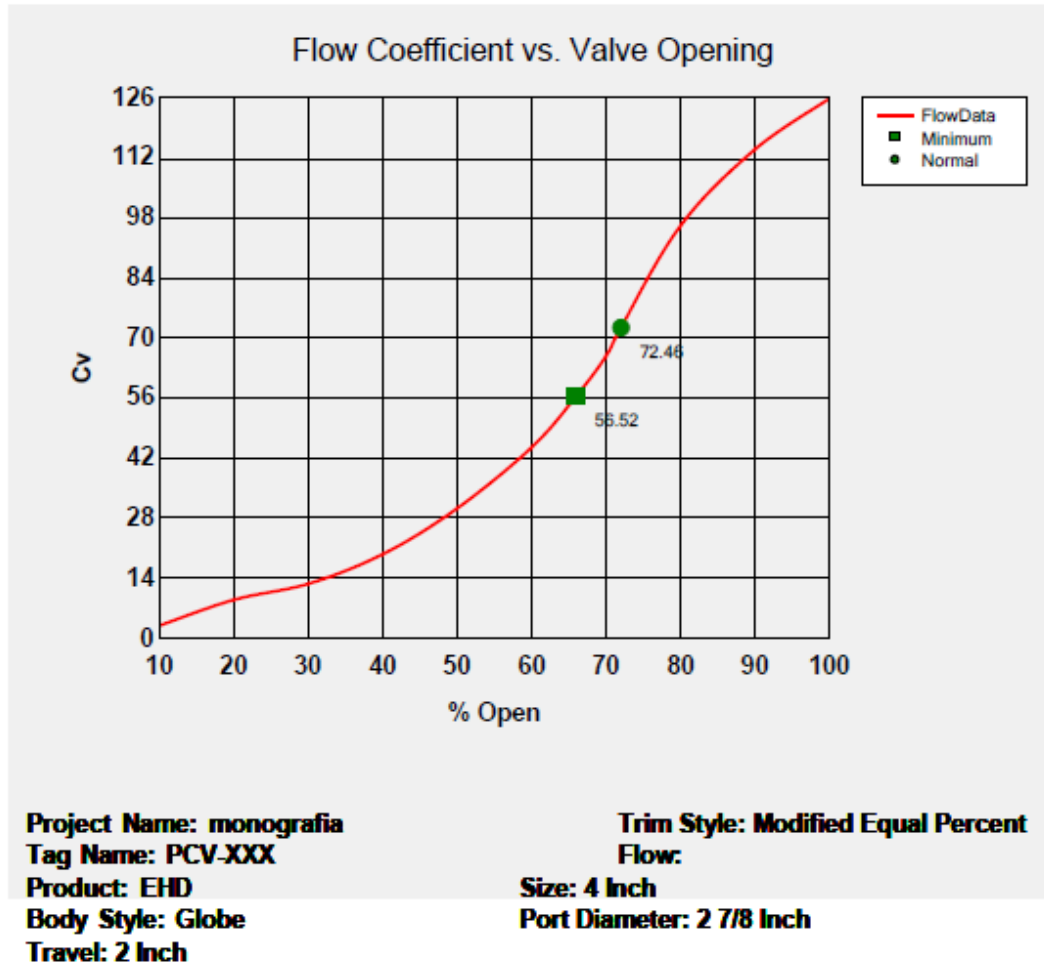
\* Maximum Allowable Gas Velocity =  $c/(\text{Density})^{0.5} = 45.444753$

**Specified Sizing Criteria**

**Maximum Pressure Drop:** Not Specified  
**Maximum Velocity:** 45.444753 ft/sec

Fuente: Autores

Figura 37. Dimensionamiento válvula de control.



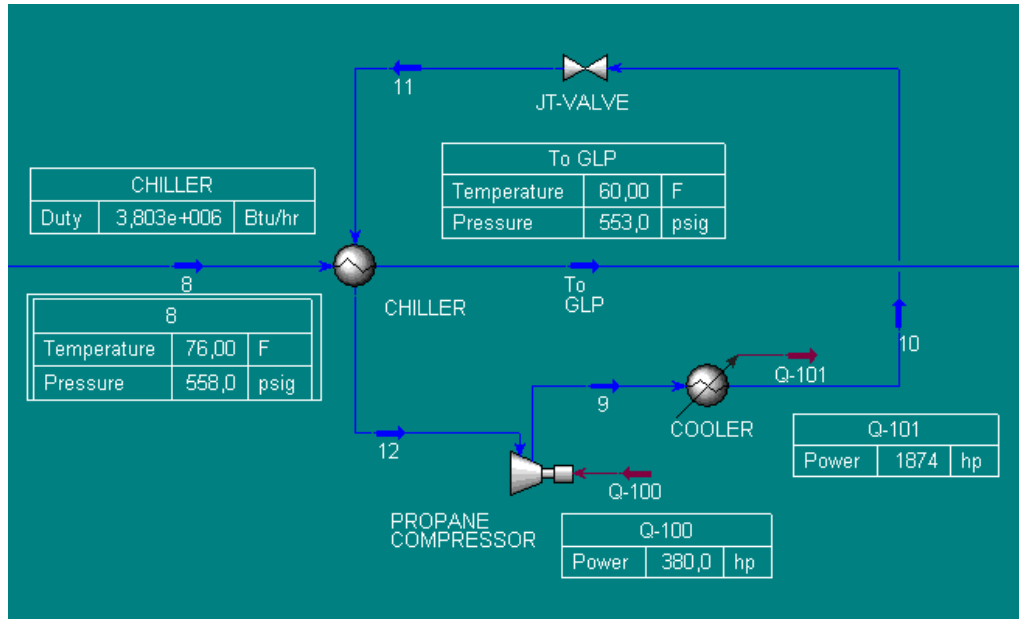
Fuente: Autores

Adicionalmente al arreglo de tubería, esta opción considera la puesta en funcionamiento de la turbina de alta presión para gas dulce, la cual toma gas a 1700 psig y eleva la presión hasta 5200 psig. Esta turbina tiene un motor de 30000 HP.

## 5.2. OPCION B: Instalación de una unidad de intercambio de calor en la corriente de entrada a la planta de LPG

Esta opción considera la instalación de un intercambiador de calor (tubos y coraza) tipo chiller, para enfriamiento de la corriente de condensados, y la puesta en funcionamiento de una unidad existente de refrigeración mecánica utilizando propano como fluido refrigerante.

**Figura 38. Esquema del chiller y loop de refrigeración mecánica.**



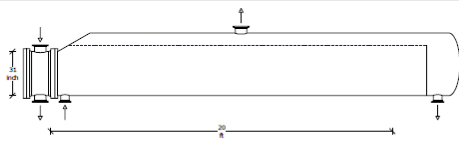
Fuente: Autores

El objetivo de la unidad es aprovechar el calor latente del propano para enfriar la corriente de condensados, desde 76 °F hasta 60 °F, el propano fluye a través de un ciclo cerrado. Inicialmente, el propano en estado gaseoso es tomado a baja presión y comprimido hasta 240 psig y posteriormente enfriado hasta 120°F, condición en la cual, todo el propano está en fase líquida. Esta corriente de propano líquido se expande por medio de la válvula JT, para finalmente enviar la corriente fría a la coraza del chiller, donde en un proceso isotérmico será vaporizado el propano, para comenzar el ciclo nuevamente.

Esta opción considera poner en funcionamiento equipos existentes como la unidad compresora, la cual tiene una potencia disponible de 2000 HP y el aeroenfriador con capacidad de 5 MMBTU/h, disponibles en Fase I en la planta de gas de 20 MMscfd.

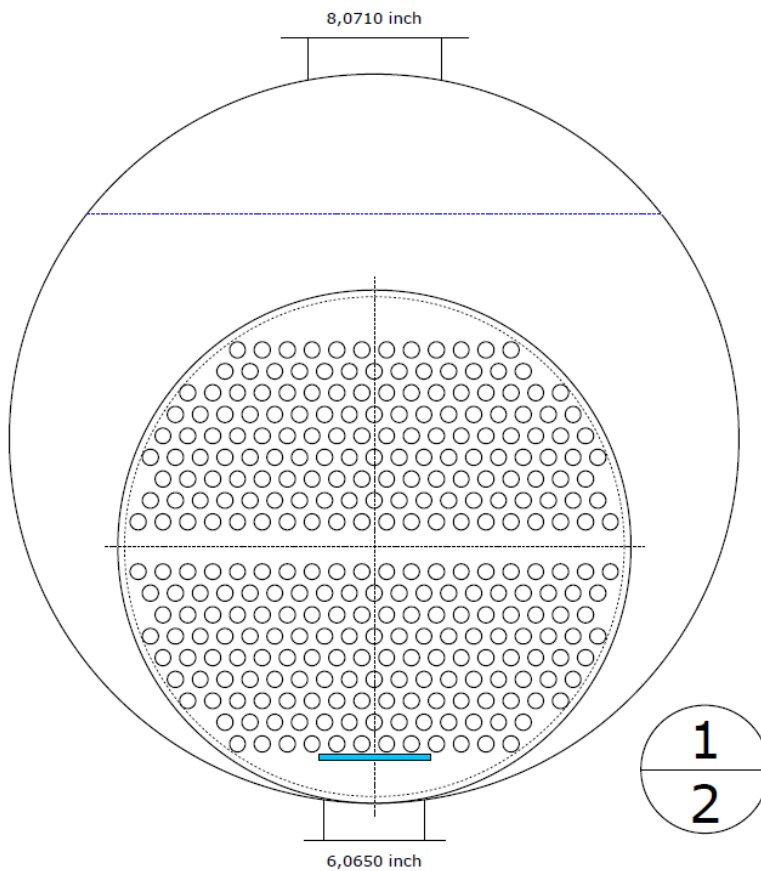
En las Figura 39 y 40, se observa la configuración del intercambiador de calor requerido para el enfriamiento de la corriente de condensados. De acuerdo con la clasificación TEMA (Tubular Exchanger Manufacturer's Association), el intercambiador de calor apropiado para el servicio debe tener una configuración CKU. Esta configuración consiste en un cabezal con haz de tubos removible, coraza tipo KETTLE y haz de tubos en forma de U.

Figura 39. Resumen diseño intercambiador de calor tipo CKU

HTRI		Final Results		Page 1
		Released to the following HTRI Member Company:		
		sts Jesik		
Xist E Ver. 6.00 25/10/2013 2:25 SN: Vals100+		US Units		
Design - Horizontal Multipass Flow TEMA CKU Shell With No Baffles				
Process Data		Cold Shellside		Hot Tubeside
Fluid name	11			8
Fluid condition		Boil. Liquid		Cond. Vapor
Total flow rate	(1000-lb/hr)	35,9462	220,409	
Weight fraction vapor, In/Out	(--)	0,322	1,000	0,457
Temperature, In/Out	(Deg F)	49,98	49,98	75,98
Temperature, Average/Skin	(Deg F)	49,98	55,97	67,98
Wall temperature, Min/Max	(Deg F)	54,73	57,83	55,24
Pressure, In/Average	(psia)	92,199	92,099	572,697
Pressure drop, Total/Allowed	(psi)	0,201		5,226
Velocity, Mid/Max allow	(ft/sec)	0,34		19,70
Boiling range/Mole fraction inert	(Deg F)	3,113e-3		0,0000
Average film coef.	(Btu/ft <sup>2</sup> -hr-F)	442,77		419,02
Heat transfer safety factor	(--)	1,000		1,000
Fouling resistance	(ft <sup>2</sup> -hr-F/Btu)	0,00000		0,00000
Overall Performance Data				
Overall coef., Req'd/Clean/Actual	(Btu/ft <sup>2</sup> -hr-F)	140,50	/	174,67
Heat duty, Calculated/Specified	(MM Btu/hr)	3,8024	/	3,8050
Effective overall temperature difference	(Deg F)	16,9		
EMTD = (MTD) * (DELTA) * (F/G/H)	(Deg F)	16,87	*	1,0000
See Runtime Messages Report for warnings.				
Exchanger Fluid Volumes				
Approximate shellside	(ft <sup>3</sup> )	140,963		
Approximate tubeside	(ft <sup>3</sup> )	45,016		
Shell Construction Information				
TEMA shell type	CKU	Shell ID	(inch)	31,0000
Shells Series	1 Parallel 1	Total area	(ft <sup>2</sup> )	1625,48
Passes Shell	1 Tube 2	Eff. area	(ft <sup>2</sup> /shell)	1605,70
Shell orientation angle (deg)	0,00	Kettle ID	(inch)	44,0517
Impingement present	Circular plate	Impingement diameter/nozzle	1,1	
Pairs seal strips	0	Passlane seal rods (inch)	0,0000	No. 0
Shell expansion joint	No	Full support at U-Bend	No	
Weight estimation Wet/Dry/Bundle	28213 / 16611 / 7445,3		(lb/shell)	
Baffle Information				
Type	Support	Baffle cut (% dia)		
Crosspasses/shellpass	1	No. (Pct Area)	(inch) to C.L	
Central spacing	(inch) 47,3917	1		
Inlet spacing	(inch) 0,0000	2		
Outlet spacing	(inch) 0,0000	Support plates/baffle space		
Baffle thickness	(inch) 0,5000	4		
Tube Information				
Tube type	Plain	Tubecount per shell	298	
Length to tangent	(ft) 20,000	Pct tubes removed (both)	8,72	
Effective length	(ft) 20,582	Outside diameter	(inch)	1,0000
Total tubesheet	(inch) 3,0416	Wall thickness	(inch)	0,1200
Area ratio	(out/in) 1,3158	Pitch (inch)	1,5000	Ratio 1,5000
Tube metal	Carbon steel	Tube pattern (deg)	30	

Fuente: Autores

**Figura 40. Distribución de tubos y vista frontal del intercambiador de calor.**



TEMA type	CKU
Kettle diameter	44,0517 inch
Shell diameter	31,0000 inch
Outer tube limit	30,1853 inch
Height under inlet nozzle	2,6081 inch
Height under outlet nozzle	13,8664 inch
Tube type	Plain
Tube diameter	1,0000 inch
Tube pitch	1,5000 inch
Tube layout angle	30
Number of tubes (specified)	298
Number of tubes (calculated)	298
Number of tie rods	6
Number of seal strip pairs	0
Number of passes	2
Perpendicular passlane width	2,0000 inch
Baffle cut % diameter	0

TUBEPASS DETAILS			
Pass	Rows	Tubes	Plugged
1	9	152	0
2	9	152	0

SYMBOL LEGEND	
○	Tube
⊗	Plugged tube
●	Tie rod
⊕	Impingement rod
⊙	Dummy tube
●	Seal rod
□	Seal strip/Skid bar

Fuente: Autores

## 6.RESULTADOS, ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

### a. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

Con base en las alternativas de mejora planteadas, en la Tabla 9, se resumen las condiciones de la corriente de condensados no estabilizados que ingresa a la planta de LPG.

**Tabla 9. Resumen de las condiciones de proceso para las dos alternativas de mejora y para la línea base**

		<b>línea base</b>	<b>opción A</b>	<b>opción B</b>
<b>Presión</b>	<b>psig</b>	<b>558</b>	<b>558</b>	<b>558</b>
<b>Temperatura</b>	<b>°F</b>	76	45	60
<b>Caudal</b>	<b>bpd</b>	34660	35760	34660

Se aprecia claramente la variación de la temperatura en los dos escenarios con respecto a la línea base, en la opción A se alcanza la menor temperatura, lo cual favorecerá la remoción de condensados en el proceso de estabilización, pero también trae consigo problemas operativos, como formación de hidratos en la vasija fría de las unidades de control de punto de rocío, al alcanzar temperaturas de hasta -25 °F. Esta condición no es deseable y se convierte en una desventaja de esta propuesta.

En la Tabla 10 se resume y compara el flujo total y por componente de la corriente de condensados obtenida en las unidades de control de punto de rocío.

**Tabla 10. Caracterización de la corriente de condensados obtenida en las unidades Dew Point**

	<b>línea base</b>	<b>opción A</b>	<b>opción B</b>
<b>componente</b>	<b>Q, bpd</b>	<b>Q, bpd</b>	<b>Q, bpd</b>
<b>metano</b>	10509.9	11007.9	10509.9
<b>etano</b>	7402.3	7678.8	7402.3
<b>propano</b>	8115.9	8314.6	8115.9
<b>i-butano</b>	2786.7	2831.7	2786.7
<b>n-butano</b>	3451.7	3497.8	3451.7
<b>i-pentano</b>	975.9	983.9	975.9
<b>n-pentano</b>	641.4	645.9	641.4
<b>n-hexano</b>	187.3	187.9	187.3
<b>hc de 7 a 10 C</b>	51.2	51.3	51.2
<b>hc de 11-14 C</b>	0.39	0.39	0.39
<b>hc de 15 a 20 C</b>	0.002	0.002	0.002
	<b>34122.7</b>	<b>35200.1</b>	<b>34122.7</b>

Fuente: Autores

Como se puede apreciar y como era de esperarse, con la opción A se aumenta el flujo de condensados no estabilizados que ingresan a la planta de LPG en 1077 bpd, de los cuales, cerca del 46% corresponde a metano (498 bpd) y un 26% de etano (277 bpd). Por otra parte, el aumento en la cantidad de C3+ (303 bpd), no es significativo considerando los 16210 bpd de C3+ disponibles en la línea base.

Aunque en la opción B no se observa claramente el aumento en los condensados que ingresan a la planta, la disminución de temperatura favorece la eficiencia de remoción de los C3+ como se puede apreciar en la Tabla 11, en la cual se comparan tanto el flujo que ingresa a la planta de estabilización, como el producto final obtenido, y la respectiva eficiencia del proceso.

**Tabla 11. Comparación en la producción de condensados.**

	<b>línea base</b>	<b>opción A</b>	<b>opción B</b>
	<b>bpd</b>	<b>bpd</b>	<b>bpd</b>
<b>GLP ideal</b>	14354	14644	14354
<b>GLP recuperado</b>	7958	9167	8853
<b>eficiencia</b>	55.4	62.6	61.7
<b>NGL ideal</b>	1856.172	1869.382	1856.172
<b>NGL recuperado</b>	1677	1770	1751
<b>eficiencia</b>	90.3	94.7	94.3

Fuente: Autores

GLP ideal: corresponde a la sumatoria de propano y butanos en la corriente de entrada a la planta de LPG, bpd

GLP recuperado: corresponde al producto estabilizado obtenido en la planta de LPG, bpd

NGL ideal: corresponde a la sumatoria de C5+ en la corriente de entrada a la planta de LPG, bpd

NGL recuperado: corresponde al producto estabilizado obtenido en la planta de LPG, bpd

## **b.COMPARACIÓN VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LAS PROPUESTAS**

Considerando las alternativas evaluadas, se presenta a continuación un cuadro comparativo, evaluando las ventajas y desventajas de las dos alternativas de forma cualitativa.

	<b>Opción A</b>	<b>Opción B</b>
<b>ejecución</b>	D: instalación de válvulas de control y tendido de tubería de alto rating V: piperack existentes	D: instalación e interconexiones para intercambiador de calor nuevo V: sistemas de menor rating,

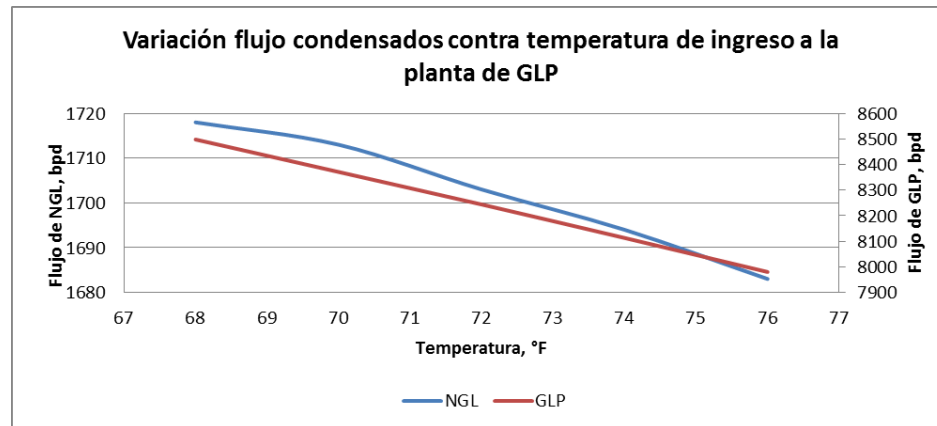
	Opción A	Opción B
<b>equipos existentes</b>	D: se requiere poner en operación turbina de alta presión	D: se requiere poner en operación unidad de refrigeración mecánica
<b>compras</b>	D: válvulas de control y tuberías de alto rating	D: intercambiador de calor y tuberías de bajo rating
<b>producción</b>	V: aumenta con respecto a la línea base	V: aumenta con respecto a la línea base
<b>tiempo implementación</b>	D: se requieren materiales de alto rating con elevados tiempos de entrega	V: menor tiempo de implementación, no se requieren materiales de alto rating, de consecución en el mercado local
<b>operación</b>	puesta en funcionamiento turbina de alta presión	puesta en funcionamiento unidad de refrigeración mecánica
<b>mantenimiento</b>	mantenimiento mayor de turbina/válvulas de control	mantenimiento mayor compresor recíprocante de la unidad de refrigeración mecánica
<b>safety</b>	D: interfaces de alta/baja presión, temperaturas por debajo del punto de formación de hidratos	V: Diseño de tubería e intercambiados inherentemente seguro, full rating

Fuente: Autores

### c.EFECTO DE LA TEMPERATURA EN LA RECUPERACIÓN DE C3+

Considerando la instalación de un intercambiador de calor en la entrada a la planta de LPG, se evalúa la variación en cuanto a recuperación de condensados de la corriente de entrada.

Figura 41. Variación del flujo de condensados recuperados por el cambio de temperatura en la entrada a la planta



Fuente: Autores

De acuerdo con la Figura 41, se aprecia claramente la relación inversamente proporcional entre la temperatura y el flujo de condensados. A medida que la temperatura de los condensados no estabilizados disminuye, el flujo de producto estabilizado aumenta.

## CONCLUSIONES

Se evalúa el comportamiento del tren de fraccionamiento considerando la variación de la temperatura del alimento, observándose que al disminuir la temperatura de entrada, se obtiene mayor remoción los C3+.

Se consideran dos opciones para aumentar la recuperación de condensados, la opción A, considera aumentar el flujo de condensados que ingresa a la planta de estabilización disminuyendo la temperatura de operación de las unidades dew Point, mientras que la opción B contempla aumentar la eficiencia en la recuperación en la planta de estabilización al disminuir la temperatura de entrada.

Bajo el concepto de la primer opción, se evidencian futuros problemas operativos y de seguridad, por la formación de hidratos en la descarga de hidrocarburos líquidos de la vasija fría en las unidades dew point.

El aumento en la producción de los condensados de interés no es significativa con respecto a la línea base, por el contrario, se aumenta el arrastre de compuestos livianos que finalmente presurizarán el sistema.

Preliminarmente se determina que la opción B es técnicamente viable y mejor solución que la opción A. Se deberá realizar una evaluación económica para complementar el estudio técnico y así tomar la mejor decisión.

La evaluación técnica está basada en el modelo de simulación que integra toda la planta de producción, desde las vasijas para estabilización del crudo, hasta la nueva unidad de LPG. El modelo de simulación está basado en el paquete termodinámico de Peng Robinson.

## BIBLIOGRAFÍA

BP / ENERGÉTICOS .Manual planta de gas Cus – Cup 180 MMSCFD Ingeniería de detalle., 2005

CAMPBELL, Jhon Y OTROS. Technical Assistance Service For The Design, Operation and Maintenance of Gas Plants. 2003.

COMISION DE REGULACION DE ENERGIA Y GAS GREG. [en línea] <[http://www.creg.gov.co/html/i\\_portals/index.php?p\\_origin=internal&p\\_name=content&p\\_id=MI-153&p\\_options=>](http://www.creg.gov.co/html/i_portals/index.php?p_origin=internal&p_name=content&p_id=MI-153&p_options=>)  
[Citado el 17 de Octubre 2013]

ECOPETROL, Gas Natural. [en línea] <<http://www.ecopetrol.com.co/contenido.aspx?catID=210&conID=36624>> [Citado el 6 de Agosto 2013]

EQUION .Manual consideraciones de diseño en instalaciones industriales de LPG, 2011

EQUION .Manual producción, almacenamiento y manejo de GLP, 2011

EQUION / GRADEX INGENIERÍA SA. Manual plan de contingencia contra derrames de hidrocarburos y productos peligrosos en el CPF- Cusiana, 2012.

GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. The GPSA Engineering Data Book. 12 Ed. Tulsa, Oklahoma, 2004.

KEN Arnold y STUART Maurice . Surface Production Operations, Deseign of Gas-Handling Systems And Facilities, Volumen 2, 2Ed.

NORMA TECNICACOLOMBIANA. Petróleo y sus derivados, especificaciones para gases licuados del petróleo. [en línea] <<http://www.gascaqueta.com.co/archivos/archivos/NORMAS%20GLP/NORMAS/NTC2303.pdf>> [Citado el 4 de Septiembre 2013]

PEÑA, Hermes, Diseño y Operación de unidades de tratamiento y procesamiento de gas – Diseño asistido por computador, 2011.

PEREZ, Julio Cesar, Propiedades fisicoquímicas y termodinámicas del gas natural, 2011.

PEREZ, Martha. Metodología de la investigación. 2011

SANTOS, Nicolás, Transferencia e intercambiadores de calor ,2011.

SANTOS, Nicolás, Operaciones básicas de procesos condensadores y rehervidores –  
Destilación – Absorción – Plantas JT – Criogenia .2011

SANTOS, Nicolás. Diseño y operación de unidades de tratamiento y procesamiento del gas,  
Plantas de procesamiento de gas natural .2011

TIPIEL.Manual de operación planta LPG Cusiana. BP ,2011

## ANEXOS

### ANEXO A. Tabla Especificaciones de Calidad de Gas Natural Según RUT (1)

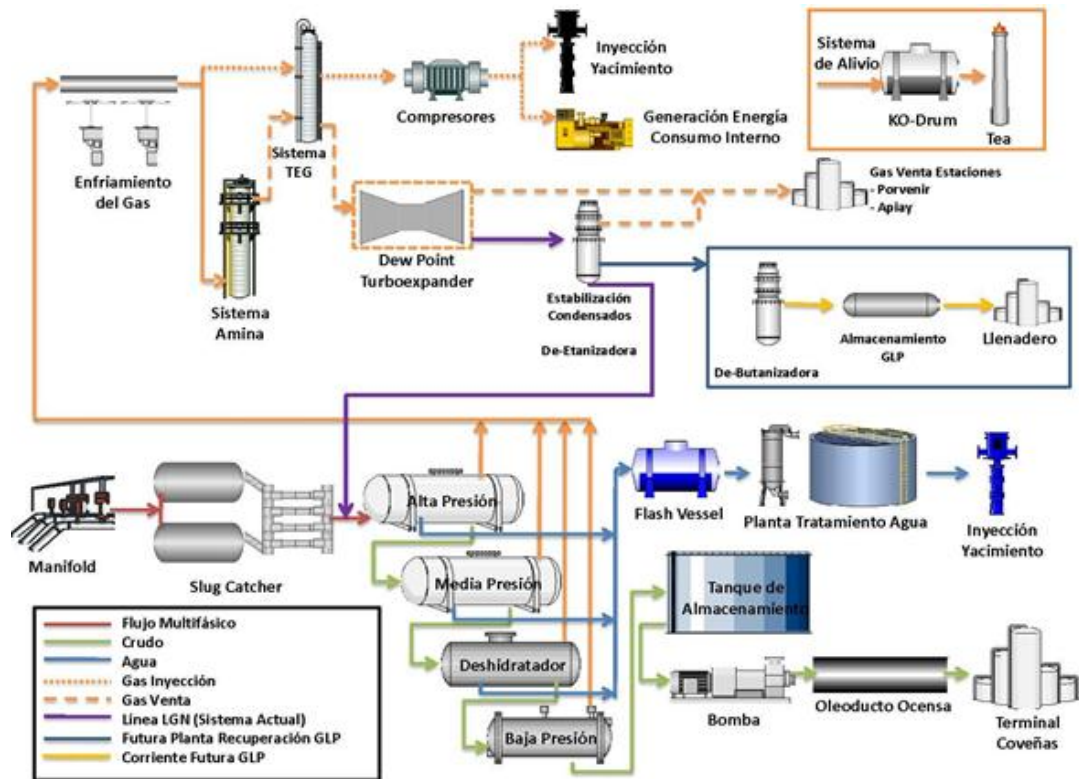
Propiedades Físicas del Gas	Valor
Máximo Poder Calorífico Bruto o Superior	1150 BTU/ft <sup>3</sup>
Mínimo Poder Calorífico Bruto o Superior	950 BTU/ft <sup>3</sup>
Contenido de Líquidos	LIBRE
Máximo Contenido de H <sub>2</sub> S	4 ppm
Máximo Contenido de CO <sub>2</sub>	2 % de Volumen
Máximo Contenido de Vapor de Agua	4 lb/MMft <sup>3</sup> (2)
Máxima Temperatura de Entrega	120 °F
Mínima Temperatura de Entrega	45 °F
Contenido Máx. de Polvos y Material en Suspensión	0,7 grano/1000 ft [Máx. Tamaño Partículas 15 µm]
Presión Máxima de Entrega	1200 psi

Fuente: Autores

1 – Reglamento Único de Transporte de Gas Natural (RUT).

2 – De acuerdo a las características del tratamiento, se requiere llegar hasta 4 lb/MMft<sup>3</sup>. En el RUT se estipula un máximo de 6 lb/MMft<sup>3</sup> de contenido de vapor de agua.

## ANEXO B. DIAGRAMA DE PROCESOS PLANTA CUSIANA



Fuente: (Edición Reconocimiento de Campo - Gradex Ingeniería. Agosto de 2011)