

**ESTUDIO DEL ESTADO ENERGETICO ACTUAL DE UNA PLANTA DE GAS UBICADA
EN LA CUENCA DE LOS LLANOS COLOMBIANOS**

MILDRETH JOHANNA PINILLA CARRERO

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN PRODUCCION DE HIDROCARBUROS
BUCARAMANGA**

2017

**ESTUDIO DEL ESTADO ENERGETICO ACTUAL DE UNA PLANTA DE GAS UBICADA
EN LA CUENCA DE LOS LLANOS COLOMBIANOS**

MILDRETH JOHANNA PINILLA CARRERO

**Trabajo de grado presentado como requisito para optar por el título de
ESPECIALISTA EN PRODUCCION DE HIDROCARBUROS**

Director

FERNANDO ENRIQUE CALVETE GONZALEZ

INGENIERO DE PETRÓLEOS

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER

FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUÍMICAS

ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS

ESPECIALIZACIÓN EN PRODUCCION DE HIDROCARBUROS

BUCARAMANGA

2017

AGRADECIMIENTOS

La autora del presente proyecto de grado expresa sus sinceros agradecimientos a:

A la Universidad Industrial de Santander por el desarrollo de esta especialización que permitió un gran avance en mi desarrollo personal y profesional.

A mi hermana Marggy Nathalie Pinilla Carrero por todo su apoyo, por alentarme en cada momento para seguir avanzando en todos los proyectos propuestos en mi vida y siempre estar a mi lado haciéndome ver la vida de una manera única y genial.

A la Ingeniera Adriana Alexandra Cano Andrade por su colaboración, compromiso y apoyo con el desarrollo de este proyecto, por ser una persona incondicional y siempre tener la disponibilidad y disposición para guiarme en todo momento.

Al Ingeniero Luis Enrique Beltrán Ávila, por su apoyo y ayuda con la consecución de la información requerida para el desarrollo de este proyecto.

A mis compañeros y docentes de la promoción V por hacer de esta experiencia un grato momento, lleno de muchos conocimientos, risas y muy buenos recuerdos.

DEDICATORIA

Este logro en mi vida tiene una especial dedicatoria para mi hermosa familia, quienes con su apoyo, educación, compañía e incondicional amor logran que todas las metas propuestas sean alcanzadas y me motivan para seguir avanzando en este hermoso cuento terrenal, siempre haciéndome sentir muy especial y demasiado adorada.

A mi Jerito, el amor de mi vida, que ha llenado de mucho amor y lindos momentos todo su entorno y nos motiva para que todas las cosas que nos proponemos sean alcanzadas con gran orgullo y mérito para todos nosotros, sintiéndonos bendecidos con su hermoso ser.

A mis papas Luis Hernando y Blanca Isabel, por sus enseñanzas, sus esfuerzos y por acompañarme en este camino por la vida, guiándome para siempre ser una muy buena persona, una mujer de bien y motivándome para que siempre continúe en la búsqueda de la felicidad y el éxito.

A mi querida y adorada hermana Marggy Nathalie, quien no solamente es mi hermana sino quien es mi mejor amiga, confidente y cómplice, quien me ha motivado en los duros momentos y siempre ha estado en mi vida para seguir en la continua búsqueda de la felicidad, quien es mi ejemplo a seguir por ser tan maravillosa, única, espontánea, divertida, e inteligente y a quien quiero seguir admirando por siempre.

A mi hermosa hermanita María Paila Cartulina, quien desde siempre ha sido motivo de alegrías y satisfacciones, para quien quiero ser una gran persona y que siempre se sienta orgullosa de mi, por tantos divertidos y alegres momentos compartidos y a quien voy a amar y adorar toda esta vida y toda la eternidad.

A mi cuñadito Nenestico, por hacerme reír tanto y hacer inmensamente feliz a mi Marge.

Los adoro familia...

Mildreth Johanna

TABLA DE CONTENIDO

INTRODUCCION.....	15
1. GENERALIDADES.....	18
1.1. GAS NATURAL	18
1.2. PROCESO DE EXTRACCIÓN DE LÍQUIDO DEL GAS NATURAL.....	21
2. TRATAMIENTO DE GAS.....	23
2.1. REFRIGERACIÓN MECÁNICA	23
2.2. SISTEMA DE ABSORCIÓN	24
2.3. PROCESOS CRIOGÉNICOS.....	25
2.3.1. Proceso de deshidratación	26
2.4. TURBOEXPANSIÓN (PROCESO ISOENTRÓPICO).....	27
2.4.1. Compresión.....	28
2.4.2. Proceso isoentálpico.....	28
2.5. EFECTO JOULE THOMSON	29
2.5.1. Intercambiadores de Calor.....	30
2.6. DESHIDRATACIÓN CON GLICOL	30
2.7. DESTILACIÓN.....	30
2.7.1. Torre De Platos.....	31
3. ANÁLISIS DEL ENTORNO.....	33
3.1. ESTADO ACTUAL DE LA PLANTA	35
3.1.1. Sistema de acondicionamiento de gas	36
3.1.2. Sistema de refrigeración	40
3.1.3. Torre de-etanizadora	42
3.1.4. Tambor de alimentación a torre estabilizadora (V-104).....	43
3.1.5. Intercambiador alimentación - fondos torre estabilizadora.....	44
3.1.6. Torre estabilizadora o depropanizadora.....	44
3.1.7. Sistema de almacenamiento y despacho de Nafta Y GLP.....	45
3.1.8. Sistema de refrigeración con propano	47
3.1.9. Sistema de calentamiento de glicol y aceite térmico	49
3.1.10. Sistema de alivio a tea.....	49
3.1.11. Sistema de aire comprimido	50

3.1.12. Sistema de gas combustible.....	51
3.1.13. Unidad recuperadora de vapores	51
3.1.14. Sistema de drenaje cerrado y agua producida.....	52
4. SIMULACIÓN DEL PROCESO DE GAS.....	53
4.1. ESTADO ENERGÉTICO ACTUAL DE LA PLANTA DE GAS	54
4.1.1. Estado energético actual según simulación.....	54
4.1.2. Estado energético actual medido.....	57
4.2. ESTADO ENERGÉTICO DE PLANTA DE GAS DESPUÉS DE OPTIMIZACIÓN..	58
4.2.1. Estado energético con optimización según simulación.....	60
4.2.2. Estado energético medido después de la optimización	62
5. ANALISIS COSTO-BENEFICIO.....	64
6. CONCLUSIONES.....	69
7. RECOMENDACIONES	70
BIBLIOGRAFIA	71

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Esquema proceso refrigeración mecánica	24
Figura 2. Esquema proceso criogénico de extracción de líquidos	25
Figura 3. Interior de Columna con platos perforados	32
Figura 4. Componente de platos.....	33
Figura 5. Tipos de platos.....	33
Figura 6. Mapa Geológico de Colombia	34
Figura 7. Diagrama general del proceso de gas	36
Figura 8. Aeroenfriadores AC-101 A/B y Separador V-101.....	37
Figura 9. Botas de gas de los Gun Barrel	37
Figura 10. Unidad Recuperadora de Vapor (URV)	38
Figura 11. Compresores marca Ariel	39
Figura 12. Elementos del sistema de refrigeración.....	40
Figura 13. Compresores Mycom y compresores Ariel	41
Figura 14. Torres Deetanizadora, Depropanizadora y tambor alimentador.....	43
Figura 15. Balas de almacenamiento de GLP.....	46
Figura 16. Tanques de almacenamiento de Nafta.....	47
Figura 17. Caldera y Unidad recuperadora de Glicol	49
Figura 18. Simulación condición actual de la planta de gas.....	56
Figura 19. Diagrama general del proceso de gas con optimización	59
Figura 20. Simulación de la planta de gas con optimización	61

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Datos Meteorológicos y geográficos	35
Tabla 2. Producción actual.....	35
Tabla 3. Separación de Fluidos.....	39
Tabla 4. Compresión del gas	40
Tabla 5. Separación de líquidos condensados	42
Tabla 6. Condiciones de operación Torre Deetanizadora.....	42
Tabla 7. Condiciones de operación tambor de alimentación.....	43
Tabla 8. Condiciones de operación Intercambiador.....	44
Tabla 9. Torre Estabilizadora (Depropanizadora) T-102.....	44
Tabla 10. Condensador AC-102.....	45
Tabla 11. Tambor acumulador V-106.....	45
Tabla 12. Intercambiador HE-106.....	45
Tabla 13. Condiciones de Almacenamiento GLP	45
Tabla 14. Condiciones de Almacenamiento de NAFTA	47
Tabla 15. Condiciones de Propano.....	48
Tabla 16. Condiciones de Compresión	48
Tabla 17. Condiciones de Operación del Economizador	48
Tabla 18. Condiciones de Operación del Scrubber.....	51
Tabla 19. Condiciones de compresión	52
Tabla 20. Condiciones de scrubber de descarga	52
Tabla 21. Productos obtenidos en la planta de gas	54
Tabla 22. Requerimiento energético actual de la planta de gas según simulación	54
Tabla 23. Relación de fuel gas por barril producido según simulación a condiciones actuales de la planta de gas.....	55
Tabla 24. Requerimiento energético para la condición actual de la planta de gas.....	57
Tabla 25. Variación del requerimiento energético actual medido de la planta de gas Vs requerimiento energético actual según simulación.....	58
Tabla 26. Relación de fuel gas por barril producido a condiciones actuales	58

Tabla 27. Productos obtenidos en la planta de gas después de optimización	60
Tabla 28. Productos adicionales obtenidos en la planta de gas después de optimización	60
Tabla 29. Requerimiento energético de la planta de gas con optimización según simulación	60
Tabla 30. Relación de fuel gas por barril producido después de optimización.....	62
Tabla 31. Requerimiento energético medido para la planta de gas después de optimización	62
Tabla 32. Relación de fuel gas por barril producido después de la optimización.....	63
Tabla 33. Precios de los subproductos	64
Tabla 34. Producción actual y costos de Nafta y GLP.....	65
Tabla 35. Flujo de caja con la producción actual de Nafta y GLP	65
Tabla 36. Producción optimizada y costos de Nafta y GLP	65
Tabla 37. Flujo de caja con la producción optimizada de Nafta y GLP.....	65
Tabla 38. Optimización de producción y costos	66
Tabla 39. Consumo de fuel gas para la producción optimizada en condiciones actuales.	66
Tabla 40. Precio por combustible.....	67
Tabla 41. Cantidad requerida por combustible y costo	67
Tabla 42. Costo de inversión para la optimización.....	67
Tabla 43. Costos e ingresos luego de la optimización	68

LISTA DE ANEXOS

ANEXO A. CROMATOGRAFÍAS DE GASES Y CONDENSADOS DE ENTRADA

ANEXO B. SIMULACIÓN CONDICIÓN ACTUAL DE LA PLANTA DE GAS

ANEXO C. SIMULACIÓN CONDICIÓN OPTIMIZADA DE LA PLANTA DE GAS

Nota: Ver anexos en carpeta adjunta al CD.

RESUMEN

TITULO: ESTUDIO DEL ESTADO ENERGETICO ACTUAL DE UNA PLANTA DE GAS UBICADA EN LA CUENCA DE LOS LLANOS COLOMBIANOS*.

AUTORES: MILDRETH JOHANNA PINILLA CARRERO**

PALABRAS CLAVES: Planta de gas, efecto Joule Thomson, refrigeración mecánica, deshidratación con glicol, Nafta, GLP, Fuel gas, consumo energético.

DESCRIPCIÓN:

El gas natural es un hidrocarburo estratégico, como materia prima para la elaboración de diferentes productos o como suministro para generación de energía, ha alcanzado alto valor comercial ofreciendo numerosas ventajas a diferentes industrias.

La planta de gas a estudiar, es una existente de tratamiento del gas asociado a la producción de hidrocarburos, fue ensamblada y entró en operación en el 2010 con capacidad nominal de 3,7 MMSCFD, actualmente procesa aproximadamente 2,00 MMSCFD con una recuperación de subproductos día de 53 Bls de GLP, 278 Bls de Nafta y 1,3 MMSCFD de fuel gas.

Dicha planta se compone de los siguientes sistemas: sistema de acondicionamiento de gas, sistema de refrigeración, dos torres para procesamiento, sistema de refrigeración, sistema de calentamiento (glicol y fluido térmico), sistema de almacenamiento y despacho, sistema de alivio a tea y sistema de aire comprimido, unidad recuperadora de vapores y sistema de recuperación de drenajes.

Se utilizó el software Promax para la simulación del proceso con las condiciones actuales de operación, determinando la energía requerida para operar según simulación y se realizó medición física del consumo energético actual en la planta, encontrando que el sistema de refrigeración con propano es el menos eficiente con consumo energético real mucho mayor al simulado.

Se propusieron diferentes escenarios de simulación, encontrando como mejor opción el escenario descrito en este documento donde hay mayor recuperación de Nafta y GLP con el mismo gasto energético actual; los demás escenarios no hacen parte de este trabajo y no están incluidos en este documento.

Realizando la optimización propuesta, se obtiene producción adicional del 43% de Nafta y 13% de GLP con el mismo gasto energético actual; requiere inversión inicial de USD\$183.000 y se obtienen ingresos adicionales de USD\$133.000 al mes, haciendo que la inversión sea pagada en 41 días.

* Monografía de especialización.

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos, Director Ing. Fernando Enrique Calvete Gonzalez. Ingeniero de petroleos

ABSTRACT

TITLE: STUDY OF THE ACTUAL ENERGY STATE OF A GAS PLANT LOCATED IN LA CUENCA DE LOS LLANOS COLOMBIANOS*.

AUTHORS: MILDRETH JOHANNA PINILLA CARRERO**

KEY WORDS: Gas plant, Joule Thomson effect, mechanical refrigeration, dehydration with glycol, Naphtha, LPG, Fuel gas, energy consumption.

DESCRIPTION:

The natural gas is a strategic hydrocarbon, so much as a raw material for different products or as supply for generation of energy, has reached a high commercial value that offers numerous advantages to different industries.

The gas plant that will be studied, is an existing treatment plant of gas associated with the production of hydrocarbons, it was assembled and started operating in 2010 with a nominal capacity of 3,7 MMSCFD, at present it sues 2,00 MMSCFD with a recovery per day of by-products to 53 Bls of GLP, 278 Bls of Naphtha and 1,3 MMSCFD of fuel gas.

This plant is composed of the followings systems: gas conditioning system, cooling system, two processing towers, propane refrigeration system, glycol and thermal oil heating system, storage and dispatch system, tea relief system and the compressed air system, vapor recovery unit (VRU) and integrated drain recovery system.

Promax software was used to perform the simulation with the current operation conditions, it was determined the energy required for operate by the simulation and performed the physical measurement of the current energy consumption, finding that propane refrigeration system is less efficient with a real energy consumption much higher than that found by simulation.

Different scenarios were proposed for the simulation, finding as best option the scenario described in this document where there is highest recovery of Naphtha and LPG with the same current energy required; the other proposed scenarios are not part of this work and are not included in this document.

By performing the proposed optimization, will obtain an additional production of 43% of Naphtha and 13% of LPG with the same energy required actually; An initial investment of USD\$ 183,000 is necessary and additional income of USD\$ 133,000 per month is obtained, causing the initial investment to be paid in 41 days.

* Specialization Monograph

** Physic-chemist Engineering Faculty. Petroleum Engineering School, Director Fernando Enrique Calvete Gonzalez. Petroleum engineering

INTRODUCCIÓN

Hoy en día se cuenta con diferentes fuentes de energía más asequibles y que proveen a un menor costo la energía requerida por diferentes industrias, el gas natural ha sido una de ellas que aporta diferentes ventajas medioambientales y operacionales y cuya utilización y consumo va aumentando año a año aumentando también su participación en la matriz energética mundial.

Inicialmente el único gas natural que se utilizaba provenía de los campos de gas libre, mientras que el gas asociado a la producción de hidrocarburos era quemado en teas como un desecho, el gas asociado fue considerado en Colombia como un subproducto de la explotación del crudo y empieza a aparecer en la legislación colombiana prohibiendo explícitamente su quema mediante la Ley 10 de 1961 y ratificándolo mediante el decreto 1873 de 1973.

En 1986 se establece el primer plan de uso general del gas natural llamado “programa de gas para el cambio” con el objetivo de sustituir fuentes energéticas de alto costo, pero su desarrollo fue limitado debido al bajo volumen de reservas de esa época, en 1990 se crea el documento oficial “Lineamientos del cambio” que busca crear la necesidad de la cultura de gas y se desarrollan diferentes estudios que confirman beneficios económicos para el país derivados de la utilización del gas natural como combustible.

A finales de 1991 el Consejo Nacional de Política Económica y Social (CONPES) basándose en el estudio que realizó en conjunto con la comunidad económica europea, aprobó el programa para la masificación del consumo de gas debido a que en dicho estudio se identificaron los principales proyectos del plan de masificación del gas. En este documento el CONPES diseñó una política macroeconómica y energética integral, estableciendo facilidades para los particulares mediante el esquema de concesiones en la construcción de gasoductos troncales y habilitando también la posibilidad de la distribución a cargo de empresas privadas o mixtas.

En 1992 la Comisión Nacional de Energía aprobó el sistema de transporte de gas, separándolo en troncal, subsistemas y distribución, garantizando de esta manera un suministro adecuado a los futuros usuarios. En 1993 mediante el documento Minminas - Ecopetrol DNP-2646-UINF-DIMEN se expresó la necesidad de promocionar una matriz energética más eficiente y conveniente para el país sustituyendo energéticos de alto costo. En el mismo año se expidió el Decreto 408 de marzo 3, en el cual el CONPES aprobó las estrategias para el desarrollo del Plan Gas, que contemplaban la conformación de un sistema de transporte de gas natural, donde Ecopetrol ejercería, directamente o por contrato, la construcción de los gasoductos utilizando esquemas de BOMT (siglas en inglés del esquema de financiación en donde un inversionista privado Construye (B), Opera (O), Mantiene (M) y Transfiere (T o similares), para conectar los campos de producción con los centros de consumo en el país, de igual manera se estableció el marco normativo y tarifario, designando a los entes respectivos para garantizar la penetración del gas natural.

Con estas políticas, se fomenta la masificación del uso del gas que permitirá modificar el patrón de consumo de todos los sectores y establecer una oferta adecuada de energía. Promoviendo de esta manera la producción de gas natural en el país no solo en los campos de gas, sino en el tratamiento del gas asociado a la producción de hidrocarburos; es por esto que las industrias petroleras invierten recursos para la construcción de plantas de tratamiento y procesamiento de gas dentro de los campos petroleros buscando la máxima utilización de este recurso con políticas de mínima o cero quema de gas.

Las diferentes plantas de gas construidas hace algunas décadas, tienen equipos que han quedado atrás con respecto a nuevas tecnologías, que han disminuido su eficiencia debido al uso de los mismos o que simplemente tienen un diseño ineficiente debido al poco conocimiento que se tenía en estos procesos, por lo que se hace necesario realizar una evaluación tanto energética como de eficiencia de los equipos y del proceso actual en general para establecer oportunidades de mejora.

En este documento se realizará una revisión bibliográfica de los diferentes procesos que intervienen en el tratamiento de gas, se hará una descripción de los diferentes sistemas que integra la planta de gas objeto de este estudio.

Se realizará la simulación en el software Promax del estado actual de operación de la planta de gas determinando la producción de subproductos y el consumo energético requerido y se comparará con el consumo energético real medido directamente en la planta de gas.

Se propondrán los cambios requeridos para la optimización de la producción de Fuel gas, Nafta y GLP procurando conservar o disminuir el consumo energético, para lo cual se realizará una simulación del escenario seleccionado en el software Promax para determinar el aumento de la producción de los subproductos y el requerimiento energético derivado de dicha optimización.

Se realizará un análisis del costo beneficio que se obtendría al realizar dichos cambios teniendo en cuenta los gastos asociados a la implementación de las modificaciones requeridas para la optimización de la planta de gas tanto iniciales (compra de equipos, modificaciones a la infraestructura, etc) como a largo plazo (costos operacionales, mantenimiento asociado a las modificaciones requeridas entre otros) determinando si es o no favorable realizar la optimización propuesta.

1. GENERALIDADES

En las últimas décadas la tecnología del gas ha tenido un desarrollo y el perfeccionamiento de su tecnología ha contribuido a que sea un recurso utilizado tanto en las industrias como en el hogar.

Como combustible ofrece ventajas que sobrepasan las características, disponibilidad, eficiencia y manejo de otros combustibles líquidos, este combustible es limpio, no produce hollín ni mugre; por lo tanto, los equipos en que se usa como combustible no requieren mantenimiento especial. Puede manejarse a determinadas presiones de entrega en sitios de consumo; su poder calorífico y combustión son altamente eficientes; volumétricamente es susceptible a la compresión o expansión, en función a la relación presión-temperatura que se le desee; puede ser transportado por sistemas de tuberías especialmente diseñadas, que permiten mantener rangos de volúmenes a presiones deseadas; la entrega puede ser continua y directa a los artefactos donde debe consumirse, utilizando controles y reguladores, sin requerimientos de almacenaje en sitio o preocupación por volúmenes almacenados en el sitio de uso; la reversibilidad gas-líquido-gas lo hace apto para el envasado en pequeños y seguros recipientes, fáciles de manejar, transportar e instalar para suplir combustibles en sitios no servidos por red de tuberías de distribución; su costo por volumen es muy económico por su eficiencia y poder calorífico; las características de funcionamiento limpio y eficiente, su rendimiento y precio económico han logrado que cada día se expanda el mercado, por ejemplo, el de gas natural para vehículos (GNV), siendo el gas metano mucho menos contaminante para el medio ambiente que otros combustibles.

Como insumo para procesos, el gas seco, húmedo o condensado, a través de tratamientos adecuados, sirve de insumo para la refinación y petroquímica, donde por medio de plantas especialmente diseñadas se hacen recombinaciones de las moléculas de los hidrocarburos para obtener materia prima semielaborada para una cadena de otros procesos o productos finales para los mercados. El gas, sujeto a procesos y tratamientos adecuados y separados en metano, etano, propano y butano, puede ir finalmente a las plantas petroquímicas para ser convertido en una variedad de productos semielaborados o finales. De igual manera puede ser enviado a las refinerías, donde sus moléculas son desintegradas térmicamente y con extracciones adicionales derivadas de los crudos allí refinados, son enviadas a las plantas petroquímicas. A su vez, las plantas petroquímicas pueden enviar productos a las refinerías¹.

1.1. GAS NATURAL

¹ Enciclopedia McGraw-Hill de Ciencia y Tecnología”, Segunda Edición, Editorial McGraw-Hill, Vol. III (1999).

Es un recurso natural no renovable con características combustibles aplicables a una gran variedad de aplicaciones que van desde el uso doméstico hasta uso en diversas ramas industriales, formado por hidrocarburos con puntos de ebullición muy bajo, se origina por la transformación de la materia orgánica proveniente de animales y vegetales sometida a la acción bacteriológica, altas presiones y temperaturas durante millones de años, por efecto del asentamiento de las capas de sedimentos que la contienen, puede encontrarse en el subsuelo en espacios porosos de ciertas rocas, (estructuras geológicas denominadas yacimientos) generalmente atrapado entre el petróleo y una capa rocosa impermeable; el gas natural no posee un olor específico, el gas natural es un compuesto de metano, etano y propano principalmente, con contenidos más bajos de butano, pentano, hexano, heptano y octano.

Los componentes que se obtiene durante el procesamiento del gas pueden ser los descritos a continuación:

Gasolina Natural: compuesta de pentano, hexano y heptano, es utilizada para mezclar con la gasolina producida en refinerías o con petróleo para mejorar su densidad y aumentar el valor comercial, uno de los aspectos importantes en este producto es la volatilidad del mismo, condición que es afectada por el Vapor Reid (RVP). A temperatura y presión ambiente tiene tendencia a evaporarse.

Gas licuado de Petróleo (GLP): compuesto por propano y butano principalmente, puede ser almacenado en forma líquida a presión atmosférica y temperatura de -45° , posee mayor poder calorífico que el Gas Natural Licuado y sus vapores son más pesados que el aire. A Presión y temperatura ambiente se encuentra en estado gaseoso.

Gas Natural Licuado (GNL): compuesto básicamente de metano puede lograr su licuefacción a temperaturas de -258°F y tiene relación de compresión de 600:1 para ser transportado.

Líquidos del Gas Natural (LGN): compuesto por etano, propano, butano y otros hidrocarburos pesados, son los productos que se originan como consecuencia del tratamiento realizado al gas natural, se utilizan como materia prima para la elaboración de productos plásticos, alcoholes, fertilizantes, fibras sintéticas, entre otros, también pueden ser utilizados en la fabricación de componentes de alto octanaje para gasolinas y como combustible industrial, comercial o residencial.

De acuerdo con su composición el gas Natural puede clasificarse como:

Gas Agrio: que contiene componentes azufrados como sulfuro de hidrógeno y mercaptanos, también puede contener dióxido de carbono que lo hace corrosivo.

Gas Dulce: Contiene sulfuro de hidrógeno en cantidades inferiores a 4 ppm y menos del 3% de Carbono.

Gas Húmedo o rico: contiene alta proporción de componentes pesados por lo que puede obtenerse cantidades de hidrocarburos líquidos (C_3^+), es utilizado en petroquímica y en la elaboración de la gasolina natural.

Gas Seco o pobre: compuesto por metano y etano principalmente, es utilizado como combustible, para mantenimiento de presión de hidrocarburos y en la producción de hidrógeno.

De acuerdo con su localización en el subsuelo, el gas natural puede ser:

Gas asociado: Que se encuentra en contacto o disuelto en el crudo del yacimiento, puede ser clasificado como gas libre o gas en solución.

Gas no asociado: se encuentra en yacimientos que no contienen crudo, a las condiciones de presión y temperatura originales puede ser gas húmedo amargo, húmedo dulce o seco.

La composición del gas natural es una mezcla de compuestos gaseosos en proporciones variables de naturaleza orgánica o inorgánica.

Compuestos orgánicos: el primer grupo son los compuestos parafínicos C_nH_{2n+2} que son miembros de la serie metano en química, puede aportar generalmente el 90% del volumen del gas Natural.

Compuestos inorgánicos: representa en general el 10% de la composición total de gas, está conformado por dióxido de carbono (CO_2), Sulfuro de hidrógeno (H_2S), Nitrógeno (N_2) que en altas concentraciones reduce el poder calorífico del gas natural por su propiedad incombustible y en algunas ocasiones por Helio (He), adicional a estos compuestos también se encuentra agua (H_2O) en cantidades variables.

Contenido Líquido de un gas (GPM)

Se define como el número de galones de líquido que puede obtenerse de 1000 pies cúbicos normales de gas. Se expresa generalmente como GPM y es conocido como la “*Riqueza del gas*”, el metano y etano no son considerados al calcular el contenido de líquido del gas natural, debido a que sólo el propano y compuestos más pesados, pueden en la práctica

recuperarse como líquidos; asumiendo además que los componentes más pesados que el propano son totalmente recuperados como líquido.

Para el cálculo del GPM se considera el volumen en pies cúbicos normales de un componente dado en estado gaseoso, requerido para producir un galón de líquido². Este factor se determina a partir de la densidad líquida y peso molecular de cada componente puro, mediante las siguientes ecuaciones:

$$\frac{PCN}{Galón\ de\ líquido} = \frac{379\ pies\ cúbicos\ estandar \times \rho_L}{7,4805 \frac{gal}{pie^3 \times PM}} \quad \text{Ecuación 1.1}$$

Donde:

ρ_L = densidad líquida del componente puro

PM = peso molecular del componente puro

Para un componente puro:

$$GPM_i = \frac{\frac{1000 \times y_i}{PCN}}{Galón\ de\ líquido} \quad \text{Ecuación 1.2}$$

Donde:

y_i = fracción molar del componente i

De esta manera, el GPM de una mezcla de “n” componentes viene dado por la sumatoria de los GLM_i de los componentes puros que la forman.

$$GPM = \sum_{i=1}^n GPM_i \quad \text{Ecuación 1.3}$$

1.2. PROCESO DE EXTRACCIÓN DE LÍQUIDO DEL GAS NATURAL

Procesos a los cuales se somete el gas natural para la separación de sus componentes principales. Los componentes que se obtienen del procesamiento del gas natural, puros o

² Martínez, M.; Ingeniería de Gas. Principio y Aplicaciones, Ingenieros Consultores F.R.L, Venezuela. 1999.

mezclados; son utilizados como combustibles, insumo petroquímico o en la elaboración de gasolina.

La recuperación de líquidos del gas natural se obtiene mediante cambios de las condiciones del gas. De esta manera, al producirse cambios en el equilibrio de los componentes del gas natural se puede lograr que algunos de ellos se condensen y otros se vaporicen, esto ocurre a medida que estos componentes tratan de alcanzar una nueva condición de equilibrio. Generalmente, las condiciones que más suelen cambiar son presión y temperatura. También se puede introducir un material diferente dentro de la corriente gaseosa. Usualmente, estas tres condiciones suelen combinarse.

Los métodos de recuperación de líquidos del gas natural están basados principalmente en:

- Refrigeración mecánica
- Sistemas de absorción
- Procesos criogénicos

2. TRATAMIENTO DE GAS

La producción de gas se puede dar en pozos que produzcan conjuntamente crudo-gas (gas saturado) hasta pozos de producción únicamente de gas (gas seco).

La variación de la composición del gas puede ser afectado por:

- Contenido de componentes pesados.
- Porcentaje de gases ácidos.
- Porcentaje de gases inertes.

La Nafta es un derivado del petróleo que puede ser extraído de los yacimientos de crudo o gas. Está compuesto principalmente por una mezcla de hidrocarburos que contiene etano, butano, propano, e hidrocarburos pesados³. Los usos de la Nafta son diversos tanto en la producción y mejoramiento de la calidad del crudo dentro del proceso y fuera del proceso de producción de hidrocarburos en la producción de etileno⁴, es usada como catalizador en la producción de gasolina de alto octanaje⁵. La recuperación de la Nafta es una etapa fundamental en el proceso de purificación del gas comercial. El principio básico se centra en el control de las propiedades termodinámicas, principalmente presión y temperatura de cada uno de los constituyentes que hacen parte de la mezcla que ingresa al proceso, de tal manera que un enfriamiento que reduzca la temperatura a un estado igual o menor que al punto de rocío permite su condensación inmediata⁶.

2.1. REFRIGERACIÓN MECÁNICA

La corriente de gas es enfriada mediante un sistema externo de refrigeración; los líquidos condensados son separados en un separador de baja temperatura y estabilizados en una columna desetanizadora, las dos secciones básicas que componen esta refrigeración son: la sección de generación de líquidos (integrada por el *chiller*) y la sección de

³ Bian, H., Xu, W., Li, X., & Qian, Y. A Novel Process for Natural Gas Liquids Recovery from Oil Field Associated Gas with Liquefied Natural Gas Cryogenic Energy Utilization. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2011.

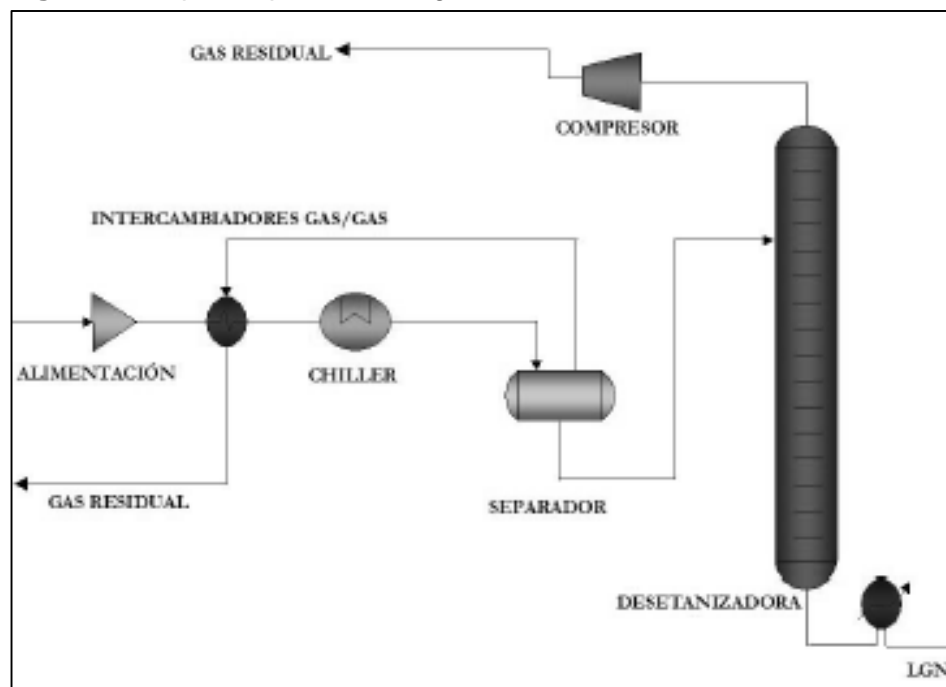
⁴ Keyvanloo, K., Towfighi, J., Sadrameli, S., M., & Mohamadalizadeh, A. Investigating the effect of key factors, their interaction and optimization of naphtha steam cracking by statistical design of experiments. Journal of Analytical and Applied Pyrolysis. 2010.

⁵ Hou, W., Su, H., Hu, Y., & Chu, J. Modeling, Simulation and Optimization of a whole Industrial Catalytic Naphtha Reforming Process on Aspen Plus Platform. Chinese Journal of Chemical Engineering. 2006.

⁶ Mokhatab, S., & Poe, W. A., Handbook of Natural Gas Transmission and Processing, Chapter 10. Natural Gas Liquid recovery. Boston, 2012.

acondicionamiento del producto; en esta refrigeración se incluyen las etapas de expansión, evaporación, compresión y condensación del refrigerante.

Figura 1. Esquema proceso refrigeración mecánica



Fuente: Tomado de PDVSA CIED, "Plantas de Extracción de Líquidos del Gas Natural", Caracas. 2001.

2.2. SISTEMA DE ABSORCIÓN

Este proceso de extracción de líquidos mediante absorción puede realizarse a temperatura ambiente o a condiciones de refrigeración, en donde se pone el gas en contacto con un líquido que contienen mínimo contenido de componentes del gas natural de tal manera que al entrar en contacto con el gas este líquido absorba o disuelva parte del gas en una torre de absorción, donde el líquido del fondo es rico en los productos líquidos del gas natural y el gas residual es aquel que resulta de haberle extraído todos los líquidos al gas de alimentación. El aceite rico se dirige a una torre desetanizadora y su función es separar el etano y demás fracciones livianas que se hayan absorbido en el aceite, con la finalidad de acondicionar los productos líquidos, permitiendo así que entren en especificación.

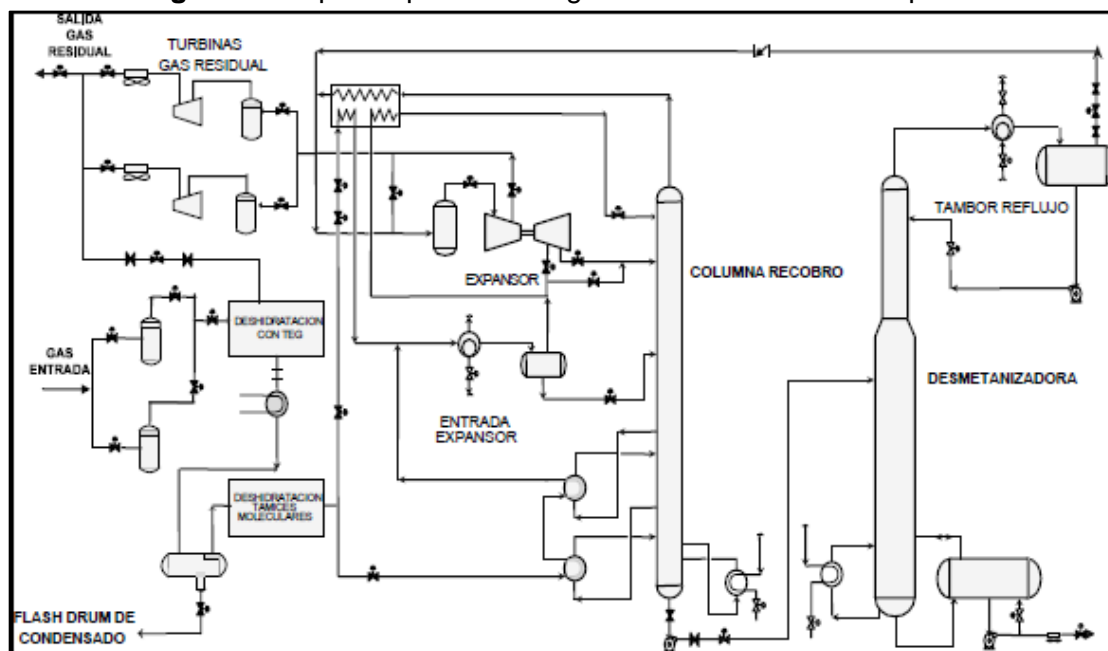
Este método posee alta eficiencia en la recuperación de etano (hasta valores de 50%) y para el caso de recobro de propano se pueden alcanzar valores de hasta 99%, con la

limitante de los altos costos de capital que se tienen con el solvente y las recurrentes pérdidas por arrastre⁷.

2.3. PROCESOS CRIOGÉNICOS

Están asociados con la producción y efectos de muy bajas temperaturas⁸. El rango de temperaturas criogénicas es considerado por debajo de $-150\text{ }^{\circ}\text{F}$ generalmente, sin embargo, la industria considera temperaturas criogénicas por debajo de $-50\text{ }^{\circ}\text{F}$ (la mínima temperatura que se alcanza con un sistema de refrigeración con propano), condiciones a las que prácticamente todo el propano y el resto de los hidrocarburos más pesados contenidos en él, se licúan (C_3^+). Los líquidos formados pueden ser separados por una serie de torres fraccionadoras. En la **Figura 2** se muestra un proceso típico en una Planta de Extracción de Líquidos⁹.

Figura 2. Esquema proceso criogénico de extracción de líquidos



Fuente: Martínez, M.; Ingeniería de Gas. Principio y Aplicaciones, Ingenieros Consultores F.R.L, Venezuela. 1999.

⁷ PDVSA CIED, Plantas de Extracción de Líquidos del Gas Natural, Caracas. 2001

⁸ Padua, J.; Elementos de Ingeniería de Gas, CEPET. 1996.

⁹ Martínez, M.; Ingeniería de Gas. Principio y Aplicaciones, Ingenieros Consultores F.R.L, Venezuela. 1999.

Estos procesos criogénicos pueden ser utilizados para separar el gas natural de los líquidos o para licuefactar el gas natural con la finalidad de hacer viable su transporte a puntos lejanos.

Las etapas fundamentales del procesamiento son¹⁰:

- Deshidratación: para remover la humedad (vapor de agua) del gas.
- Pre-enfriamiento: en esta etapa se enfría el gas, para acondicionarlo antes de entrar a la primera etapa de expansión con la finalidad de obtener la mayor condensación de líquidos.
- Expansión: en esta etapa, el gas es sometido a una expansión brusca, que produce un descenso en la temperatura del mismo y una condensación de gas en líquido.
- Desetanización: consta de una torre de destilación que tiene como objetivo remover el etano, y más livianos de los líquidos condensados.

2.3.1. Proceso de deshidratación. Todo gas natural extraído de los campos de producción contiene agua, en su gran mayoría en forma líquida y puede ser removida fluyendo el gas a través de separadores, sin embargo, aún después de pasar el gas por los separadores, quedará agua en forma de vapor, que puede ser removido al condensarlo parcialmente, esto puede ser logrado realizando variaciones en la presión y la temperatura del gas¹¹.

De acuerdo con su principio de operación puede ser clasificado como:

- Absorción en lecho sólido
- Absorción con solventes físicos

La Absorción en lecho sólido es el proceso en el que moléculas de vapor de agua son retenidas en la superficie de un sólido por fuerzas superficiales; suelen utilizarse tamices moleculares hechos con cristales sintéticos de silicatos de aluminio metálicos, que poseen estructuras cristalinas en forma de celdas unitarias, en donde sólo las moléculas cuyo diámetro efectivo es menor que la abertura del poro del cristal, son admitidas en las cavidades internas donde son fuertemente absorbidas y presentan alta selectividad por las moléculas polares¹².

En la absorción con solventes físicos se utilizan líquidos que poseen la habilidad de absorber agua contenida en un gas; suele emplearse monoetilenglicol (MEG) o trietilenglicol

¹⁰ Padua, J.; Elementos de Ingeniería de Gas, CEPET. 1996.

¹¹ Ibit..

¹² Flores, J.; Control Adaptativo Nivel – Flujo en el Tanque de Alimentación a la Estabilizadora. Trabajo de Grado. Universidad de los Andes. 1990.

(TEG), el cual es un líquido higroscópico e insoluble en hidrocarburos; al ponerlo en contacto con una corriente de gas en una torre absorbadora (la cual puede ser de platos o empacada) el agua va siendo retirado mientras el gas entra por el fondo de la torre y la solución de glicol entra por el tope.

2.4. TURBOEXPANSIÓN (PROCESO ISOENTRÓPICO)

La energía interna se convierte en energía cinética al realizar la expansión de un gas en una tobera para producir una corriente de alta velocidad, esta energía cinética puede convertirse en trabajo de eje cuando el flujo pega en los álabes de una flecha giratoria. Es así como una turbina (o expansor) está formada por un conjunto alterno de toberas y álabes giratorios a través de los cuales fluye vapor o gas en un proceso de expansión de estado estable, cuyo efecto global es la conversión eficiente de la energía interna de una corriente de alta presión en trabajo de eje.

En el proceso de turboexpansión para la extracción de líquidos del gas natural se usan refrigerantes externos para pre-enfriar la corriente de gas natural que se va a expandir, así es más fácil alcanzar las temperaturas requerida y la condensación de los hidrocarburos, manteniendo el metano en forma gaseosa. Este proceso permite la recuperación entre 90 a 95% del etano, entre 90 a 98% del propano y 100% de C_4^+ .

El turboexpansor produce la expansión del gas y la recuperación del trabajo reversible, pueden ser axial o radial; los expansores de flujo axial pueden ser de acción y reacción y son adecuados para expansores multietapas; los turboexpansores radiales resisten esfuerzos menores, lo que permite que funcionen a una mayor velocidad y tengan una mayor eficiencia, el trabajo producido es aprovechado para comprimir gas residual, el turboexpansor es una turbomáquina térmica motora, altamente eficiente que consiste en una turbina de flujo radial que expande repentinamente un gas (generalmente gas natural) logrando un descenso en su temperatura para su posterior separación en subproductos según sus temperaturas de condensación o bien para aplicaciones de control de punto de rocío. Dicha turbina transmite potencia extraída del gas expandido a través de su flecha motriz hacia otro dispositivo que normalmente es un turbocompresor utilizado generalmente, para incrementar la presión del gas residual de la planta, antes de los compresores principales.

Un expansor enfría el gas al bajar la presión y remover energía del gas, dicha energía se usa para accionar el compresor acoplado al expansor. El máximo enfriamiento del gas en un expansor ocurrirá a la máxima reducción de gas a la salida del compresor, es decir; cuando el compresor este a carga completa. La energía calórica removida del gas en un expansor y/o sistema de refrigeración es aproximadamente igual al calor latente removido

del producto líquido que abandona el desetanizador. Para obtener más producto líquido se requiere remover más energía del gas. Cerca del 85% del enfriamiento del gas ocurre en intercambiadores gas-gas y en precalentadores de alimentación tipo gas-líquido. El resto ocurre en los expansores¹³.

Al realizar la expansión a través de turboexpansores, se realiza a entropía constante del gas, esto en el caso ideal, pero en la realidad se presenta un porcentaje de pérdidas de eficiencia que produce una cantidad de trabajo menor a la esperada teóricamente.

El turboexpansor consiste en un equipo de expansión del gas en el que el trabajo producido es aprovechado para comprimir el gas residual, este equipo se encuentra ubicado en un *skid* o patín con un sistema de gas de sello y su lubricación correspondiente, su diseño permite una fácil operación y mantenimiento, este equipo básicamente se compone de tres partes:

- Carcaza de expansión: con bridas de succión y descarga, tobera, álabes, guías, válvulas de control de flujo, válvulas de control de empuje
- Sección Central o MCS por sus siglas en Ingles (*Mechanical Center Section*) en donde se encuentra la parte rotativa del equipo.
- Carcaza de compresión: con sus bridas de succión y descarga, tobera.

Pueden encontrarse de flujo axial (el flujo de gas es paralelo al eje o árbol de la turbina) o de flujo radial (el flujo de gas está en ángulo recto con el eje de la turbina).

Las turbinas axiales se asemejan a las turbinas convencionales de vapor y son de una etapa o de etapas múltiples con álabes de impulso o de reacción o una combinación de alabes de impulso o reacción; generalmente estas turbinas no son utilizadas para producir bajas temperaturas, pero constituyen dispositivos para recuperación de energía y se aplican donde las velocidades de flujo son muy elevadas.

2.4.1. Compresión. A diferencia de los procesos de expansión, que resultan en disminución de la presión del fluido, los procesos de compresión provocan aumentos en la presión, el objetivo principal de la compresión es aumentar la presión, disminuyendo con ello el volumen específico. Los compresores pueden ser de tipo dinámico (incluyen centrífugos y de flujo axial) o de desplazamiento positivo (reciprocantes o rotatorios)¹⁴.

2.4.2. Proceso isoentálpico. Cuando un fluido fluye a través de un estrechamiento (como un orificio, una válvula parcialmente cerrada o una obstrucción porosa) sin ningún cambio

¹³ PDVSA. Curso de Adiestramiento en Turboexpansores, 2003.

¹⁴ Compresión y Expansión del Gas, Programa de Especialización de Ingeniería de Gas, Puerto la Cruz. 1999.

apreciable en la energía cinética, el resultado principal del proceso es una caída de presión en el fluido, lo cual origina a su vez una reducción en la temperatura del mismo, este proceso de estrangulamiento no produce trabajo de eje y da como resultado un cambio despreciable en su elevación; en ausencia de transferencia de calor el cambio de entalpía es cero ($H_2=H_1$) por lo que el proceso ocurre a entalpía constante¹⁵.

2.5. EFECTO JOULE THOMSON

La refrigeración de una corriente de gas natural, es realizada fundamentalmente con el objetivo de reducir notablemente su temperatura de forma que los diversos componentes que constituyen la mezcla condensen como líquidos en mayor o menor porcentaje de acuerdo con el nivel de temperaturas alcanzado, este enfriamiento puede llevarse por medio de una reducción súbita de presión en la corriente de gas al someterlo a una expansión a través de una válvula, esta expansión es isoentálpica y es conocida como el efecto *Joule-Thomson*, al realizarse a través de un turboexpansor se realiza una expansión isentrópica.

La expansión se realiza con la entalpía de gas constante, este tipo de expansión es efectiva para la recuperación de líquidos en corrientes de gas húmedo provenientes de pozos de alta presión, al expandir la dicha corriente de gas húmedo, caliente y de alta presión a través de una válvula reguladora de presión simultáneamente disminuye la temperatura permitiendo que una fracción de los componentes del gas, en especial intermedios y pesados, condensen como líquidos.

Modificación observable de la temperatura de un gas que tiene lugar al disminuir la presión sin aporte de calor. Cuando un gas fluye desde un recipiente con presión inicial constante hasta otro con menor presión, a través de una pared porosa que modera su movimiento, la energía de interacción de las partículas del gas se modifica, y con ello el contenido de energía del gas. A temperatura ambiente, el trabajo realizado en contra de las interacciones durante la expansión lleva en casi todos los gases a una disminución de la temperatura. Esta reducción tiene numerosas aplicaciones técnicas. Por ejemplo, mediante el procedimiento Linde, el Efecto Joule-Thomson se puede utilizar para licuar gases y para obtener temperaturas bajas. El Efecto Joule-Thomson también se conoce como Efecto Joule-Kelvin o Efecto de Estrangulación¹⁶.

La válvula de expansión Joule-Thomson (JT) es un elemento de proceso que baja la presión y temperatura del gas, sin que este intercambie calor con los alrededores, expandiéndolo isoentálpicamente y de forma adiabática, logrando enfriar el gas a temperaturas

¹⁵ Smith, J.; Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química, Editorial McGraw-Hill, México. 1998.

¹⁶ Compresión y Expansión del Gas, Programa de Especialización de Ingeniería de Gas, Puerto la Cruz. 1999.

criogénicas. Son los dispositivos más usados en los sistemas de flujos, para controlar la magnitud del mismo por pérdidas irreversibles de presión. La expansión a través de la válvula JT reduce la primera ley de la termodinámica a $H_2=H_1$, lo cual indica que el proceso no realiza trabajo útil. De igual forma es importante acotar que el calor transferido a través de la válvula JT, se considera despreciable, por ello el proceso de expansión se considera adiabático.

2.5.1. Intercambiadores de Calor. Se define como un dispositivo mecánico, o equipo diseñado para transferir calor entre dos o más corrientes de fluidos que fluyen a través del equipo a diferentes temperaturas. El calor fluye como resultado del gradiente de temperatura, desde el fluido caliente hacia el frío; a través de una pared de separación, la cual se denomina superficie o área de transferencia de calor, es decir; no existe fuente de energía térmica en un intercambiador de calor. En resumen, las funciones típicas de un intercambiador de calor en los procesos industriales son las de recuperar calor (La corriente fría recupera parte del calor contenido en la corriente caliente, es decir; calentamiento y enfriamiento de las corrientes involucradas); la de evaporar (Una de las corrientes involucradas en el intercambio de calor cambia de fase líquida a vapor); y la de Condensar (una de las corrientes involucradas en el intercambio de calor cambia de fase vapor a fase líquida).

2.6. DESHIDRATACIÓN CON GLICOL

La deshidratación es el proceso por el cual se remueve el agua del gas, uno de los principales procesos de deshidratación es el proceso de absorción con glicol, en donde se aprovecha la alta capacidad higroscópica de los glicoles y la absorción física, en donde se pone en contacto una corriente de glicol en una columna de gas el cual sale por la parte superior del deshidratador y el glicol sale por la parte inferior con un porcentaje de agua en su contenido y es dirigido a un sistema de regeneración.

2.7. DESTILACIÓN

La destilación es un método usado para separar los componentes de una solución líquida, el cual depende de la composición y su distribución entre una fase vapor y una fase líquida. Ambos componentes presentes en las dos fases la fase de vapor se origina de la fase líquida por vaporización en el punto de ebullición. Esta separación se da cuando los componentes del vapor son diferentes a la composición del líquido con el cual está en equilibrio en el punto de ebullición de este último. La destilación puede realizarse por medio de dos métodos, el primero por medio de la producción de vapor por ebullición de la mezcla líquida que se va a separar en una sola etapa recuperando así condensado, en este método

el líquido no vuelve al destilador de una sola etapa y se ponga en contacto con los vapores que se desprenden. El segundo método implica el retorno de una porción del condensado al destilador, los vapores son separados por medio de una serie de platos o etapas y parte del condensado baja a través de los platos o etapas en contracorriente con respecto a los vapores; este segundo método se llama destilación fraccionada, con reflujo o rectificación¹⁷.

Existen tres tipos de destilación en una sola etapa que no incluyen rectificación:

Destilación en equilibrio o instantánea: en donde la mezcla líquida se vaporiza parcialmente, el vapor establece equilibrio con el líquido, y se separan las fases vapor y líquido, pudiéndose realizar continuamente o por lotes.

Destilación simple por lotes o diferencial: un líquido se introduce en un recipiente de calentamiento, en donde se hierve lentamente y a medida que se va produciendo el vapor, este es removido enviándolos a un condensador en donde se recolecta el vapor condensado (destilado), siendo más rico en componente volátil la primera porción.

Destilación simple con arrastre de vapor: los líquidos con alto punto de ebullición no pueden ser destilados a presión atmosférica, con frecuencia estas son insolubles en agua; por lo que se realiza una destilación con arrastre de vapor a temperatura más baja.

2.7.1. Torre De Platos. La separación se lleva a cabo en torres de destilación, generalmente son recipientes cilíndricos verticales, su área es suficiente para que las fases interactúen con el propósito de que se realice una transferencia de masa, esto se lleva a cabo con la ayuda de los platos o etapas y también poseen otros elementos como bombas, intercambiadores de calor, instrumentación, para su funcionamiento y control.

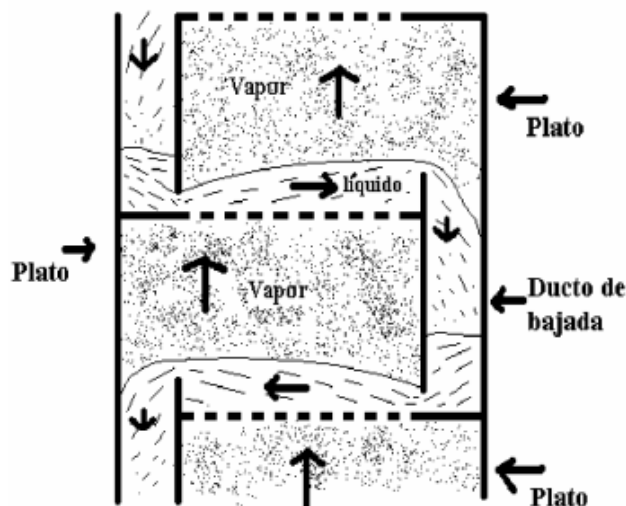
Una cierta cantidad de líquido se aloja en los platos pasando de uno a otro inferior, mientras que los vapores ascienden haciendo contacto con este líquido como se ve en la **Figura 3**.

Los platos realizan el trabajo en la columna de destilación y realizan el equilibrio entre las fases, en estos platos se realiza la transferencia de masa entre el líquido y el vapor, cada plato está conformado por un vertedero de salida (retiene líquido del plato superior), bajante

¹⁷ Carrasco Y, Evaluación de la eficiencia de la planta de extracción de líquidos San Joaquín, para diferentes riquezas del gas natural de alimentación. Trabajo de grado. Universidad de Oriente, Núcleo Monagas. 2006

(por donde se pasa el líquido al plato inferior) y la plataforma de plato o bandeja¹⁸, en la **Figura 4** se muestran estas partes.

Figura 3. Interior de Columna con platos perforados



Fuente: Carrasco Y, Evaluación de la eficiencia de la planta de extracción de líquidos San Joaquín, para diferentes riquezas del gas natural de alimentación. Trabajo de grado. Universidad de Oriente, Nucleo Monogas. 2006.

Los platos pueden ser de diferentes formas:

Platos perforados: son láminas de metal con agujeros por donde pasa el vapor del plato inferior y entra en contacto con el líquido el cual no baja por estas perforaciones por el efecto de la circulación del vapor, por lo que el vapor debe fluir a determinada velocidad para que no se drene el líquido y provoque inestabilidad hidráulica haciendo que disminuya la eficiencia de la columna.

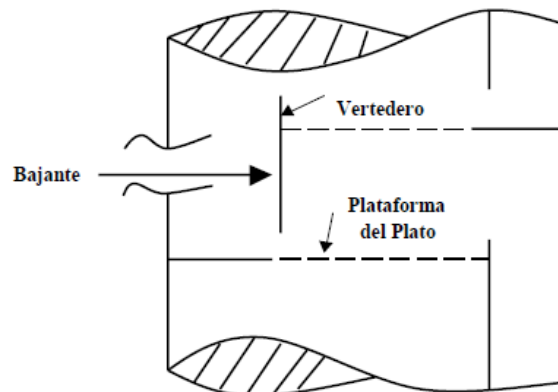
Plato de válvulas: es una modificación de la anterior, en donde las perforaciones tienen válvulas con movimiento vertical que proporcionan un área variable haciéndola funcional en bajas tasas de flujo de vapor, en este tipo de platos hay una tapa móvil que cubre los orificios, esta configuración minimiza el drenaje que se presenta cuando el flujo es bajo haciendo que la válvula tienda a cerrarse haciendo que el área varíe y manteniendo un balance dinámico de presión en el plato.

Plato de capuchones o campanas de burbujeo: en este tipo de plato el vapor pasa por entre los capuchones, después fluye por las ranuras de la periferia de cada tapa y las burbujas fluyen hacia arriba por el líquido que fluye¹⁹.

¹⁸ Enciclopedia Mc Graw Hill de Ciencia y Tecnología, Segunda edición, Ed. Mc Graw Hill Vol. III. 1999

¹⁹ Geankoplis, C. Procesos de transporte y operaciones unitarias. Ed. Mc Graw Hill, España. 1964.

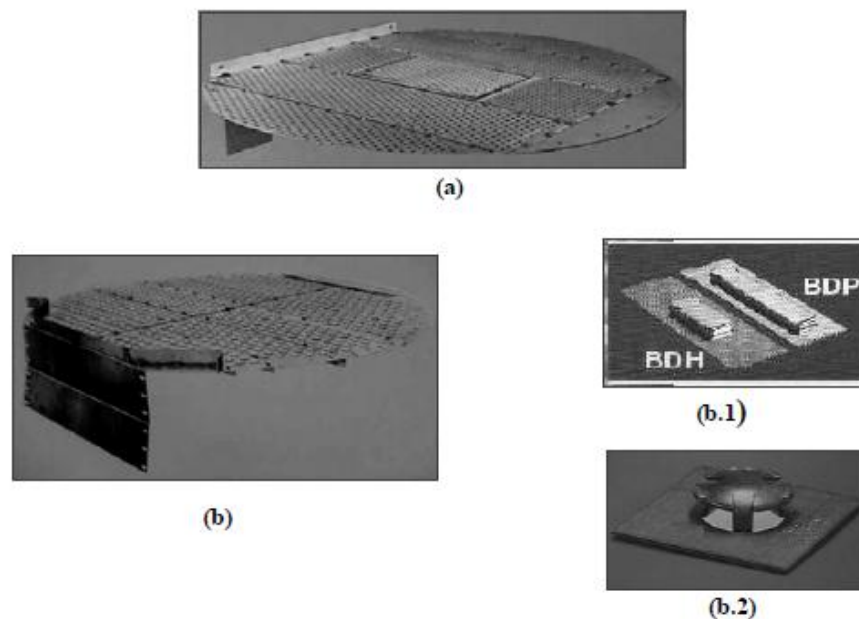
Figura 4. Componente de platos



Fuente: Enciclopedia Mc Graw Hill de Ciencia y Tecnología, Segunda edición, Ed. Mc Graw Hill Vol III. 1999.

En la **Figura 5** se muestran diferentes geometrías de platos²⁰, (a) plato tipo Tamiz, (b) Plato de Válvulas, (b,1) rectangulares (Nutter) (b.2) Válvula redonda (Koch)

Figura 5. Tipos de platos



Fuente: PDVSA CIED, Plantas de extracción de líquidos del gas natural, Caracas, 2001.

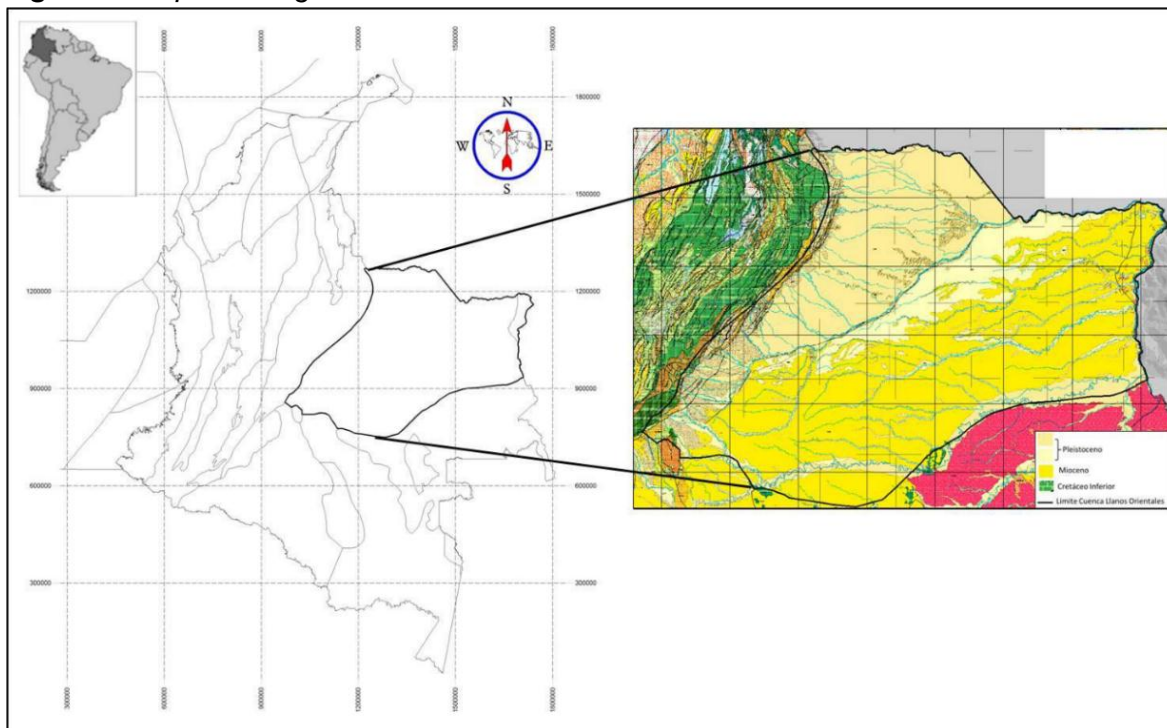
3. ANÁLISIS DEL ENTORNO

²⁰ PDVSA CIED, Plantas de extracción de líquidos del gas natural, Caracas, 2001.

La planta de gas objeto de estudio del presente documento se encuentra ubicada en la cuenca de los Llanos Orientales, esta cuenca se encuentra localizada en la región centro oriental de Colombia. De acuerdo con la ANH (2012) e ICP/ECOPETROL (1991) es una depresión topográfica plana, de orientación suroeste - noreste con alturas que oscilan entre 200 y 500 metros que se desarrolló en el flanco occidental del Escudo de Guyana; cubre una extensión de 225.603 km² (22.560.327 hectáreas). Sus límites geomorfológicos son la cuenca Apure - Barinas, al norte (de la cual se separa por el límite internacional de Colombia con Venezuela), la Serranía de La Macarena y el Arco del Vaupés al sur, el sistema de fallas de Guaicáramo y la Cordillera Oriental al oeste y el Escudo de Guyana al este. Está recubierta, en gran parte, por rocas del Terciario Superior y Cuaternario.

Desde el punto de vista hidrocarburífero, la cuenca Llanos Orientales ha sido dividida en tres sectores que muestran características geológicas propias: Arauca, Casanare y Meta (Bueno, 1985). Estos coinciden aproximadamente con los límites políticos de los departamentos de Arauca, Casanare y Meta, respectivamente.

Figura 6. Mapa Geológico de Colombia



Fuente: Mapa Geológico de Colombia Ingeominas adaptación ANH 2012

La planta de tratamiento de gas se encuentra ubicada en el departamento del Meta y tiene las siguientes condiciones medio ambientales:

Tabla 1. Datos Meteorológicos y geográficos

PARAMETRO	UNIDAD	VALOR
Precipitación	Mm	441-417 (mayo)
Humedad relativa	%	min:64%; max:90%; promedio:80%
Viento	Km/hr	10,8 NE
Elevación	msnm	182
Presión barométrica	Psia	14,4
Temperatura	°F	min:76 ; max:85
Radiación solar	Brillo (hr/dia)	min: 88; max: 270
Conductividad del terreno	BTU/hr.ft °F	80 ⁽¹⁾

⁽¹⁾ Se asume 80 Btu/hr.ft. °F. Este valor corresponde a suelo tipo arcilloso húmedo como se presenta en la zona.

3.1. ESTADO ACTUAL DE LA PLANTA

La planta de gas objeto de estudio fue ensamblada y entro en operación en el año 2010 con el fin de procesar el gas asociado al crudo producido, tiene una capacidad nominal de 3,7 MMSCFD y actualmente tiene una alimentación de gas natural como materia prima de 2,0 MMSCFD aproximadamente, la planta de gas está diseñada para la siguiente producción:

Tabla 2. Producción actual

PARÁMETRO	UNIDAD	GLP	NAFTA	GAS COMBUSTIBLE
CAUDAL	BPD	60	280	1,4 MMSCFD
PRESION	Psig	173	Atm	100
TEMPERATURA	°F	99	100	90

La planta de tratamiento de gas está diseñada para operar en forma continua con control local en cada uno de sus equipos y monitoreo en PLC local ubicado en el cuarto de control (CCM) propio de la planta.

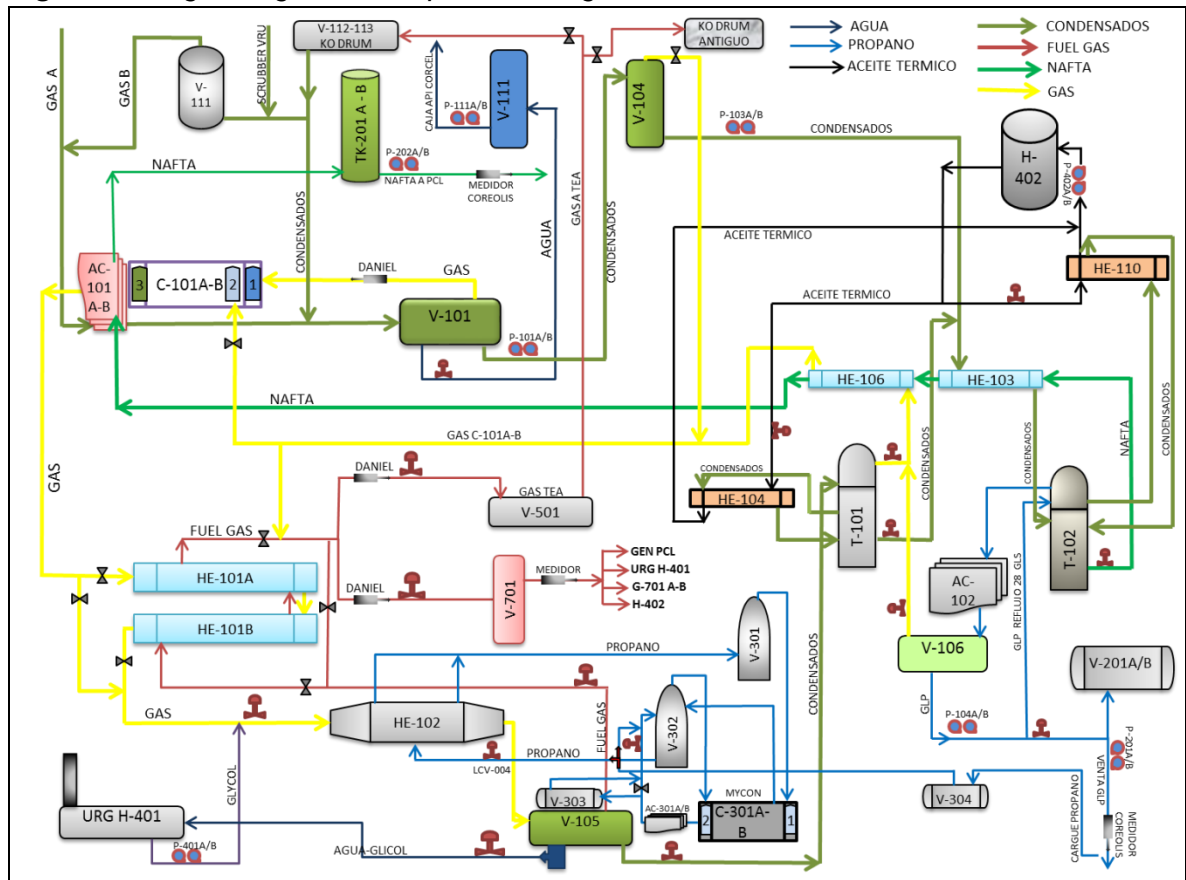
La planta de gas se compone de los siguientes sistemas:

- Sistema de acondicionamiento de gas.
- Sistema de refrigeración.
- Torre De-etanizadora.
- Torre Estabilizadora (Depropanizadora).
- Sistema de almacenamiento y Despacho de Nafta y GLP.
- Sistema de refrigeración con propano.

- Sistema de calentamiento de Glicol y aceite térmico.
- Sistema de Alivio a Tea.
- Sistema de Aire Comprimido.
- Sistema Gas Combustible.
- Unidad Recuperadora de Vapores.
- Sistema de recolección de Drenajes.

El gas que ingresa a la planta procede de dos fuentes, una de los separadores de producción y prueba que es llevada a un sistema de separación de líquidos (*Scrubbers*) y es ingresado a la planta de gas bajo control de presión y la otra es de las botas de gas de los Gun Barrels (denominada gas de baja presión) la cual requiere de una unidad recuperadora de vapores (VRU) para incrementar su presión, en la **Figura 7** se observa el diagrama general del proceso de tratamiento de gas en la planta objeto de estudio.

Figura 7. Diagrama general del proceso de gas



3.1.1. Sistema de acondicionamiento de gas. Este sistema tiene como finalidad retirar la mayor porción de hidrocarburos condensables y agua de la corriente principal de gas. El proceso consta de las siguientes etapas:

a. Enfriamiento del gas entrante. El enfriamiento se hace por medio de los aeroenfriadores AC-101 A/B, que disminuyen la temperatura del gas desde 123 °F hasta una temperatura de 105°F. La caída de presión máxima en este equipo se estima en 5 Psi. La presión del gas de entrada a la planta es de 20 psig, en la **Figura 8** se muestra como se encuentran ubicados los equipos en la planta de gas.

Figura 8. Aeroenfriadores AC-101 A/B y Separador V-101



b. Separación de líquidos. Se realiza por medio del separador trifásico V-101 en el cual se separan fluidos que llegan por dos fuentes, una proveniente de los separadores de producción y prueba en donde los fluidos de los pozos son tratados y a la que se denomina corriente de gas de alta presión, la cual es llevada a un sistema de separación de líquidos (*scrubber*) y se ingresa al separador de la planta de gas bajo control de presión; la otra fuente es la que llega de las botas de gas de los *Gun barrel* del proceso (ver **Figura 9**) denominada corriente de gas de baja presión, el cual requiere una unidad recuperadora de vapores (URV) (ver **Figura 10**) para incrementar su presión antes del ingreso al separador de la planta de gas, en la **Tabla 3**. se muestra la separación de fluidos realizada en este equipo.

Figura 9. Botas de gas de los Gun Barrel



Figura 10. Unidad Recuperadora de Vapor (URV)



Tabla 3. Separación de Fluidos

Fluido	Caudal	Presión Psig	Temp. °F	Servicio/Destino
Gas	1.8 MMSCFD	15	105	El gas pasa al <i>scrubber</i> de succión del compresor C-101 A/B
Hidrocarburos condensables	120 BPD			Los Condensables son transferidos por la bomba P-101A/B (una en operación y otra en <i>stand-by</i>) hacia el tambor de alimentación V-104.
Agua	3 BPD			Se envía a K.O. <i>Drum</i> existente

c. Compresión de gas. El gas es comprimido hasta una presión de 465 Psig por medio de los compresores marca Ariel con TAG C-101 A/B (los dos operando en paralelo) los cuales suministran al gas la fuerza motriz para su circulación a través de la planta, ver **Figura 11.**

Figura 11. Compresores marca Ariel



El gas es comprimido en tres etapas, cada una con un sistema de aerofriamiento para recuperar los líquidos condensables de acuerdo con la **Tabla 4.**

3.1.2. Sistema de refrigeración. El propósito de esta etapa es descender la temperatura del gas hasta una temperatura de 15°F para condensar la mayor porción de líquido con el fin de alcanzar el porcentaje de recuperación de GLP y Nafta establecido para la planta.

Tabla 4. Compresión del gas

ETAPA/COMPRESOR	UNIDAD	1	2	3
Presión succión	Psig	5	50	150
Presión descarga	Psig	50	150	527
Caudal gas	MMSCF	1,7	2,0 ⁽¹⁾	1,5
Caudal Líquido en <i>Scrubber</i> Succión/Etapa	BPD	0	230 ⁽²⁾	190 ⁽³⁾

⁽¹⁾ Al *Scrubber* de esta etapa es retornada una corriente de recirculación de gas proveniente de la torre deetanizadora para un caudal total de $(1.7+0.3 = 2 \text{ MMSCFD})$.

⁽²⁾ El líquido será dirigido hacia el separador de entrada V-101.

⁽³⁾ El líquido será dirigido hacia el tambor de alimentación V-104 a torre estabilizadora.

Figura 12. Elementos del sistema de refrigeración



a. Pre-enfriamiento. El gas que sale de la descarga de los compresores Ariel C-101 A/B, pasa por los intercambiadores HE-101 A/B donde es enfriado por la corriente de gas proveniente del separador de baja temperatura.

Figura 13. Compresores Mycom y compresores Ariel



b. Inyección de glicol. Se inyecta monoetilenglicol (MEG) a la corriente de gas antes de descender su temperatura para evitar la formación de hidratos y ayudar en la remoción del agua que pueda contener.

La cantidad de MEG inyectado a la línea de gas es ajustada a 10 BPD (0.3 GPM) a una temperatura de 120 °F.

c. Expansión. La corriente de gas se expande hasta una presión de 225 Psig por medio de la válvula PCV-022 con el fin de disminuir la temperatura de la misma.

d. Refrigeración. En el Chiller HE-102 se reduce la temperatura del gas (Tubos) hasta 15 °F por medio de propano líquido refrigerante (Coraza @ -12.75 °F y 15 Psig).

e. **Separación.** Los líquidos condensados en el Chiller son separados en el separador de baja temperatura V-105 como se muestra en la **Tabla 5**.

Tabla 5. Separación de líquidos condensados

Fluido	Caudal	Presión Psig	Temp °F	Servicio/Destino
Gas	1.31 MMSCFD	225	15	El gas pasa al intercambiador HE- 101 donde enfría la corriente de gas entrante al <i>chiller</i> . Este gas es usado como Gas Combustible y es considerado como uno de los productos de la planta.
Hidrocarburos Condensables	1603 BPD			Los condensados son alimentados a la torre deetanizadora.
Agua	15 BPD			La mezcla Agua-Glicol es dirigida hacia el sistema de recuperación de glicol.

3.1.3. Torre De-etanizadora. En la torre T-101 (ver **Figura 14**) se separan las fracciones más livianas (principalmente etano y algo de propano) de los condensados alimentados a la torre. La corriente de cima (gas) es recirculada a los Scrubber de la segunda etapa de los compresores Ariel C-101A/B.

La corriente de cima enfría la corriente de fondos de la torre estabilizadora (Deetanizadora) T-102 en el intercambiador HE-106.

El líquido de los fondos alimenta la torre estabilizadora para la producción de GLP y Nafta, en la **Tabla 6** se encuentran las condiciones de operación de este equipo.

Tabla 6. Condiciones de operación Torre Deetanizadora

Sección de la torre	Condición	Unidad	Valor
CIMA	Presión	Psig	223
	Temperatura	°F	78,4
	Caudal (gas)	MSCFD	1072
FONDOS	Presión	Psig	233
	Temperatura	°F	173
	Caudal (Liq.)	MSCFD	1003

Figura 14. Torres Deetanizadora, Depropanizadora y tambor alimentador



3.1.4. Tambor de alimentación a torre estabilizadora (V-104). En la **Figura 14** se observa la ubicación de esta vasija, este recipiente recibe el líquido proveniente de las bombas P-101A/B y de los *scrubbers* de la tercera etapa de compresión.

La corriente de hidrocarburos condensados es mezclada con el líquido proveniente de los fondos de la torre deetanizadora.

En la **Tabla 7** se observan las condiciones de operación.

Tabla 7. Condiciones de operación tambor de alimentación

Fluido	Caudal	Presión Psig	Temp °F	Servicio/Destino
Gas	0,05 MMSCFD	50	102	Suministro de gas desde la línea de Fuel Gas para presurización.
Hidrocarburos Condensables	30 BPD			Son transferidos por la bomba P-103A/B (una en operación y otra en stand-by) hacia la torre T-102.
Agua	2,5 BPD			Sistema de drenaje (<i>closed drain</i>)

3.1.5. Intercambiador alimentación - fondos torre estabilizadora. En el intercambiador HE-103 la corriente de alimentación a la estabilizadora T-102 es precalentada con la corriente de fondos de la torre estabilizadora. Las condiciones de operación para este intercambiador se aprecian en la **Tabla 8**.

Tabla 8. Condiciones de operación Intercambiador

Corriente	Temp. entrada °F	Temp. salida °F
Alimentación a T-102	125	207
Fondos Torre Estabilizadora	207	179

3.1.6. Torre estabilizadora o despropanizadora. En la Torre T-102 (ver **Figura 14**) se separan los dos productos principales de la planta, por la cima de esta torre se produce el GLP (Gas) y por los fondos se produce NAFTA (líquido); El GLP de cima es condensado en su totalidad mediante el aroenfriador AC-102 (Condensador) y acumulado en el tambor de reflujo V-106.

Para obtener el GLP y NAFTA dentro de especificaciones, es necesaria una corriente líquida de reflujo desde el tambor de acumulación a la torre.

La corriente de fondo después de pasar por el intercambiador HE-103 es enfriada en el intercambiador HE-106 con la corriente de cima de la torre deetanizadora, posteriormente es refrigerada en el aroenfriador AC-101 A/B para disminuir la volatilización de los compuestos más livianos en la NAFTA.

En las **Tabla 9** a **Tabla 12** se presentan las condiciones de operación de los equipos de este sistema.

Tabla 9. Torre Estabilizadora (Depropanizadora) T-102

Sección de la torre	Condición	Unidad	Valor
CIMA	Presión	Psig	45
	Temperatura	°F	125
	Caudal (gas)	MMSCFD	422
FONDOS	Presión	Psig	50
	Temperatura	°F	207
	Caudal (Liq.)	MSCFD	438

Tabla 10. Condensador AC-102

Condición	Entrada (Gas)		Salida (Líquido+Gas)	
	Unidad	Valor	Unidad	Valor
Presión	Psig	41	Psig	39
Temperatura	°F	101	°F	57
Caudal	MSCF	1618	BPD/MMSCF	112/0,16

Tabla 11. Tambor acumulador V-106

Condición	Unidad	Valor
Presión	Psig	38
Temperatura	°F	57
Caudal Reflujo	BPD	407
Caudal Almacenamiento	BPD	54
Caudal Total (Alimentación)	BPD	112

Tabla 12. Intercambiador HE-106

Corriente	Temp. Entrada (°F)	Temp salida (°F)
Cima torre deetanizadora	39,5	128
Fondos torre estabilizadora	207	535

3.1.7. Sistema de almacenamiento y despacho de Nafta Y GLP. A continuación, se realiza descripción de este sistema.

Almacenamiento de GLP. El caudal producido de GLP es transportado por medio de las bombas P-201 A/B (una en operación y la otra en Stand-by) hasta las balsas de almacenamiento (ver Figura 15). Las condiciones de almacenamiento de GLP se presentan en la Tabla 13.

Tabla 13. Condiciones de Almacenamiento GLP

Condición	Unidad	Valor
Presión	Psig	38
Temperatura	°F	56
Capacidad/Baja	BBL	675
Capacidad Total	BBL	1350

Figura 15. Balas de almacenamiento de GLP



Una bala se encuentra en descargue mientras que la otra se encuentra recibiendo la producción de la planta, las bombas P-201 A/B (una en operación y la otra en Stand-By) despachan el GLP para ser cargado en carrotanques con un caudal de 250 GPM @ 15 PSI.

El cargadero cuenta con una conexión de retorno entre el carrotanque y la bala que se esté descargando para equilibrar la presión y así mantener el GLP líquido durante la operación de cargue.

En caso de una emergencia (incendio, reguero, sobrellenado, etc.) se cuenta con válvulas principales motorizadas de entrada de producto a las balas. La botonera para el accionamiento de la apertura o cierre de esas válvulas es local, cerca de las bombas de descargue P-201 A/B

a. Almacenamiento de NAFTA. Es almacenada en dos tanques atmosféricos de 500 BBL cada uno, en la **Figura 16** se muestran dichos tanques.

Un tanque se encuentra en descargue mientras el otro recibe la producción de la planta; las bombas P-202A/B (una en operación y la otra en Stand-By) despachan la Nafta hacia el proceso de crudo con un caudal de 30 GPM para ser mezclado con el crudo producido por los campos, lo anterior se realiza con la intención de mejorar su calidad API.

Figura 16. Tanques de almacenamiento de Nafta



Las condiciones de almacenamiento de Nafta se presentan a continuación en la **Tabla 14**.

Tabla 14. Condiciones de Almacenamiento de NAFTA

Condición	Unidad	Valor
Presión	Psig	Atm
Temperatura	°F	88
Capacidad/Baja	BBL	500
Capacidad Total	BBL	1000

3.1.8. Sistema de refrigeración con propano. Este sistema provee el propano refrigerante para ser usado en el enfriamiento del gas entrante en el Gas Chiller HE-102.

a. Scrubber de succión compresor de propano. El propano evaporado proveniente del Chiller HE-102 entra al scrubber de succión V-301, donde se separa el líquido que pueda ser arrastrado a los compresores Mycom C-301 A/B/C.

Las condiciones del propano gaseoso a la entrada del compresor son presentadas en la **Tabla 15**.

Tabla 15. Condiciones de Propano

Condición	Unidad	Valor
Presión	Psig	10
Temperatura	°F	-20
Caudal	MMSCFD	0,61

El propano es comprimido por medio de los compresores Mycom C-301A/B/C (dos en operación y el otro en Stand-By). Las condiciones de la compresión son presentadas en la **Tabla 16** .

Tabla 16. Condiciones de Compresión

ETAPA	UNIDAD	1	2
Presión de succión	Psig	8	70
Presión de descarga	Psig	71	192
Caudal Propano (gas)	MMSCFD	0,61	0.61

La refrigeración de la corriente a la descarga de la segunda etapa se realiza en el aero-enfriador AC-301 hasta una temperatura de 120 °F.

El propano condensado en el aero-enfriador es acumulado en el economizador V-302. Las condiciones de operación del economizador son las que se muestran en la **Tabla 17** .:

Tabla 17. Condiciones de Operación del Economizador

Condición	Unidad	Valor
Presión	Psig	84,5
Temperatura	°F	50,3
Caudal Propano (Líquido)	BPD	1275

b. Expansión. El Propano proveniente del Economizador se somete a una expansión súbita hasta 10 Psig por medio de la válvula LCV-004, ubicada sobre la línea de entrada de propano en el *chiller*, con el fin de disminuir la temperatura del propano hasta -20 °F.

c. Refrigeración del gas entrante. Finalmente, dentro de la coraza del *chiller*, el propano se evapora debido al calor cedido por la corriente del gas entrante, y retorna al scrubber de succión del compresor C-301A/B.

3.1.9. Sistema de calentamiento de glicol y aceite térmico. El Monoetilenglicol (MEG) es inyectado en la corriente de Gas con el objeto de evitar la formación de hidratos y ayudar retirar agua.

a. Inyección a la corriente de Gas. La corriente Agua-MEG proveniente del separador de baja temperatura V-105 es precalentada en el intercambiador HE-401 con la corriente de MEG proveniente de las bombas dosificadoras P-401A/B.

La mezcla precalentada es alimentada al calentador de glicol H-401, donde la temperatura es aumentada hasta 300 °F, de tal forma que el agua en la mezcla se evapore en el calentador.

El equipo tiene un lecho empacado en la parte superior para evitar el arrastre de glicol en la corriente de vapor de agua.

El MEG deshidratado es alimentado a las bombas dosificadoras P-401 A/B para su inyección a la corriente de gas.

b. Calentamiento de los fondos de las torres deetanizadora y estabilizadora. Para el calentamiento de los fondos de las torres se utiliza aceite térmico a 207 °F que circula por los rehervidores HE-104 (torre deetanizadora o alimentadora) y HE-110 (torre depropanizadora o estabilizadora) calentando los líquidos provenientes del fondo de cada torre; las corrientes de aceite térmico que provienen de los rehervidores son calentadas nuevamente hasta 430 °F en el calentador de aceite (caldera) ver **Figura 17**.

La fuerza motriz para la circulación del aceite térmico en los dos circuitos de calentamiento es proporcionada por las bombas P-402A/B.

3.1.10. Sistema de alivio a tea. Todos los equipos que confinan gas a presión, cuentan con válvulas de seguridad como protección de la integridad del equipo.

Las descargas de las válvulas de seguridad se dirigen a un cabezal de recolección general.

El cabezal descarga a un “*Knock-Out Drum*” (K.O. *Drum*), donde se acumula el líquido que pueda ser arrastrado en la tubería (con pendiente hacia el K.O. *Drum*) además de los drenajes cerrados de la planta.

Figura 17. Caldera y Unidad recuperadora de Glicol



El líquido acumulado en el K.O. *Drum* es desalojado hacia el separador de entrada V-101 por medio de la bomba P-501, cada vez que el líquido alcance el nivel máximo dentro del equipo (30% del volumen).

El Gas proveniente del K.O. *Drum* es medido y finalmente quemado en una Tea a presión atmosférica.

La Tea EF-101 cuenta con un sistema de encendido asistido por un panel de ignición.

3.1.11. Sistema de aire comprimido. Este sistema proporciona el aire necesario para la operación de los instrumentos, y el aire industrial para la planta; este sistema consiste en dos compresores que descargan aire al tanque pulmón V-601 con una presión normal de 100 Psig con un solo compresor en funcionamiento (Leader).

Si el valor de la presión en el tanque cae por debajo de 90 Psig, el segundo compresor (Lag) entra en funcionamiento hasta alcanzar nuevamente la presión normal, momento en el cual el compresor (Lag) se apaga.

Si la presión del tanque V-601 cae por debajo de 70 Psig, se genera una alarma para que el operador decida si hay parada general de la planta.

Si la presión sube por encima de 130 Psig, los compresores se apagan hasta alcanzar la presión normal de operación.

3.1.12. Sistema de gas combustible. El gas proveniente de los intercambiadores de calor HE-101A/B es alimentado al *Scrubber* V-701 para retirar el líquido que pueda ser arrastrado por la corriente de gas. Las condiciones de operación del *Scrubber* se presentan en la **Tabla 18**.

Tabla 18. *Condiciones de Operación del Scrubber*

Condición	Unidad	Valor
Presión	Psig	100
Temperatura	°F	90
Caudal Gas Combustible	MMSCFD	1,40

El consumo de Gas combustible (*Fuel Gas*) se utiliza para los siguientes servicios:

- Consumo de los generadores eléctricos.
- Consumo de los calentadores de glicol.
- Piloto de encendido de la Tea.
- *Blanketing Gas* de los Tanques de almacenamiento de Nafta.
- Consumo en los calentadores de aceite térmico
- El gas que no sea consumido en la planta será medido y transferido para ser usado en la generación eléctrica del campo o quemado.

3.1.13. Unidad recuperadora de vapores. La unidad recuperadora de vapores URV proporciona la fuerza motriz necesaria para que el gas liberado del crudo tratado en los *Gun Barrels* pueda tratarse en la planta.

El gas proveniente de la Bota de Gas pasa al *Scrubber* de succión V-801, con el fin de separar el líquido que pueda ser arrastrado por la corriente de gas.

La compresión se realiza por medio de los compresores C-801A/B (Uno en operación y el otro en *Stand-By*). Las condiciones de compresión se presentan en la **Tabla 19**.

Tabla 19. Condiciones de compresión

VARIABLE	Unidad	Valor
Presión de Succión	Psig	5
Presión de descarga	Psig	25
Caudal de gas	MMSCFD	0,11

El gas comprimido se pasa a través del aero-enfriador HE-203, el cual desciende la temperatura del gas hasta 210 °F.

El gas enfriado pasa a través del *scrubber* de descarga donde se separa el líquido condensado de la corriente de gas. En la **Tabla 20** se muestran las condiciones de operación del *Scrubber* de descarga:

Tabla 20. Condiciones de scrubber de descarga

Fluido	Caudal	Presión psig	Temp °F	Servicio/Destino
Gas	0,11	25	210	Planta de tratamiento

La unidad recuperadora de vapor no hace parte de esta simulación por estar fuera de la planta de gas, estos condensados serán tomados como una entrada a la planta de gas junto con el gas de proceso.

3.1.14. Sistema de drenaje cerrado y agua producida. Los drenajes de los equipos, junto con el agua producida en el separador de entrada V-101 son conducidos a través de un cabezal general hasta un tanque sumidero.

Periódicamente los líquidos drenados en el tanque son recogidos para su disposición final.

4. SIMULACIÓN DEL PROCESO DE GAS

Realizando simulación de los procesos de gas se puede predecir en forma rápida y confiable el comportamiento de un proceso o de una planta de gas, ha sido una necesidad fundamental para el diseño, evaluación y optimización de procesos de gas natural, desde su producción hasta su comercialización, realizando simulaciones de las condiciones de un proceso o de la planta completa es posible encontrar mejoras en el proceso, así como también en el análisis de opciones en el diagrama de flujo del proceso o de sensibilidades de parámetros claves en el mismo (calidad de gas, condiciones de operación, flujos de alimentación, especificaciones de productos, entre otros), realizar mejoramiento de equipos existentes a fin de mejorar su funcionamiento, darles nuevos usos o ampliar sus capacidades.

Los simuladores sirven de apoyo en la operación de plantas o unidades afectadas por cambios de alimentaciones, nuevas especificaciones de productos, ineficiencia energética, etc., lo cual induce a elaborar estudios de conservación o aprovechamiento óptimo de la energía, detección de “cuellos de botellas”, y en general, de optimización del proceso.

Se realiza simulación del estado actual de la planta de gas se realizó en el programa Promax, este es un paquete de simulación de procesos basado en los flujos, se utiliza para diseñar y optimizar el procesamiento de gas, refinación, y las instalaciones químicas. ProMax contiene más de 50 combinaciones de paquetes termodinámicos, más de 2300 componentes, automatización OLE tie-ins, especificadores, solucionadores, la caracterización de petróleo crudo y la incrustación de hoja de cálculo de Microsoft Excel.

Las condiciones y composición de gas de entrada a la planta de gas y de los condensados que ingresan al separador V-101 se encuentran en el **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.**, las memorias de cálculo de las corridas realizadas en el programa de simulación Promax del estado actual y de la optimización se encuentran en los **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia. y ¡Error! No se encuentra el origen de la referencia..**

4.1. ESTADO ENERGÉTICO ACTUAL DE LA PLANTA DE GAS

Actualmente el volumen de los productos obtenidos del procesamiento y tratamiento del gas en la planta son los que se muestran en la **Tabla 21**.

Tabla 21. *Productos obtenidos en la planta de gas*

Subproducto	UM	Cant
GLP	Bls/día	53,18
Nafta	Bls/día	277,93
Fuel Gas	MSCFD	1300,00

4.1.1. Estado energético actual según simulación. En la **Figura 18** se muestra el diagrama de la simulación realizada en el programa Promax de la condición actual de la planta de gas, en la **Tabla 22** se muestra el requerimiento energético según simulación de esta condición, al realizar la revisión energética requerida para la operación y tratamiento del gas, se encuentra que se requieren 1.655,88 kw con un consumo de 148,56 MSCFD de Fuel gas que sería el consumo óptimo.

Tabla 22. *Requerimiento energético actual de la planta de gas según simulación*

SISTEMA	BTU/h	HP	KW.h	FUEL GAS MSCFD
Sistema de acondicionamiento de gas.	4.072.590,04	1.600,59	1.196,44	105,78
Sistema de refrigeración.	280.691,37	110,32	82,46	7,29
Sistema de refrigeración con propano.	441.794,83	173,63	129,79	11,48
Sistema de calentamiento de Glicol y fluido térmico.	924.399,45	363,30	271,57	24,01
TOTAL	5.719.475,69	2.247,84	1.680,26	148,56*

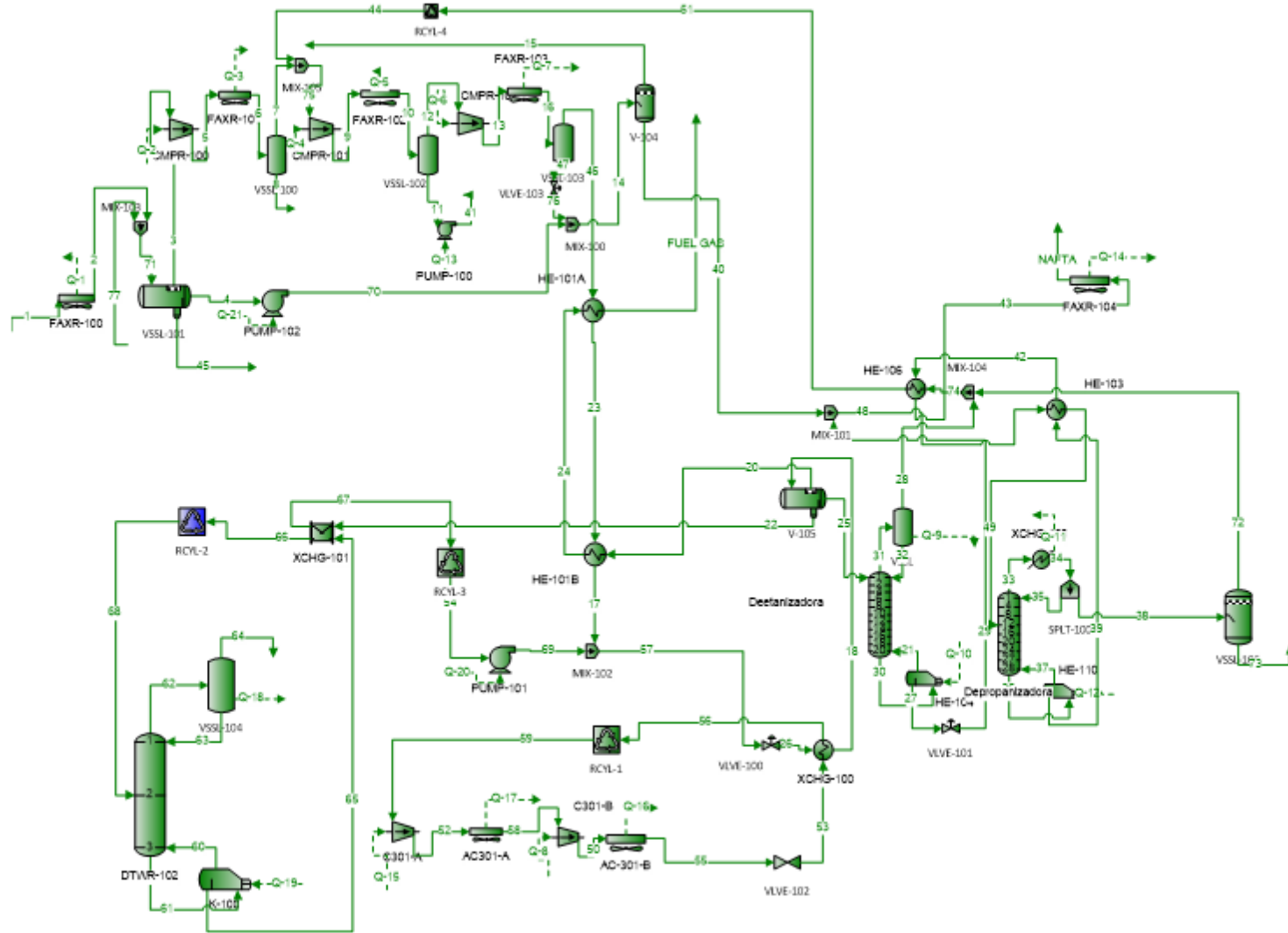
* Poder Calorífico del Fuel Gas: 924BTU/Ft³

Calculando la relación de Fuel gas consumido por cada barril generado de subproducto, se puede determinar que se requieren 0,45 MSCFD por cada barril producido de Nafta o GLP, en la **Tabla 23** se relaciona el consumo energético simulado de la planta de gas (148,56 MSCFD) con la producción de Nafta y GLP.

Tabla 23. Relación de fuel gas por barril producido según simulación a condiciones actuales de la planta de gas

SubProducto	Prod. Bls/día	Consumo Fuel Gas MSCFD	Relación MSCF/Bls	
GLP	53,18	23,86	0,45	0,45
Nafta	277,93	124,7	0,45	
Total	331,11	148,56	0,45	

Figura 18. Simulación condición actual de la planta de gas



El consumo de fuel gas que realiza la planta de gas con las condiciones actuales según la simulación, es de 148,56 MSCFD, teniendo en cuenta que la producción diaria de Fuel gas es de 1300 MSCFD, se puede concluir que se tiene un excedente de 1151.44 MSCFD para realizar generación en campo o para venta.

4.1.2. Estado energético actual medido. Se realizó la verificación real del requerimiento energético de la planta de gas midiéndolo directamente en los equipos, en la **Tabla 24**, se resume el requerimiento energético que tiene la planta de gas a condiciones actuales de operación agrupados por sistema.

Tabla 24. Requerimiento energético para la condición actual de la planta de gas

SISTEMA	BTU/h	HP	KW.h	FUEL GAS MSCFD
Sistema de acondicionamiento de gas.	4.478.203,10	1.760,00	1.315,60	116,32
Sistema de refrigeración.	305.332,03	120,00	89,70	7,93
Sistema de refrigeración con propano.	3.613.095,68	1.420,00	1.061,45	93,85
Sistema de calentamiento de Glicol y fluido térmico.	1.206.672,18	474,24	354,49	31,34
TOTAL	9.603.302,99	3.774,24	2.821,24	249,44*

* Poder Calorífico del Fuel Gas: 924BTU/Ft³

De la información anterior se puede determinar que la potencia real requerida para la operación de la planta de gas es de 2.821,24 kw.h con un consumo de 249,44 MSCFD de Fuel gas.

Se realiza comparación del requerimiento energético real medido y del requerimiento energético simulado (ver **Tabla 25**), en donde se confirma que los sistemas de acondicionamiento de gas y de refrigeración están con una desviación menor al 10%, mientras que los sistemas de refrigeración con propano y de calentamiento de glicol y fluido térmico tienen desviaciones mucho más altas del 10% lo que lleva a inferir que en estos sistemas se tiene baja eficiencia de equipos que deriva en un mayor consumo de energía.

En la **Tabla 26** se relaciona el consumo energético medido de la planta de gas (249,44 MSCFD) con la producción de Nafta y GLP.

Tabla 25. Variación del requerimiento energético actual medido de la planta de gas Vs requerimiento energético actual según simulación

SISTEMA	REAL		SIMULACIÓN		DIFERENCIA			
	KW.h	FUEL GAS MSCFD	KW.h	FUEL GAS MSCFD	KW.h	%	FUEL GAS MSCFD	%
Sistema de acondicionamiento de gas.	1.315,60	116,32	1.196,44	105,78	119,16	10%	10,54	10%
Sistema de refrigeración.	89,70	7,93	82,46	7,29	7,24	9%	0,64	9%
Sistema de refrigeración con propano.	1.061,45	93,85	129,79	11,48	931,66	718%	82,37	718%
Sistema de calentamiento de Glicol y fluido térmico.	354,49	31,34	271,57	24,01	82,93	31%	7,33	31%
TOTAL	2.821,24	249,44	1.680,26	148,56	1.140,99		100,88	

Tabla 26. Relación de fuel gas por barril producido a condiciones actuales

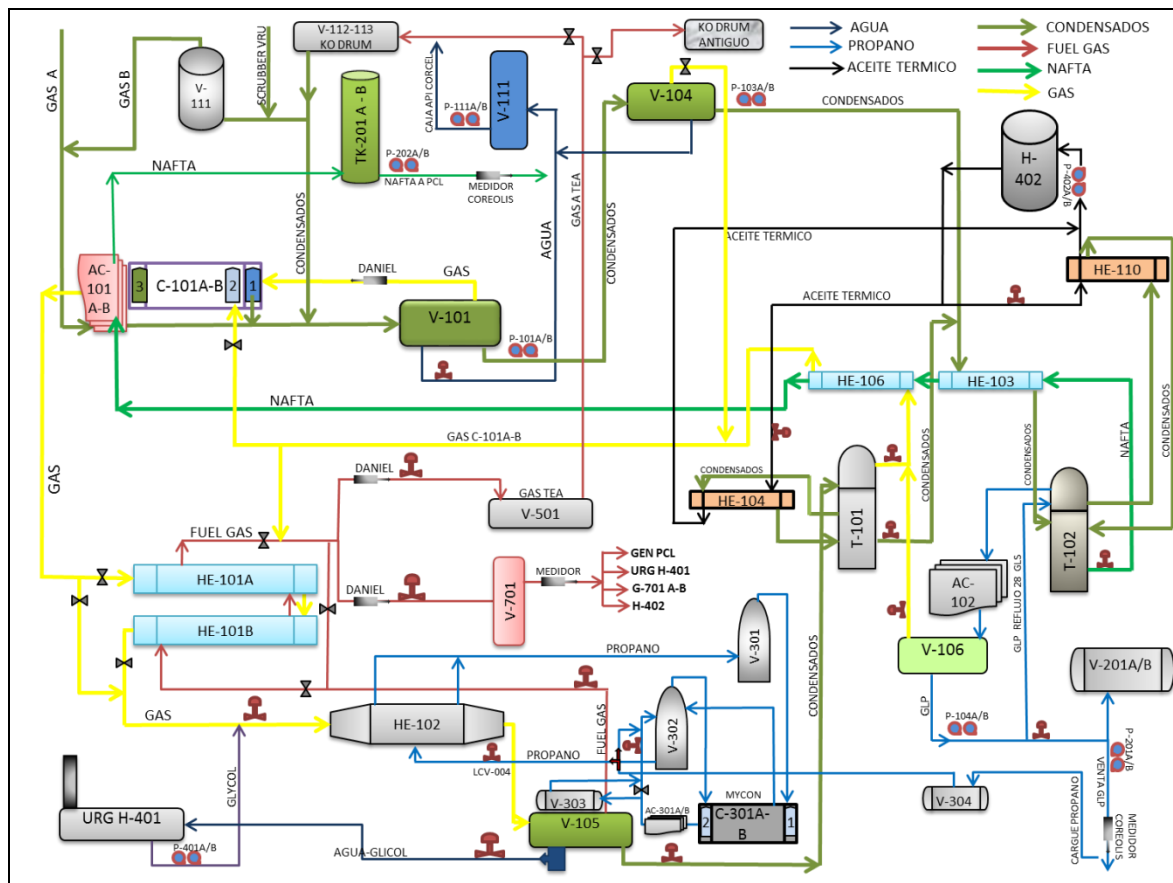
SubProducto	Prod. Bls/día	Consumo Fuel Gas MSCFD	Relación MSCF/Bls	
GLP	53,18	40,06	0,75	0,75
Nafta	277,93	209,37	0,75	
Total	331,11	249,44	0,75	

4.2. ESTADO ENERGÉTICO DE LA PLANTA DE GAS DESPUÉS DE OPTIMIZACIÓN.

Se determinaron las posibles mejoras a realizar en la planta de gas tanto para requerir menor potencia y consumir menos fuel gas, como para tener mayor cantidad de subproductos y se seleccionó un escenario en donde al realizar los cambios mencionados a continuación y mostrados en la **Figura 20**, se aumenta la cantidad de subproductos manteniendo el consumo energético igual.

- Cambio de la vasija V-104 en donde se reciben los condensados del separador V-101 por un separador trifásico (existente y fuera de uso) que permita realizar la separación efectiva del agua que va hacia la torre de fraccionamiento o depropanizadora.
- Envío de los condensados de la primera etapa de compresión del gas de sistema en los compresores Ariel, para el separador trifásico V-101.

Figura 19. Diagrama general del proceso de gas con optimización



Para realizar los cambios seleccionados se requiere incurrir únicamente en un costo de adecuación metalmecánica sin tener la necesidad de comprar más equipos debido a que se cuenta con un separador trifásico para tal fin, sin embargo, para efectos de evaluación de costo-beneficio en este documento, se realizará el análisis incurriendo en la compra del separador.

En la **Figura 20** se muestra el diagrama de la simulación realizada en el software Promax, a las condiciones de la planta de gas con la optimización propuesta.

Se encuentra que el volumen de los productos obtenidos del procesamiento y tratamiento del gas en la planta aumentan, pasando de 53,18 Barriles por día a 60,06 Barriles por día para el caso del GLP y pasando de 277,93 Barriles por día a 398,20 Barriles por día para el caso de la Nafta, sin haber ninguna modificación en la producción de Fuel gas, en la **Tabla 27** se muestran los volúmenes obtenidos según simulación de la optimización realizada.

Tabla 27. Productos obtenidos en la planta de gas después de optimización

Subproducto	UM	Cant
GLP	Bls/dia	60,06
Nafta	Bls/dia	398,20
Fuel Gas	MSCFD	1300,00

En la **Tabla 28** se muestra la cantidad adicional de subproductos generados al realizar la optimización propuesta, encontrando que se obtiene un 43% adicional en la producción de Nafta y un 13% adicional en la producción de GLP.

Tabla 28. Productos adicionales obtenidos en la planta de gas después de optimización

Subproducto	Bls/dia	%
NAFTA	120,27	43%
GLP	6,88	13%

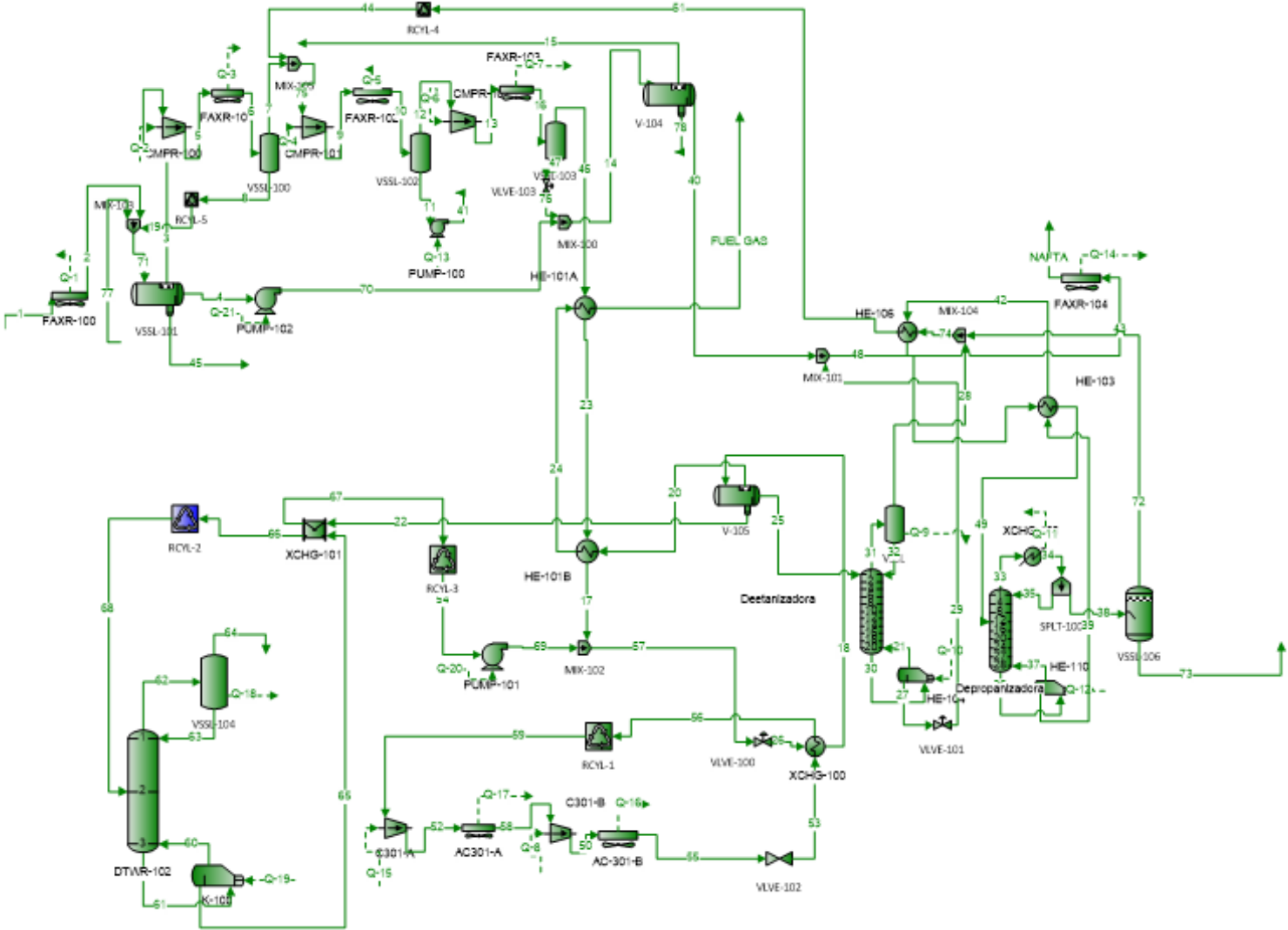
4.2.1. Estado energético con optimización según simulación. Se realiza la simulación con los cambios sugeridos en la optimización y se confirma que el requerimiento energético es el mismo que se tiene a condiciones actuales, en la **Tabla 29** se encuentra esta información.

Tabla 29. Requerimiento energético de la planta de gas con optimización según simulación

SISTEMA	BTU/h	HP	KW.h	FUEL GAS MSCFD
Sistema de acondicionamiento de gas.	4.072.590,04	1.600,59	1.196,44	105,78
Sistema de refrigeración.	280.691,37	110,32	82,46	7,29
Sistema de refrigeración con propano.	441.794,83	173,63	129,79	11,48
Sistema de calentamiento de Glicol y fluido térmico.	924.399,45	363,30	271,57	24,01
TOTAL	5.719.475,69	2.247,84	1.680,26	148,56*

* Poder Calorífico del Fuel Gas: 924BTU/Ft³

Figura 20. Simulación de la planta de gas con optimización



En la **Tabla 30** se relaciona el consumo energético medido de la planta de gas según simulación (148,56 MSCFD) con la producción optimizada de Nafta y GLP.

Tabla 30. Relación de fuel gas por barril producido después de optimización

SubProducto	Prod. Bls/día	Consumo Fuel Gas MSCFD	Relación MSCF/Bls	
GLP	60,06	19,47	0,32	0,32
Nafta	398,20	129,09	0,32	
Total	458,26	148,56	0,32	

El consumo de fuel gas en la planta de gas con la optimización según la simulación, es de 148,56 MSCFD, teniendo en cuenta que la producción diaria de Fuel gas es de 1300 MSCFD, se tiene un excedente de 1151.44 MSCFD para realizar generación en campo o para venta.

4.2.2. Estado energético medido después de la optimización. Teniendo en cuenta que en la simulación se determinó que el requerimiento energético luego de la optimización es el mismo que se tiene a condiciones actuales, se puede asumir que el requerimiento energético real medido en la condición actual, será el mismo que se tenga después de la optimización teniendo en cuenta que no se realizarán modificaciones a los equipos que se encuentran instalados actualmente en la planta de gas, en la **Tabla 31** se encuentra la información energética real medida después de la optimización.

Tabla 31. Requerimiento energético medido para la planta de gas después de optimización

SISTEMA	BTU/h	HP	KW.h	FUEL GAS MSCFD
Sistema de acondicionamiento de gas.	4.478.203,10	1.760,00	1.315,60	116,32
Sistema de refrigeración.	305.332,03	120,00	89,70	7,93
Sistema de refrigeración con propano.	3.613.095,68	1.420,00	1.061,45	93,85
Sistema de calentamiento de Glicol y fluido térmico.	1.206.672,18	474,24	354,49	31,34
TOTAL	9.603.302,99	3.774,24	2.821,24	249,44*

* Poder Calorífico del Fuel Gas: 924BTU/Ft³

La potencia real requerida para la operación de la planta de gas después de la optimización será de 2.791,34 kw.h con un consumo de 249,44 MSCFD de Fuel gas.

En la **Tabla 32** se relaciona el consumo energético medido de la planta de gas (249,44 MSCFD) con la producción de Nafta y GLP después de la optimización.

Tabla 32. Relación de fuel gas por barril producido después de la optimización

SubProducto	Prod. Bls/día	Consumo Fuel Gas MSCFD	Relación MSCF/Bls	
GLP	60,06	32,69	0,54	0,54
Nafta	398,2	216,75	0,54	
Total	458,26	249,44	0,54	

El consumo de fuel gas en la planta de gas con la optimización sería el mismo que se tiene medido a condiciones actuales que es de 249,44 MSCFD, teniendo en cuenta que la producción diaria de Fuel gas es de 1300 MSCFD, se tiene un excedente de 1050,56 MSCFD para realizar generación en campo o para venta.

5. ANALISIS COSTO-BENEFICIO

Para realizar la evaluación económica de la optimización propuesta se realiza un análisis de costo beneficio de las condiciones actuales y de las condiciones después de la optimización, se tienen en cuenta los gastos y costos asociados a la modificación requerida para la optimización y se realiza una comparación entre los dos escenarios, a continuación, se tienen las premisas utilizadas para este análisis:

- a. La planta de gas objeto de estudio es una planta existente y que se encuentra en funcionamiento con una producción actual, por lo que no se realizará análisis de costos de inversión CAPEX debido a que estos costos ya fueron causados.
- b. La Nafta producida en la planta de gas es utilizada como diluyente en los crudos producidos en el mismo campo para el mejoramiento de su calidad, para realizar esta evaluación económica se dejará un volumen determinado de 250 Bls/día como diluyente y se tendrá en cuenta el excedente de producción como venta para el análisis costo-beneficio.
- c. El GLP producido es vendido en su totalidad, para este análisis se tendrá en cuenta toda la producción de GLP de la planta.
- d. Actualmente el fuel gas producido alimenta la generación de la planta de gas y el gas restante es consumido para la generación de otros pozos, como en la optimización no hay diferencia energética con la condición actual, no se realizará verificación económica de este producto, pero se tendrá en cuenta cual sería el costo adicional de generar los productos en la optimización.

Tabla 33. Precios de los subproductos

Producto	Unidad	Precio
NAFTA	USD\$/Bls	\$ 58,19 ⁽¹⁾
GLP	USD\$/Bls	\$ 27,78 ⁽²⁾
FUEL GAS	USD\$/MSCF	\$ 12,81 ⁽¹⁾

⁽¹⁾ Información suministrada en la planta de gas

⁽²⁾ Tomado el 11 de enero de 2017 con TRM de \$2949,60 COP/USD de la página:

<http://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/ecopetrol-web/productos-y-servicios/precios/precios-vigentes/tarifas-glp>

En las **Tabla 34** y **Tabla 35** se calcula el flujo de caja que se tiene con la producción actual de Nafta y GLP que corresponde a USD\$3.077,59/día

Tabla 34. Producción actual y costos de Nafta y GLP

	Producción		Consumo Interno		Venta Externa		Almacenamiento	
	Bls/día	USD\$/día	Bls/día	USD\$/día	Bls/día	USD\$/día	Bls/día	USD\$/día
NAFTA	277,93	\$ 16.172,75	250	\$ 14.547,50	0	\$ 0,00	27,93	\$ 1.625,25
GLP	53,18	\$ 1.477,34	0	\$ 0,00	53,18	\$ 1.477,34	0	\$ 0,00
TOTAL	331,11	\$ 17.650,09	250	\$ 14.547,50	53,18	\$ 1.477,34	27,93	\$ 1.625,25

Tabla 35. Flujo de caja con la producción actual de Nafta y GLP

	Producción		Costos Fijos (consumo interno)		Flujo de Caja (venta + almacenamiento)	
	Bls/día	USD\$/día	Bls/día	USD\$/día	Bls/día	USD\$/día
NAFTA	277,93	\$ 16.172,75	250	\$ 14.547,50	27,93	\$ 1.625,25
GLP	53,18	\$ 1.477,34	0	\$ 0,00	53,18	\$ 1.477,34
						\$ 3.102,59

En las **Tabla 36** y **Tabla 37** se calcula el flujo de caja que se tendría con la producción optimizada de Nafta y GLP que corresponde a USD\$10.292,42/día más del triple de lo que se tiene actualmente

Tabla 36. Producción optimizada y costos de Nafta y GLP

	Producción		Consumo Interno		Venta Externa		Almacenamiento	
	Bls/día	USD\$/día	Bls/día	USD\$/día	Bls/día	USD\$/día	Bls/día	USD\$/día
NAFTA	398,2	\$ 23.171,26	250	\$ 14.547,50	0	\$ 0,00	148,2	\$ 8.623,76
GLP	60,06	\$ 1.668,47	0	\$ 0,00	60,06	\$ 1.668,47	0	\$ 0,00
TOTAL	458,26	\$ 24.839,72	250	\$ 14.547,50	60,06	\$ 1.668,47	148,2	\$ 8.623,76

Tabla 37. Flujo de caja con la producción optimizada de Nafta y GLP

	Producción		Costos Fijos (consumo interno)		Flujo de Caja (venta + almacenamiento)	
	Bls/día	USD\$/día	Bls/día	USD\$/día	Bls/día	USD\$/día
NAFTA	398,2	\$ 23.171,26	250	\$ 14.547,50	148,2	\$ 8.623,76
GLP	60,06	\$ 1.668,47	0	\$ 0,00	60,06	\$ 1.668,47
						\$ 10.292,22

Realizando la comparación entre el flujo de caja actual y el flujo de caja que se tendría con la optimización, se encuentra que los ingresos debidos a los subproductos aumentan como puede observarse en la **Tabla 38** en un 43% para el caso de la Nafta y en un 13% para el caso del GLP.

Tabla 38. Optimización de producción y costos

Subproducto	Optimización		
	Bls/día	USD\$/día	%
NAFTA	120,27	\$ 6.998,51	43%
GLP	6,88	\$ 191,13	13%

Como ejercicio comparativo, se puede establecer cuál sería el consumo de fuel gas para la producción optimizada pero con las condiciones actuales de operación utilizando la relación de consumo energético calculada en la **Tabla 26** del **Capítulo 0** que fue de 0,75 MSCF/Bls, en la **Tabla 39** se calcula el consumo y la diferencia que se tiene en fuel gas.

Tabla 39. Consumo de fuel gas para la producción optimizada en condiciones actuales

	Producción actual	Consumo Fuel gas	Relación consumo	Producción optimizada	Consumo Fuel gas
	Bls/día	MSCFD	MSCF/Bls	Bls/día	MSCFD
NAFTA	277,93	209,37	0,75	398,2	298,65
GLP	53,18	40,06	0,75	60,06	124,7
TOTAL	331,11	249,43	0,75	458,26	423,35
				Diferencia	173,92

Como la producción de Fuel gas es de 1300 MSCFD y es actualmente consumida en su totalidad, la diferencia de volumen encontrada en la **Tabla 39** no puede ser suministrada por la planta de gas, por lo que es necesario buscar opciones de generación para suplir esta demanda.

En la **Tabla 40** se tienen los costos de los diferentes combustibles y en la **Tabla 41** se muestra la cantidad requerida por combustible para generar 1962 kw y los costos asociados a dicha cantidad, sin embargo, estos datos son supuestos y no se tendrán en cuenta al realizar el análisis de costo-beneficio.

Tabla 40. Precio por combustible

Producto	Unidad	Precio
Bioacem	USD\$/gal	\$ 2,30
Fuel Oil	USD\$/gal	\$ 1,63
Fuel gas	USD\$/MSCF	\$ 12,81
GNC	USD\$/MSCF	\$ 21,56

Fuente: Información suministrada por la planta de gas

Tabla 41. Cantidad requerida por combustible y costo

	Cant	Unidad	Costo USD\$/día
FUEL GAS	173,92	MSCFD	\$ 2.227,92
	1.962	kw	
Bioacem	3.296,80	gal	\$ 7.582,64
	1.962	kw	
Fuel Oil	3.296,80	gal	\$ 5.373,78
	1.962	kw	
GNC ⁽¹⁾	140,13	MSCFD	\$ 3.021,30
	160.702	MBTU	
	1.962	kw	

⁽¹⁾ Poder Calorífico del GNC :1.146,77 BTU/MSCF

En la **Tabla 42** se muestran los costos que deben ser incurridos para realizar la optimización y que serán pagos al inicio del proyecto y en la **Tabla 43** se muestra el ingreso que se tiene con la optimización realizada.

Tabla 42. Costo de inversión para la optimización

DESCRIPCIÓN	Costo USD\$	Tipo de costo
Realizar la modificación metalmecánica de la planta de gas para realizar el conexionado de la primera etapa de compresión al separador	\$ 25.949,93	Inicial
Separador trifásico para reemplazar la vasija V-104	\$ 113.574,72	Inicial
Montaje separador trifásico y conexionado	\$ 42.901,75	Inicial
TOTAL	\$ 182.426,40	USD

Tabla 43. Costos e ingresos luego de la optimización

DESCRIPCIÓN	Costo USD\$/día	Costo USD\$/mes
Ingresos adicionales por optimización	\$ 7.189,64	\$ 215.689,13
Costos operacionales	\$ 2.703,02	\$ 81.090,60
Mantenimiento	\$ 30,80	\$ 923,85
Total Ingresos adicionales	\$ 4.455,82	\$ 133.674,68

Se puede determinar que el Ingreso adicional mensual por la optimización propuesta para la planta de gas es de USD\$133.674,68, por lo que se puede asumir que la inversión inicial realizada para la optimización USD\$182.426,40 puede ser pagada con 41 días de operación, lo que hace rentable esta modificación.

6. CONCLUSIONES

En la planta de gas objeto de estudio se identificaron diferentes tecnologías utilizadas en el tratamiento y procesamiento del gas como lo son efecto Joule Thomson, la refrigeración mecánica, la deshidratación de gas, que hicieron parte de este estudio el cual se enfocó en la refrigeración mecánica debido a que la necesidad energética es menor gracias al aprovechamiento que se realiza en la temperatura al realizar transferencia con el propano refrigerante.

Actualmente la planta de gas procesa aproximadamente 2,00 MMSCFD de gas asociado a la producción de hidrocarburos con una recuperación de subproductos al día de 53 Bls de GLP, 278 Bls de Nafta y 1,3 MMSCFD de fuel gas, la Nafta es utilizada para mejorar la calidad API del crudo producido, el GLP es comercializado en su totalidad y el fuel gas es utilizado como combustible para la generación de energía.

La elaboración de este documento permitió realizar la evaluación del estado actual de una planta de gas usando el simulador Promax, encontrando el consumo energético óptimo, se realizó la comparación con la medición real de consumo energético directamente en la planta de gas encontrando que el sistema menos eficiente es el sistema de refrigeración con propano, gastando casi ocho veces más de lo esperado de acuerdo con la simulación realizada; se encontró también que el sistema de calentamiento de Glicol y fluido térmico consume un 30% adicional a lo simulado y que los demás sistemas están por debajo del 10% estando dentro de un rango permisible de consumo.

Para aumentar la producción de Nafta y GLP con el mismo consumo energético que el usado actualmente, se deben realizar dos cambios; el primero es cambiar la vasija V-104 que es el recipiente que recibe los condensados del separador V-101 y los líquidos provenientes de los *scrubbers* de la tercera etapa de compresión de los compresores marca Ariel, por un separador trifásico y el segundo cambio es enviar los líquidos provenientes de la primera etapa de compresión de los compresores Ariel hacia el separador trifásico principal V-101 que actualmente son enviados a la caja API y retornados al sistema de procesamiento de crudo.

Realizando los cambios operacionales y de infraestructura sugeridos en la simulación que requieren de una inversión única inicial de USD\$183.000, se aumenta la producción de Nafta en un 43% y de GLP en un 13% con el mismo gasto energético actual, generando ingresos adicionales aproximados de USD\$133.000 al mes haciendo que la inversión inicial sea retornada en aproximadamente 41 días.

7. RECOMENDACIONES

El simulador puede emplearse para monitorear el comportamiento de los principales equipos que conforman la planta de gas, para tener controladas y monitoreadas las condiciones de operación y de esta manera poder mantener o incrementar la producción de subproductos.

Es necesario que se le realice un enfriamiento adicional al gas de entrada para que favorezca la producción de condensados en la estabilización del gas, este mejoramiento puede ser revisado en un próximo estudio junto con la revisión de cada equipo que conforma la planta de gas buscando la eficiencia energética y de recuperación de subproductos individualmente.

Se recomienda realizar el mantenimiento adecuado (preventivo) a los intercambiadores de calor con la finalidad de mantener su eficiencia térmica.

Es recomendable realizar un continuo análisis operacional de las variables que intervienen en el proceso, con el fin de llevar un control de las mismas y con ello crear un historial del comportamiento de los sistemas.

BIBLIOGRAFÍA

ARNOLD, K & STEWART, M. "Surface Production Operations" (Vol. 2, Design of Gas – Handling Systems and Facilities), Chap. 7, Gulf Publishing Company. Book Division, Houston, TX, USA, 1988

BIAN, H., XU, W., LI, X., & QIAN, Y. A Novel Process for Natural Gas Liquids Recovery from Oil Field Associated Gas with Liquefied Natural Gas Cryogenic Energy Utilization. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2011.

CARRASCO Y, Evaluación de la eficiencia de la planta de extracción de líquidos San Joaquin, para diferentes riquezas del gas natural de alimentación. Trabajo de grado. Universidad de Oriente, Nucleo Monogas. 2006

Compresión y Expansión del Gas, Programa de Especialización de Ingeniería de Gas, Puerto la Cruz. 1999.

Enciclopedia Mc Graw Hill de Ciencia y Tecnología, Segunda edición, Ed. Mc Graw Hill Vol III. 1999

FLORES, J.; Control Adaptativo Nivel – Flujo en el Tanque de Alimentación a la Estabilizadora. Trabajo de Grado. Universidad de los Andes. 1990.

GEANKOPLIS, C. Procesos de transporte y operaciones unitarias. Ed. Mc Graw Hill, España. 1964.

HOU, W., SU, H., HU, Y., & CHU, J. Modeling, Simulation and Optimization of a whole Industrial Catalytic Naphtha Reforming Process on Aspen Plus Platform. Chinese Journal of Chemical Engineering. 2006.

KEYVANLOO, K., TOWFIGHI, J., SADRAMELI, S., M., & MOHAMADALIZADEH, A. Investigating the effect of key factors, their interaction and optimization of naphtha steam

cracking by statistical design of experiments. Journal of Analytical and Applied Pyrolysis. 2010.

KUMAR, S. "Natural Gas Engineering", Chap. 6, Gulf Publishing Company. Book Division, Houston, TX, USA, 1987.

MARTÍNEZ, M.; Ingeniería de Gas. Principio y Aplicaciones, Ingenieros Consultores F.R.L, Venezuela. 1999.

Ministerio de Minas y Energía, Comisión de Regulación de Energía y Gas. Resolución para suministro de gas No. 039 de 1975 (Ecopetrol). Bogotá.

Ministerio de Minas y Energía, Comisión de Regulación de Energía y Gas. Resolución para transporte y distribución de gas No. 057 de 1996 (CREG - Comisión Reguladora de Energía y Gas). Bogotá.

MOKHATAB, S., & POE, W. A., Handbook of Natural Gas Transmission and Processing, Chapter 10. Natural Gas Liquid recovery. Boston, 2012.

PADUA, J.; Elementos de Ingeniería de Gas, CEPET. 1996.

PDVSA CIED, Plantas de extracción de líquidos del gas natural, Caracas, 2001.

PDVSA. Curso de Adiestramiento en Turboexpansores, 2003.

SMITH, J.; Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química, Editorial McGraw-Hill, México. 1998.

Superintendencia de Servicios Públicos Domiciliarios. Código de Distribución de Gas. Bogotá. 1995.