

**EVALUACION TECNICA Y ECONOMICA PARA ACTUALIZAR Y/O
SELECCIONAR EL PROCESO DE RECUPERACIÓN DE LGN MÁS
APROPIADO PARA LA PLANTA DE GAS DEL CENTRO,
BARRANCABERMEJA**

**IVAN JAVIER BARRIOS MEJIA
ROBERTO ANDRES SIZA REY**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2017

**EVALUACION TECNICA Y ECONOMICA PARA ACTUALIZAR Y/O
SELECCIONAR EL PROCESO DE RECUPERACIÓN DE LGN MÁS
APROPIADO PARA LA PLANTA DE GAS DEL CENTRO,
BARRANCABERMEJA**

**IVAN JAVIER BARRIOS MEJIA
ROBERTO ANDRES SIZA REY**

Trabajo de grado presentado para optar al título de: Ingeniero de petróleos

**Director
NICOLAS SANTOS SANTOS
MSc. en Ingeniería de Hidrocarburos**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2017

DEDICATORIA

Mi agradecimiento en primer lugar es a Dios padre todo poderoso, quien ha forjado un camino para mí y me lleva sobre este agarrado de su mano, cuidando y bendiciendo cada paso que doy

*Agradezco con todo mi corazón a mi padre Roberto Siza Carrillo, quien siempre fue y será para mí, mi héroe, mejor amigo y el mejor papa del mundo, corrigiéndome y aconsejándome en cada decisión y paso que doy en la vida, su enseñanza más grande fue a ser humilde, obediente y responsable con mis actos
“piensa siempre en volar tan alto como el águila”*

*A mi madre Nayivis Rey Agamez la mujer más importante en mi vida, la luz que siempre está conmigo acompañando e iluminando mi camino, gracias por ser mi mejor amiga y confidente, sobre todo por decir siempre las palabras correctas en los momentos que más las necesito, por tener la sonrisa más hermosa y cálida del mundo, su enseñanza más grande fue a tener iniciativa y creer en mí mismo
“siempre adelante y pisando fuerte como el elefante”*

Les agradezco a mis hermanos Rafael Ricardo Siza Rey y Natalid Daniela Siza Rey, por ser siempre mi apoyo y darme todo su amor de forma incondicional, espero se sientan orgullosos de mi así como yo lo estoy de ustedes, los amo y siempre serán mi mejor equipo

A mi hija y luz de mis ojos Rashell Andrea Siza Marulanda, mi motivación más grande para seguir adelante y nunca desfallecer, gracias a Dios por traerte a mi vida y espero que un día me mires con la misma admiración respeto y amor con la que hoy miro a mis padres

A mis abuelo Ramiro Rey, nonos Benito Siza y Ana Julia Carrillo que no me acompañan hoy en vida pero sé que desde el cielo están felices y orgullosos de este nuevo logro en mi vida, y a mi abuelita Yolanda Agamez por ser los seres más especiales y alcahuetas del mundo, gracias por darme a los mejores padres del mundo

A mis tías y tío maternos Yira Luz Rey Agamez, Alcira Rey Agamez y Ramiro Rey Agamez y mis tíos paternos Alirio Siza Carrillo y Leonor Siza Carrillo, por creer en mí, preocuparse y ser parte importante en mi vida

ROBERTO ANDRES SIZA REY

“Gracias Dios por la familia tan hermosa que me regalaste, quienes son mi motor y bendición más grande”

DEDICATORIA

Dedico este triunfo primeramente a Dios por permitirme alcanzar esta meta y ser mí guía en todos los momentos que viví en la formación de ser un profesional

A mí padre Iván Enrique Barrios López que con su esfuerzo me dio la oportunidad de estudiar esta carrera y enseñanza las cuales me enseñaron que las metas se alcanzan con esfuerzo y voluntad y que todo lo que hagamos hay que hacerlo de la mejor manera posible o sino no se hacen.

A mí madre Yomaria del Carmen Mejía Macea que con su esfuerzo y sus palabras de aliento fue mi gran motivadora para nunca desfallecer en mi sueño de ser ingeniero de petróleo y que además con su amor y cariño me consoló en esos momentos de decepción en mi formación.

A mi hija Lucia Elena Barrios Bayter y a su madre Carmen Elena Bayter Ardila que se convirtieron en una motivación más para cumplir mis sueños y que con su amor y cariño me dieron fuerza para continuar en este sueño

A mis hermanos, por estar conmigo siempre, por amarme y por tomarme como guía para alcanzar sus metas y anhelos

A mi abuela Elizabeth Mace Ramos que fue como una segunda madre para mí en mi formación, fue otra de mis grandes motivadoras que con su apoyo muchas veces logre salir de muchos inconvenientes

A la familia Bayter Ardila que me dieron la oportunidad de pertenecer a su familia y con su apoyo en la crianza de mi hija tuve la oportunidad de terminar mi carrera y ser un profesional

A mis tíos, abuelos, primos, paternos y maternos, amigos y conocidos que de una u otra manera me apoyaron y fueron parte de este sueño

Ivan Javier Barrios Mejía

AGRADECIMIENTOS

Los autores de este trabajo de grado agradecemos sinceramente a:

La Universidad Industrial de Santander y a todo el personal de la Escuela de Ingeniería de petróleos por permitirme darme la oportunidad de estudiar en esta institución y formarme como profesional.

Nuestro director de proyecto NICOLAS SANTOS SANTOS por su colaboración y dedicación para que este proyecto se pudiera realizar.

Nuestro codirector de proyecto DANY VARGAS por su colaboración y dedicación para que este proyecto se pudiera realizar.

A DANIEL CALDERON CARDENAS por ser parte importante en la forjar la idea inicial de este proyecto, ser amigo incondicional y compañero de trabajo

Nuestro calificador SANTANDER BERNAL por sus concejos y correcciones en la terminación de este proyecto

A todos los operadores y personal de la planta que estuvieron muy pendiente de nuestros avances y nos apoyaron en cada uno de los pasos para la correcta y terminación del proyecto

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCION	19
1. GENERALIDADES	21
1.1 FACTORES DE SELECCION.....	24
1.1.1 Composición del gas.....	24
1.1.2 Flujo de gas	25
1.1.3 Adaptabilidad del proceso a facilidades ya establecidas	25
1.1.4 Rentabilidad de la extracción de LGN.....	26
1.1.5 Rentabilidad de la recuperación de etano.....	26
1.2 PROCESOS ACTUALES PARA LA RECUPERACIÓN DE LGN.....	27
1.2.1 Absorción de aceite pobre	27
1.2.2 Separación por baja temperatura.....	31
1.2.2.1 Joule-Thomson	32
1.2.2.2 Turbo Expander	34
1.2.2.3 Refrigeracion Mecanica	36
1.2.3 Tecnologías emergentes.....	39
1.2.3.1 Tecnología Twister.....	39
1.2.3.2tamiz Molecular	41
2. ANALISIS DE LAS VARIABLES REALES DE LA PLANTA DE PROCESOS....	43
2.1 DIAGNOSTICO DEL PROCESO ACTUAL DE RECUPERACIÓN DE LGN	44
2.2 RECOPIACION DE DATOS Y DETERMINACION DE LAS PROPIEDADES DEL GAS	45
2.2.1 Corriente gas Campo Lizama	46
2.2.2 Corriente de gas Campo La Cira	48
2.2.3 Corriente de gas Campo El Opón	51
2.2.4 Corriente resultante de la mezcla	53

3. EVALUACION Y SELECCIÓN DE LA TECNOLOGIA DE RECUPERACIÓN DE LGN	56
3.1 CRITERIOS DE SELECCIÓN.....	56
3.2 SCREENINGS DE LAS TECNOLOGIAS DE RECUPERACIÓN DE LGN.....	57
3.3 EVALUACION Y SELECCIÓN DE LA TECNOLOGIA	63
4 ESTUDIO TECNICO Y ECONOMICO DEL PROCESO SELECCIONADO	67
4.1 REQUERIMIENTOS TÉCNICOS.....	67
4.2 SIMULACIÓN DEL PROCESO.....	68
4.3 PROPUESTA TECNICA PARA INTEGRAR LA RECUPERACIÓN DE LGN CON LA TECNOLOGIA JOULE THOMSON EN PLANTA DE PROCESOS DEL CENTRO DE ECOPETROL.....	72
4.4 EVALUACION ECONOMICA DEL PROCESO DE RECUPERACIÓN DE LGN APLICANDO LA TECNOLOGIA JOULE THOMSON.....	74
4.5 PROPUESTA ECONOMICA PARA INTEGRAR LA RECUPERACIÓN DE LGN CON LA TECNOLOGIA JOULE THOMSON EN PLANTA DE PROCESOS DEL CENTRO DE ECOPETROL.....	78
5. CONCLUSIONES	83
6. RECOMENDACIONES.....	84
BIBLIOGRAFIA.....	85

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Diagrama típico de una proceso de recuperación por Joule Thomson...	33
Figura 2. Planta criogenica Turbo-Expander	35
Figura 3. Proceso de refrigeracion mecanica.....	38
Figura 4. Valvula Twister	40
Figura 5. Planta de adsorción con lecho solido	42
Figura 6. Ubicación de la planta de gas el centro	43
Figura 7. Envolverte gas Lizama.....	48
Figura 8 Envolverte gas La Cira.....	50
Figura 9. Envolverte gas Opón.....	53
Figura 10. Envolverte gas corriente resultante.....	55
Figura 11. Simulacion del proceso actual de la planta 1	68
Figura 12. Simulación del proceso actual de la planta 2.....	69
Figura 13. Simulacion del proceso con la Valvula Joule-Thomson 1	69
Figura 14. Simulación del proceso con la válvula Joule-Thomson 2.....	70
Figura 15. Simulación del proceso con la Valvula Joule-Thomson 3.....	70
Figura 16. Diagrama de flujo para la propuesta técnica.....	74

LISTA DE FOTOGRAFÍA

	Pág.
Fotografía 1. Planta de gas el centro	45
Fotografía 2. Entrada del flujo de Lisama	46
Fotografía 3. Entrada del flujo de La Cira	48
Fotografía 4. Flujo Gas de Opón.....	51
Fotografía 5. Espacio disponible cerca de la planta de glicol	72

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Composición de gas Lizama	46
Tabla 2. Propiedades del gas Lisama	47
Tabla 3. Composicion de gas La Cira	49
Tabla 4. Propiedades del gas La Cira	49
Tabla 5. Composicion de gas Opón.....	51
Tabla 6. Propiedades del gas Opón.....	52
Tabla 7. Composicion de la corriente resultante	53
Tabla 8. Propiedades de la corriente resultante.....	54
Tabla 9. Criterios de selección.....	56
Tabla 10. Screening absorción por aceite pobre.....	57
Tabla 11. Screening Joule Thomson	58
Tabla 12. Turbo Expander	59
Tabla 13. Screening Twi. ster	60
Tabla 14. Screening Refrigeracion Mecanica	60
Tabla 15. Screening de tamiz molecular	61
Tabla 16. Calificación de las tecnologías.....	64
Tabla 17. Modificación de la simulación	71
Tabla 18. Valor de cada corriente por MMPCD	75
Tabla 19. Valor del volumen de gas a la entrada.....	76
Tabla 20. Valor del producto sin fraccionar los condensados	76
Tabla 21. Valor del prodcuto con los condensados	77
Tabla 22. Costos de compra de equipos	79
Tabla 23. Costo de modificaciones de equipos	79
Tabla 24. Costo de instalación de los equipos.....	80
Tabla 25. Costo total de inversión.....	81

Tabla 26. Amortizacion de la finaciacion de la propuesta81

RESUMEN

Título: EVALUACION TECNICA Y ECONOMICA PARA ACTUALIZAR Y/O SELECCIONAR EL PROCESO DE RECUPERACIÓN DE LGN MÁS APROPIADO PARA LA PLANTA DE GAS DEL CENTRO, BARRANCABERMEJA*

Autores: IVAN JAVIER BARRIOS MEJIA
ROBERTO ANDRES SIZA REY**

Palabras claves: Recuperación de LGN, Válvula Joule Thomson, Productos blancos, Fraccionamiento,

Actualmente la planta de procesos ubicada en el corregimiento el Centro, Barrancabermeja cuenta con la capacidad de tratar 110 MMPCD de gas hidrocarburo, la cual se esperaba fuera abastecido en mayor parte por el campo opón, del cual se estimaba tendría una producción promedio de 100 MMPCD, sin embargo las producciones reales del campo no fueron las esperadas y de cayeron rápidamente, por esta razón actualmente la planta trabaja al 10% de su capacidad.

Muchos de los procesos que se realizan en la planta tuvieron que ser adecuados al flujo al que esta ópera debido al sobredimensionamiento que muchas de sus facilidades tenían, por otro lado el proceso de recuperación de LGN se retiró de la planta, Por lo cual se realizara un análisis de la planta, propiedad de la empresa Colombiana de Petróleos (Ecopetrol). En cuanto a datos de producción, equipos y procesos aplicados para poder evaluar la factibilidad técnica y económica de incorporar nuevamente el proceso de recuperación de LGN.

Con base a la evaluación técnica realizada a partir de los datos operacionales de la planta y los rangos de aplicación de las tecnologías de recuperación de LGN, se seleccionara la tecnología que más se ajuste a la planta y a partir de los resultados obtenidos se realizara una simulación en hysys v8.8, a partir de los resultados obtenidos de las simulaciones se analizara económicamente el proceso, con base a esto se elabora una propuesta técnica y económica que permita la máxima rentabilidad invirtiendo la menor cantidad de dinero posible teniendo en cuenta los posibles cambios en la planta por la incorporación de nuevos flujos de gas.

* Trabajo de grado

** Facultad de ciencias fisicoquímicas, escuela de ingeniería de petróleos,. Director: Nicolas Santos Santos

ABSTRACT

Title: TECHNICAL AND ECONOMIC EVALUATION TO UPDATE AND / OR SELECT THE MOST APPROPRIATE LGN RECOVERY PROCESS, BARRANCABERMEJA GAS PLANT*

Authors: IVAN JAVIER MEJIA BARRIOS
ROBERTO ANDRES SIZA REY**

Special words: Recovery of LGN, Joule Thomson Valve, White Products, Fractionation,

At the moment the process plant located in the district of Barrancabermeja has the capacity to treat 110 MMPCD of hydrocarbon gas, which was expected to be supplied largely by the field, which was estimated to have an average production of 100 MMPCD, however the real field productions were not as expected and fell rapidly, for this reason the plant currently works at 10% of its capacity.

Many of the processes that take place in the plant had to be adequate to the flow to which this opera due to the oversizing that many of its facilities had, on the other hand the process of recovery of NGL was removed from the plant, an analysis of the plant owned by the Colombian company Petroleum (Ecopetrol). In terms of production data, equipment and processes applied in order to assess the technical and economic feasibility of incorporating the LGN recovery process again.

Based on the technical evaluation based on the operational data of the plant and the application ranges of the NGL recovery technologies, the technology that best fits the plant will be selected and from the results obtained a simulation will be performed in hysys v8.8, based on the results obtained from the simulations, the process will be analyzed economically, based on this, a technical and economic proposal will be developed that will allow maximum profitability by investing the least amount of money possible taking into account the possible changes in the plant by the incorporation of new gas flows.

* Degree work

** Faculty of physicochemical sciences, school of petroleum engineering, specialization in gas engineering. Santos Nicolás Santos

INTRODUCCION

El propósito de una planta de procesos de gas es la de recibir el gas proveniente de los campos petroleros con el fin de darle a estas ciertas especificaciones de calidad para ser posteriormente comercializado, transportado y consumido por otras industrias y/o por la población en general. Para cumplir con estas especificaciones de calidad del gas es necesario cambiar algunas de las características si son necesarias como el contenido de agua, poder calorífico, cantidad de sólidos en suspensión, punto de rocío y cantidad de compuestos ácidos en el gas. Ahora, con el fin de alcanzar estas especificaciones es necesario tratar el gas para remover compuestos como agua, H₂S, CO₂ y además aplicar procesos para remover del gas los componentes pesados o condensables como el C₂₊ O C₃₊ a los cuales se les refiere como líquidos de gas natural (LGN)

El tratamiento de remoción o recuperación de LGN no solo tiene como finalidad dar al gas especificaciones de punto de rocío o poder calorífico, sino que también tiene un gran valor comercial proporcionando una fuente extra muy importante de ingresos para la planta

Por el gran valor comercial de LGN es menester hacer de este proceso lo más eficiente posible, por lo tanto es impórtate conocer los diferentes métodos y nuevas tecnologías en la recuperación de LGN estableciendo criterios de selección para aplicar actualizaciones o cambios en el proceso que mejoren la eficiencia, generando una mayor rentabilidad en esta fuente adicional de ingresos

Ahora debido a las proyecciones y planes de mejoramiento a la planta de procesos de gas del centro, que tiene como objetivo principal mejorar y mantener la sustentabilidad de esta haciéndola eficiente y moderna. Para esto es necesario

realizar los estudios correspondientes, encontrar la forma de actualizar y fortalecer los procesos generando más dividendos para la planta

1. GENERALIDADES

El Gas Natural (GN) es un gas combustible que se encuentra en la naturaleza de igual forma en la que se encuentran los yacimientos de petróleo, en reservas subterráneas en rocas porosas pero a diferencia del petróleo este constituido por una mezcla de hidrocarburos principalmente metano, el metano es el hidrocarburo alcano más sencillo, en su estado natural es un gas razón por la cual al estar en mayor cantidad en la mezcla hidrocarburo da a esta el estado gaseoso, aunque los yacimientos naturales y el mismo gas de estos pueden clasificarse dependiendo su composición y condiciones de los yacimientos el gas natural dependiendo de su origen se puede clasificar en:

Gas asociado:

Es el que se extrae junto con el petróleo y contiene grandes cantidades de hidrocarburos, como etano, propano, butano y naftas, una de las características más notables de este tipo de gas es el gran contenido de componentes hidrocarburos pesados (C3+) lo que lo hace un gas rico.

Gas no asociado:

Es el que se encuentra en yacimientos en los cuales no hay contenido de petróleo crudo, y el principal componente es el metano haciendo de este un gas pobre es decir con bajos contenidos de componentes pesados de hidrocarburos. Ahora, dependiendo de su composición se pueden clasificar en:

Gas amargo:

Contiene derivados del azufre (ácido sulfhídrico, mercaptanos, sulfuros y disulfuros)

Gas dulce:

Libre de derivados del azufre, se obtiene generalmente al endulzar el gas amargo utilizando solventes químicos o físicos, o adsorbentes

Gas húmedo:

Contiene cantidades importante de hidrocarburos más pesados que el metano

Gas seco:

Contiene cantidades menores de hidrocarburos pesados.

El gas independientemente del tipo de y composición debe ser tratado antes de ser comercializado por razones tales como el poder cumplir con estándares de calidad para su venta y transporte, Los estándares son especificados por las compañías de transmisión y distribución, las cuales varían dependiendo del diseño del sistema de ductos y de las necesidades del mercado que se quiere atender por lo que unos de los procesos que se le aplican dentro de todo el tratamiento del gas en una planta de proceso es el de recuperación de LGN, este puede variar desde la sencilla unidad de filtrado de rocío de hidrocarburos hasta las unidades de turbo-expander criogénicas más complejas. Dentro de cada categoría, hay variación en los diseños que se pueden aplicar para cumplir con las especificaciones y el requisito de operación¹.

¹ MOKHATAB, Saeid - Handbook of Natural Gas Transmission and Processing - Principles and Practices (3er Edition), capítulo 8.

El objetivo principal de la planta de gas es procesar el gas dándole las características específicas según sea las normas de transporte y venta que se exijan. Una de las principales operaciones en una planta de gas es separar los componentes más pesados que pueden ser recuperados del gas; este proceso tiene como propósito la disminución del punto de rocío del gas, mediante la extracción de una corriente líquida la cual es producto de la separación de los componentes pesados y condensables del gas o también llamados productos blancos. Los productos blancos o condensables son fraccionados en cada uno de sus componentes desde C2, C3, C4 hasta C5+ dependiendo de los distintos procesos de recuperación de LGN con el que cuente la planta procesadora del gas.²

A través de los años estos procesos han ido mejorando, cambiando e incluso han nacido nuevas tecnologías que pueden ser aplicadas dependiendo de algunas características tanto del gas como de la economía del proceso haciendo este lo más eficiente obteniendo un mejor y mayor aprovechamiento de los condensados del gas. El proceso para obtener una corriente líquida de condensables a partir del gas natural de entrada depende de ciertas características específicas de la corriente del gas como:

1. Composición del gas
2. flujo de gas
3. adaptabilidad del proceso a facilidades ya establecidas (en caso de mejoramiento o remplazo)
4. rentabilidad de la extracción de LGN
5. rentabilidad de la recuperación de etano

Los procesos pueden ser categorizado dependiendo de su principio de acción como:

1. Absorción con aceite pobre
2. Procesos de baja T° (*Joule-Thomson*, turbo expander, refrigeración mecánica)

² ARNOLD,K.,STEWART ,M., Design of Oil Handling Systems and Facilities, Surface Productions Operations Volumen 2, 2da Edición, Gulf Publishing, Houston, Texas, 1999; Capítulo 9

Ahora, hoy en día han surgido nuevas tecnologías que se han implementado al proceso de recuperación de LGN y serán categorizados como: tecnologías emergentes (twister y tamiz moléculas)³

1.1 FACTORES DE SELECCION

Con el fin de seleccionar la tecnología más adecuada para recuperación de LGN se han establecido unos factores que permiten asociar la tecnología con las condiciones del gas y la planta que lo trata y así determinar si la tecnología es viable o no, esos factores se presentan a continuación.

1.1.1 Composición del gas La composición del gas es seguramente el factor de mayor efecto sobre la selección del proceso; esto es debido básicamente a la cantidad de productos que puedan ser extraídos del gas. Los gases se caracterizan típicamente por los galones por mil pies cúbicos de hidrocarburos que puedan ser recuperados o extraídos como productos blancos en el proceso que se realiza al gas. Esto se expresa comúnmente como "GPM". El GPM tradicionalmente era destinado a aplicarse a los componentes desde el propano hasta los elementos más pesados; pero gracias a los avances de la tecnología muchos de los diferentes procesos que se han venido dando a menudo se incluyen el etano⁴.

Otra consideración importante en la Evaluación de las opciones de recuperación de LGN es la especificación de transporte y venta del gas natural. Las especificaciones de ventas se refieren generalmente al valor del poder calorífico del gas, en algunos casos el valor del poder calorífico puede manejarse en rangos o con límites máximos o mínimos. En general, las especificaciones de gas de venta establecen

³ GPSA Engineering Data Book, 12 Edición, Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma, 2004, Capítulo 16

⁴ Ibid. p 16-9

un poder calorífico mínimo a 950-1000 BTU / scf. Por lo tanto, es necesario tener en cuenta la cantidad de cada componente de hidrocarburo necesario que pueden permanecer en el gas.

La presencia de contaminantes tales como H₂S, CO₂ y H₂O e incluso sólidos en suspensión son condiciones que se deben tener en cuenta a la hora de seleccionar el proceso más adecuado pues en algunos casos no permiten una buena ejecución del proceso de extracción de condensables y causan daños a la infraestructura.

1.1.2 Flujo de gas Las corrientes de entrada a la planta de gas son muy importantes a la hora de seleccionar el mejor proceso posible para la recuperación de LGN, dado que la economía del proceso depende de que tanta rentabilidad se pueda obtener de la venta de los productos recuperados del procesamiento ejecutado al volumen de gas que va a ser tratado.

En numerosos casos el gas a tratar puede no tener una gran cantidad de componentes condensables como los que se desearía, pero es aquí donde entra en juego el factor volumen con el cual se puede tomar como objeto de estudio la economía o la rentabilidad del proceso y decidir qué tan costoso pueda llegar a generar la mayor producción de LGN posible, teniendo una mayor ganancia del proceso.

1.1.3 Adaptabilidad del proceso a facilidades ya establecidas Debido a la modernización de muchas de las plantas de proceso de gas que hay en el mundo; ya sea por daños en la infraestructura por problemas operacionales, necesidad de mejoramiento del proceso o simplemente por el desgaste del tiempo se hace necesaria la evaluación del proceso y así determinar qué tan favorable se hace mejorar o cambiar modernizando y haciendo más eficiente posible.

Para estos casos es necesario tener en cuenta las facilidades con las que operan o se realizan los procesos anteriores y posteriores al de la recuperación de LGN, es posible que para estos eventos este factor sea uno de los más importantes pues hay que encontrar la mejor opción que se ajuste a la planta en general y que de igual manera mejore el proceso anterior volviéndolo más eficiente, moderno y que genere una rentabilidad mayor a la planta con la producción de más productos blancos y en mayor cantidad.

1.1.4 Rentabilidad de la extracción de LGN “En general, el gas con una mayor cantidad de hidrocarburos licuables produce una mayor cantidad de productos” (GPSA, cap. 16). Por lo tanto, mayores ingresos para la planta de procesamiento de gas. Un gas más rico también implica mayores deberes de refrigeración, superficies de intercambio térmico ascendentes y mayor costo de capital para una eficiencia de recuperación dada. Los gases más delgados generalmente requieren condiciones de procesamiento más severas (temperaturas más bajas) para lograr altas eficiencias de recuperación.

“La eliminación de líquidos da como resultado una "contracción" del gas y una reducción del poder calorífico. Esta contracción representa una pérdida de ingresos para las ventas de gas que debe considerarse en la economía de una planta de recuperación de LGN” (Ibid, p 16-10), aunque por otro lado la disminución del volumen puede verse muy bien retribuida con la producción de productos líquidos más costosos que el mismo gas.

1.1.5 Rentabilidad de la recuperación de etano Es bien notorio que los procesos de recuperación de LGN usualmente solo condensaban desde el propano C3 hasta los componentes más pesados con algunas trazas de etano C2 por lo cual no era tenido en cuenta, pero con algunos procesos y debido al alto valor comercial se tiene como objetivo obtener la mayor cantidad de etano condensado, lo cual trae como efecto la recuperación mejorada de los componentes posteriormente más

pesados, logrando en algunos procesos de hasta el 100% de condensación de propano por lo cual se ve reflejado una mayor cantidad de productos blancos que manifiestan más rentabilidad para la planta de procesos de gas.

1.2 PROCESOS ACTUALES PARA LA RECUPERACIÓN DE LGN

En la actualidad se pueden encontrar muchas tecnologías para aplicarla a la recuperación de LGN muchas de ellas han venido sufriendo modificaciones para adaptarse a los nuevos procesos y condiciones de los fluidos, dentro de estas tecnologías destacan 6 las cual son las que más se aplican en la industria y se presentaran a continuación.

1.2.1 Absorción de aceite pobre Absorción es el proceso físico en donde al interactuar una corriente líquida con una corriente gaseosa, esta puede llegar a ceder todos o algunos de sus componentes resultando en una solución líquida. En la industria de los hidrocarburos este fenómeno físico se usa usualmente en la recuperación de condensados o LGN.

La absorción con aceite pobre es el proceso más antiguo empleado en la recuperación de condensables de gas hidrocarburo. Este proceso de recuperación de LGN es muy similar al usado para absorción en la deshidratación de gas, en la absorción se usa un aceite absorbente, este aceite tiene una afinidad por los hidrocarburos mucho mayor que la del glicol por el agua, se ha determinado que hay una clase de glicol más específicamente el tetraetilenglycol que tiene una mayor capacidad de absorber el H₂O ósea deshidratar el gas y lo que lo hace más especial

Es que también puede absorber hidrocarburo, tiene como desventaja su alto valor económico⁵.

El proceso puede ser operado a temperaturas ambiente si sólo se desean los productos LGN más pesados, Un sistema refrigerado mejora la recuperación de productos hidrocarbonados más ligeros, tales como el propano, hasta los más pesados como C7+, la planta de absorción con aceite no puede recuperar etano y propano eficientemente, ya que para esto se requiere circular grandes cantidades del aceite absorbente, por lo tanto, habrá un alto consumo de combustible, sin embargo, una planta de absorción de aceite puede modificarse para mejorar el recobro de propano adicionando un ciclo de refrigeración, lo que conllevaría a un costo adicional de mano de obra para el mantenimiento adicional, el aceite absorbente o magra (aceite pobre) es usualmente una mezcla de compuestos parafínicos que tienen un peso molecular entre 100 y 200 g/mol. Los procesos de absorción de aceite magro tienen la ventaja de que el absorbedor puede funcionar a una presión de gas de alimentación esencialmente con pérdida mínima de presión en la corriente gaseosa que sale del proceso.

Las plantas, ya sean ambientales o refrigeradas, están construidas de acero al carbono. Este tipo de proceso se utilizó desde la primera parte del siglo 20 y las plantas todavía están en uso hoy en día. Sin embargo, la mayoría de las plantas de aceite magra han sido cerradas o reemplazadas por plantas de proceso más modernas de refrigeración recta o turbo expander. El proceso de aceite magra requiere de espacios muy grandes para la ubicación y acomodamiento de la planta para este proceso, son Equipos con necesidades energéticas excesivas. Las unidades de absorción de aceite magro todavía se utilizan en muchas operaciones de refinería.⁶

⁵ARNOLD,K.,STEWART ,M., Design of Oil Handling Systems and Facilities, Surface Productions Operations Volumen 1, 3ra Edición, Gulf Publishing, Houston, Texas, 2008; Capítulo 9. pág.246

⁶ MOKHATAB, Saeid - Handbook of Natural Gas Transmission and Processing - Principles and Practices (3er Edition), capitulo 8.p 279

- Consideraciones del proceso
 - La composición deseada del aceite magra se determina por la presión y temperatura del absorbedor.
 - Las plantas de absorción de aceite magra que funcionan sin refrigeración requerirán un aceite de mayor peso molecular, usualmente en el intervalo de peso molecular 150-200. los sistemas de absorción de aceite magro refrigerado pueden funcionar con un medio absorbente de hasta un peso molecular de 100 con un diseño adecuado.
 - Dado que la absorción es sobre una base molar, se desea poner en contacto la corriente de gas con el número máximo de moles de aceite absorbente para maximizar la recuperación de los productos del gas.
 - Muchas plantas de recuperación de aceite de absorción diseñadas para funcionar originalmente a temperatura ambiente han sido modificadas para incluir un sistema de refrigeración que permite que tanto el aceite pobre como el gas se enfríen antes de entrar en el absorbedor.
 - La temperatura reducida aumenta la absorción y permite la circulación de menos aceite de menor peso molecular porque la velocidad de vaporización en el gas residual se reduce.
 - Las pérdidas de aceite con el producto pueden minimizarse mejorando el fraccionamiento en el aceite magro, esto no significa que el aceite no deba cambiarse pues de igual manera sufre desgaste cambiando sus propiedades físicas y químicas haciéndolo menos apto para el proceso

- Muchas plantas de absorción de aceite magra refrigerado pueden recuperar suficientes extremos pesados de la corriente de gas para compensar las pérdidas de aceite del absorbedor, haciendo de este modo su propio aceite de absorción Si la corriente de gas contiene compuestos que hacen que el peso molecular del aceite de absorción supere el diseño, Puede usarse en una corriente lateral de aceite pobre circulante para retirar los componentes pesados.
 - Es importante mantener el peso molecular del aceite de absorción en el valor de diseño debido a que el equipo de circulación, los intercambiadores de calor y el proceso de destilación están diseñados para utilizar un fluido de peso molecular particular.⁷
- DETALLE DEL PROCESO

El gas que entra por la parte inferior del absorbedor donde fluye hacia arriba a contracorriente al aceite pobre el cual se introduce en la parte superior de la columna absorbedora, en muchas ocasiones el aceite pobre se enfría para ayudar en la absorción de LGN, la torre absorbedora tiene es su interior bandejas o platos que tienen como función aumentar el contacto del gas y del aceite pobre.

El aceite adsorbe físicamente los hidrocarburos más pesados del gas. Los componentes más ligeros permanecen en el gas y salen por la parte superior de la torre absorbedora o contactor, los hidrocarburos absorbidos dejan el fondo del absorbedor como "aceite rico." El aceite rico fluye al Demetanizador del aceite enriquecido donde se aplica calor a la corriente de aceite para expulsar los hidrocarburos más ligeros que fueron absorbidos. Parte del aceite pobre en frío

⁷ GPSA Engineering Data Book, 12 Edición, Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma, 2004, Capítulo 16,p 16-11

también se alimenta a la parte superior de la Demetanizador para evitar que otros componentes sean separados.

El aceite rico de la Demetanizador se alimenta entonces a una torre de fraccionamiento el cual se hace funcionar a baja presión y los LGN se liberan del aceite rico mediante la combinación de reducción de presión y adición de calor en el alambique. El funcionamiento del alambique es crítico para el funcionamiento general de la planta, ya que no es sólo el punto donde se produce el producto deseado, sino que la calidad del aceite pobre es importante en la absorción de LGN en el absorbedor. La refrigeración requerida para el enfriamiento de aceite, el gas y las entradas de calor a la ROD aún son los parámetros clave que deben controlarse para operar eficientemente el proceso de recuperación de LGN con aceite pobre.⁸

- Niveles normales de recobro de líquidos con proceso de aceite absorbente son:
 - Propano C3 = 80%
 - Butano C4 = 90%
 - Pentano C5+ = 98%

1.2.2 Separación por baja temperatura La recuperación de LGN con procesos a baja temperatura son generalmente los más utilizados debido a su gran eficiencia y altos niveles de recuperación de los componentes pesados y otros no tan pesados como el caso del etano el cual también tiene un valor comercial individual. Actualmente son tres los procesos que tienen como principio físico la reducción de la temperatura los cuales son:

- Joule-Thomson
- Turbo-expander
- Refrigeración mecánica

⁸ Ibid. p 16-11

1.2.2.1 Joule-Thomson El proceso de auto-refrigeración del gas conocida como expansión Joule Thomson (J-T), es hoy en día uno de los procesos más usados para la recuperación o condensación de los componentes pesados del gas, debido a las grandes ventajas que tiene por la sencillez pero muy eficiente aplicación. Este proceso consiste en el enfriamiento por expansión isoentálpica del gas cuando este pasa a través de la válvula J-T, generando la condensación de los componentes pesados y del agua⁹, con un intercambio de calor adecuado y un gran diferencial de presión a través de la válvula J-T, se pueden conseguir temperaturas criogénicas que resultan en eficacias de extracción elevadas¹⁰.

- DETALLE DEL PROCESO

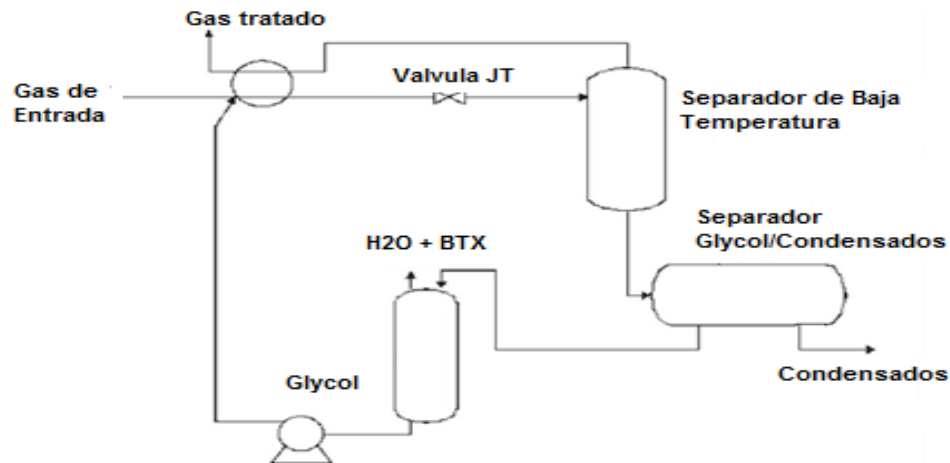
Las presiones de más de 1000 Psi son típicas en estas instalaciones. Si la presión del gas es demasiado baja, la compresión de entrada es necesaria o se obtendrá un enfriamiento de expansión insuficiente. El sistema de auto-refrigeración no requiere de un aditivo químico para agregarle al gas, como ocurre con la refrigeración con el chiller, sólo que la válvula esté presente en el sistema (el gas por sí mismo se enfriará), pero usualmente se dispone de usar un pre-enfriamiento a presión constante como el que se muestra en la figura 1 con el fin de provocar una disminución extra de temperatura al gas que entra al proceso, este intercambio de calor se hace generalmente con el gas frío ya tratado que va saliendo del proceso, cabe resaltar que este pre-enfriamiento hace posible que consiga recuperar líquidos inclinando al proceso a incrementar su rendimiento. Después, esta corriente ingresa a un separador de baja temperatura el cual remueve los líquidos condensados por la parte inferior del separador y el gas es retirado por la parte superior, el cual cumple con las especificaciones de venta. La corriente líquida de los compuestos pesados retirados del gas pasa posteriormente en algunos casos

⁹ FERNÁNDEZ T.P. Dimensionamiento del proceso de licuación de una planta de gas natural offshore, 2012

¹⁰ GPSA Engineering Data Book, 12 Edición, Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma, 2004, Capítulo 16

como el presente en la figura por un separador de glicol, el cual tiene como objetivo retirar el glicol inyectado a la corriente de gas rico que alimenta el proceso con el fin de evitar la formación de hidratos al momento en el que la temperatura de la corriente de entrada disminuya la temperatura por causa del pre-enfriamiento y más aún en la válvula de expansión J-T, finalmente el la corriente de condensados hidrocarburos sigue sus posteriores tratamientos mientras el glicol es acondicionado y vuelto a inyectar a la corriente de gas de entrada¹¹.

Figura 1. Diagrama típico de una proceso de recuperación por Joule Thomson



Fuente: MOKHATAB, S., POE, W., SPEIGHT, J., Handbook of natural Gas Transmission and Processing, 2006, Fig.10-3, p.370

- ventajas de la válvula de expansión J-T son:
 - Bajas volúmenes en corriente de gas de entrada
 - Buena recuperación de etano.
 - Bajo costo de instalación y mantenimiento.
 - Recuperación selectiva de flujos del gas
 - Simplicidad de diseño y operación.
 - Poco espacio de instalación

¹¹ MOKHATAB, Saeid - Handbook of Natural Gas Transmission and Processing - Principles and Practices (3er Edition), capítulo 8

- Los niveles típicos de recobro de líquidos son:
 - C2 ≈ 20% a 30%
 - C3 > 85%
 - C4 > 94%
 - C5+ = 100%

1.2.2.2 Turbo Expander Aunque suelen ser muy parecidos los procesos de expansión J-T con el proceso turbo-expander hay que tener en cuenta que las principales diferencias entre el diseño (J-T) y turbo-expanders son:

- Que la expansión del gas es adiabática a través de la válvula. En un turboexpansor la expansión sigue una trayectoria casi isentrópica.
- El proceso turbo expander logra una menor temperatura (que el proceso J-T) debido a que la energía que traía el gas es suministrada a la turbina (proceso isoentrópico)¹².
- el diseño J-T tiende a ser menos eficiente por unidad de energía gastada que el turbo-expansor.¹³

El principio del proceso turbo-expander se puede describir como un proceso en el que una corriente de gas ingresa a la válvula de expansión expanders, a alta presión, logrando mover los alabes de la turbina la cual está conectada con el compresor, lo que genera una transferencia de energía (energía cinética) que resulta en una alta caída de temperatura, dicha energía aplicada por la corriente de gas a la turbina del expansor es la que va a recibir el compresor para que al momento de que ingrese la corriente de gas residual por la torre desmetanizadora ésta sea comprimida para ser llevada a venta o transporte. Estas condiciones de

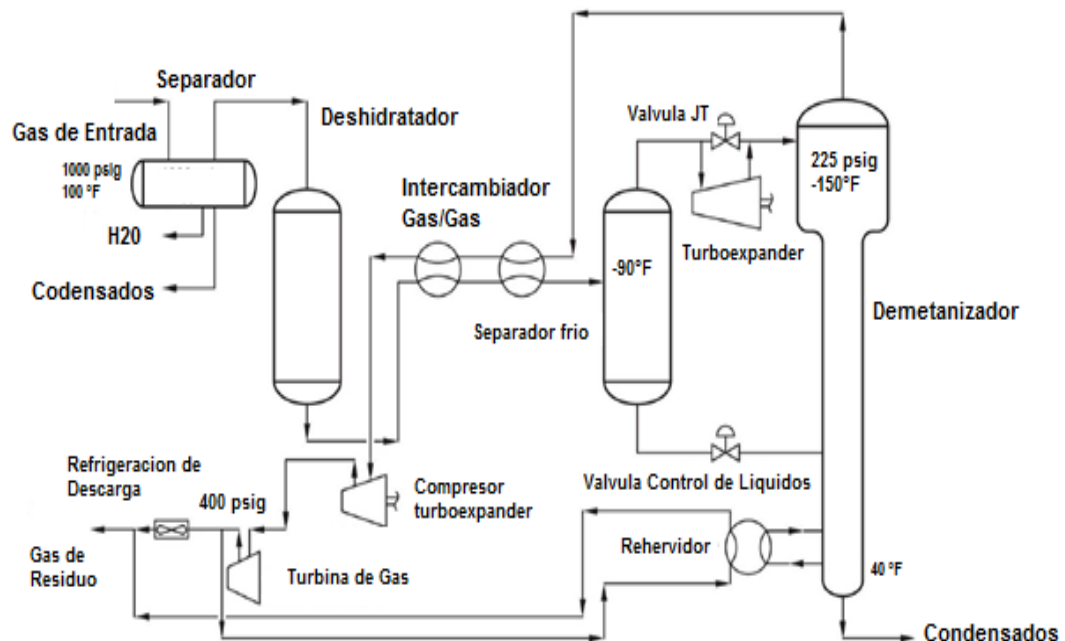
¹² ARNOLD K. *Surface Production Operations*. Volumen 2. Edición 2. 1999. pág.249

¹³ GPSA Engineering Data Book, 12 Edición, Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma, 2004, Capítulo 16, p 16-12

baja de presión y bajas temperaturas hacen favorable la condensación de los líquidos, pero ya cuando estos ingresan a la torre desmetanizadora.

La Figura muestra una planta criogénica o turbo expander para obtener etano líquido donde el gas es enfriado hasta -100 a -150°F por la expansión a través de una turbina y de la válvula Joule-Thomson. Normalmente, el desecante sólido usado en una planta turbo expander es el tamiz molecular, por lo que la deshidratación alcanza niveles de hasta menos de 1 ppm de vapor de agua asegurando que no se formarán hidratos con las bajas temperaturas operadas en la planta.

Figura 2. Planta criogenica Turbo-Expander



Fuente: STEWART, Maurice. *Surface Production Operations. Design of Gas Handling Systems and Facilities, Gulf Professional, Vol.2, Edición 3, 2014, pág.554*

- DETALLE DEL PROCESO

La corriente de gas ingresa a un separador trifásico a 1000 Psig y 100°F , pasa por un deshidratador es enfriada parcialmente por la corriente de residuo de la torre

desmetanizadora lo que propicia la condensación de líquidos, los cuales serán retirados en el separador frío, luego, la corriente de tope que sale de este separador pasa a través de un expansor, el cual logra reducir la temperatura y la presión por la transferencia de energía cinética (moviendo el eje del compresor el cual es centrifugo), generando la condensación antes de ingresar a la torre desmetanizadora a 225 Psi y -150 °F. La corriente de gas que ingresa a la torre es flasheada y la corriente de residuo de tope de la torre es parcialmente calentada con la corriente de salida de la deshidratadora y luego comprimida a 400 Psig (y no hasta 1000 Psig como se tuvo en la corriente de alimento porque este no es un proceso isoentálpico y se pierde energía cinética), y el gas gana temperatura, cuando sale de la compresión, parte de la corriente es enfriada por Aero enfriadores y la otra parte es llevada al reboiler (el cual funciona como intercambiador de calor) para que esta corriente se enfrié para que cumpla con las especificaciones de transporte.

No podemos dejar pasar por alto la forma que posee la demetanizadora, angosta en su parte inferior y ancha en la superior, esto es debido a que la composición del alimento a la torre (en la parte superior) es C1 y C2, y la que lleva la parte inferior es C3+ pero, para evitar que salga metano como producto de fondo de la demetanizadora se emplea el reboiler (el mismo que se menciona en el párrafo anterior) ya que se requieren 40 °F para evitar que el metano salga como producto de fondo de la demetanizadora.

- niveles típicos de recobro de líquidos son:
 - C2 > 60 %
 - C3 > 90%
 - C4+ ≈ 100%

1.2.2.3 Refrigeracion Mecanica El proceso bajar la temperatura enfriando una corriente de gas rico o con contenido de componentes pesados se puede lograr por transferencia de calor de la corriente de gas rico a una corriente de refrigerante. En

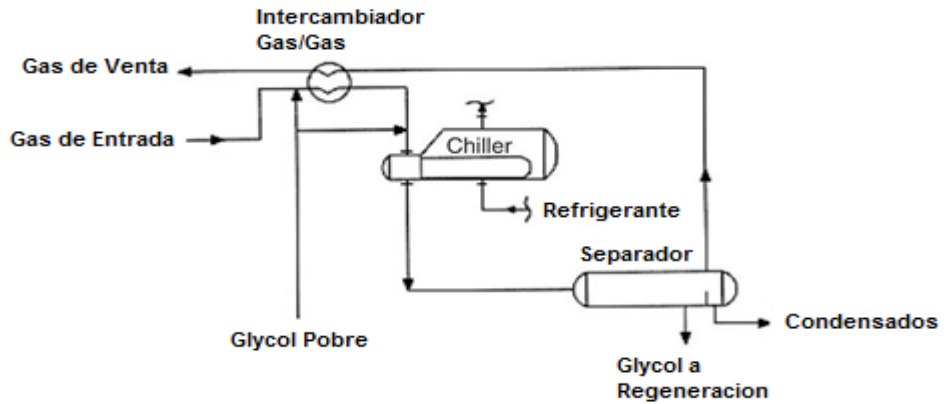
la aplicación de este proceso, la refrigeración es generada regularmente por un circuito de refrigeración de propano de ciclo cerrado. La refrigeración mecánica es uno de los procesos más simples y más directos para recobro de productos blancos o LGN. El principio en el que se basa este proceso consta de un ciclo de refrigeración y compresores de tipo reciprocantes o centrífugos consiguiendo condiciones de operación de baja a alta presión alcanzando niveles de refrigeración de hasta -30°F.¹⁴

- DETALLE DEL PROCESO

Para entender el proceso de recuperación de los productos blancos o LGN por refrigeración mecánica, se debe tener en cuenta que, por lo general, siendo lo más apropiado, el gas de alimentación de la planta debe estar previamente tratado (endulzado) y secado para ponerse en contacto primero con la corriente de gas pobre y frío que sale del proceso. Entonces el gas pre-enfriado se enfría adicionalmente con refrigeración de propano para condensar la fracción de GLP en el gas de alimentación, la temperatura debe ser controlada en este punto para evitar la formación de hidratos en el intercambiador. Los líquidos condensados se recuperan entonces en el separador y se alimentan a una planta de fraccionamiento más adelante. El gas frío que sale del separador se utiliza entonces para enfriar el gas de alimentación.

¹⁴ ARNOLD,K.,STEWART ,M., Design of Oil Handling Systems and Facilities, Surface Productions Operations Volumen 2, 2da Edición, Gulf Publishing, Houston, Texas, 1999; Capítulo 9

Figura 3. Proceso de refrigeración mecánica



Fuente: MOKHATAB, S., POE, W., SPEIGHT, J., *Handbook of natural Gas Transmission and Processing*, 2006, Fig.10-2, p.367

- cualidades y características del refrigerante ideal
 - Es no tóxico
 - Es no corrosivo
 - Tiene PVT
 - Las propiedades físicas del refrigerante tendrán que ser compatibles
 - Tiene un alto calor latente de vaporización
 - La presión que se llevará al chiller deberá ser positiva para obtener una mejor eficiencia en el compresor, además, logrará reducir el tamaño del equipo, y evita la inducción de aire en el sistema

Existen varios refrigerantes los cuales son usados como el freón y el propano pero el más popular en aplicaciones de procesamiento de gas es el propano ya que tiene una fácil disponibilidad (a menudo fabricado en el sitio), barato, y tiene una “buena” curva de presión de vapor. La desventaja es que es inflamable, pero

sto no es un problema significativo si se da la debida consideración al diseño y funcionamiento de la instalación¹⁵.

- Niveles de recuperación de los componentes condensables del gas:
 - C3 ≈ 85%
 - C4 ≈ 94%
 - C5+ ≈ 98%

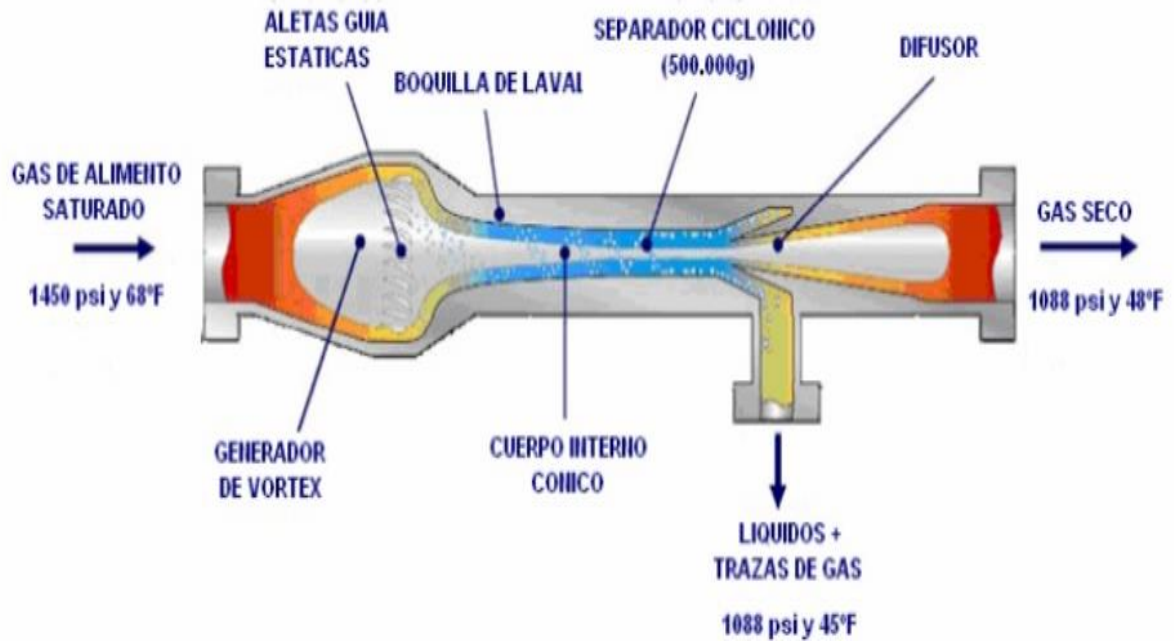
1.2.3 Tecnologías emergentes Las tecnologías emergentes son cada vez más una realidad, y se ve reflejada hoy en día con la gran cantidad de investigaciones que buscan nuevos procesos, los cuales tienen como propósito innovar y mejorar la calidad de sus productos. En la industria del petróleo y gas hoy en día se encuentra una clara evidencia del éxito de estas nuevas tecnologías como, por ejemplo, para el proceso de recuperación de LGN del gas, las tecnologías emergentes más importantes y con mayor éxito son:

1. Tecnología twister
2. Tamiz molecular

1.2.3.1 Tecnología Twister Uno de estos procesos es la tecnología Twister, este proceso utiliza una boquilla supersónica en la que se reduce la presión y se forma líquido, produciendo una gran fuerza centrífuga. La corriente supersónica se hace pasar a través de las paletas que giran la corriente. Este movimiento centrífugo obliga al líquido a la pared donde es drenado del aparato. El vapor se expande entonces en una boquilla difusora y recupera el 70 al 80% de la presión inicial. Las pruebas han demostrado que este proceso tiene aproximadamente 90% de eficiencia isoentrópica. Esta tecnología se centra en el control del punto de rocío de hidrocarburos y aplicaciones de deshidratación tanto en tierra como en alta mar.

¹⁵ CAMPBELL, J., Technical Assistance Service for the Design, Operation and Maintenance of Gas Plants, John Campbell and Company, 2003, Capítulo 5.

Figura 4. Valvula Twister



Fuente: MOKHATAB, S., POE, W., SPEIGHT, J., *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing: Principles and Practices, Edition 3*. Pág.147, 2015.

Se están introduciendo nuevas configuraciones de procesos en el mercado para aprovechar la expansión de gas para la separación de líquidos. Cada uno de estos procesos utiliza equipo estático para lograr la separación deseada y se centra en la sustitución de las válvulas de expansión Joule-Thomson y / o turbo-expansores., uno de estos procesos es la tecnología Twister. Este proceso utiliza una boquilla supersónica en la que se reduce la presión y se forma líquido. La corriente supersónica se hace pasar a través de las paletas que giran la corriente. Este movimiento centrífugo obliga al líquido a la pared donde es drenado del aparato. El vapor se expande luego en una boquilla difusora y recupera el 70-80% de la presión inicial. Las pruebas han demostrado que este proceso tiene aproximadamente 90% de eficiencia isentrópica.

Esta tecnología se centra en el control de punto de rocío de hidrocarburos y aplicaciones de deshidratación tanto en tierra como en alta mar. Otro proceso utiliza

un dispositivo de tubo de vórtice para afectar la separación. El tubo de vórtice se basa en los tubos Ranque-Hilsch desarrollados en la década de 1940. Estos tubos se han utilizado como dispositivos de laboratorio y enfriadores de pequeña escala. El principio de funcionamiento de estos dispositivos es el mismo. (Figura 16-8) Un gas es inyectado tangencialmente a través de una boquilla en el centro del tubo donde se expande a una baja presión. El gas fluye ciclónicamente al extremo más alejado del tubo. Durante este flujo, se forman dos zonas de temperatura, una zona caliente cerca de la pared y una zona más fría cerca del centro. En el extremo del tubo el gas central es desviado y retorna a lo largo del tubo a través de un orificio cerca de la boquilla de entrada.

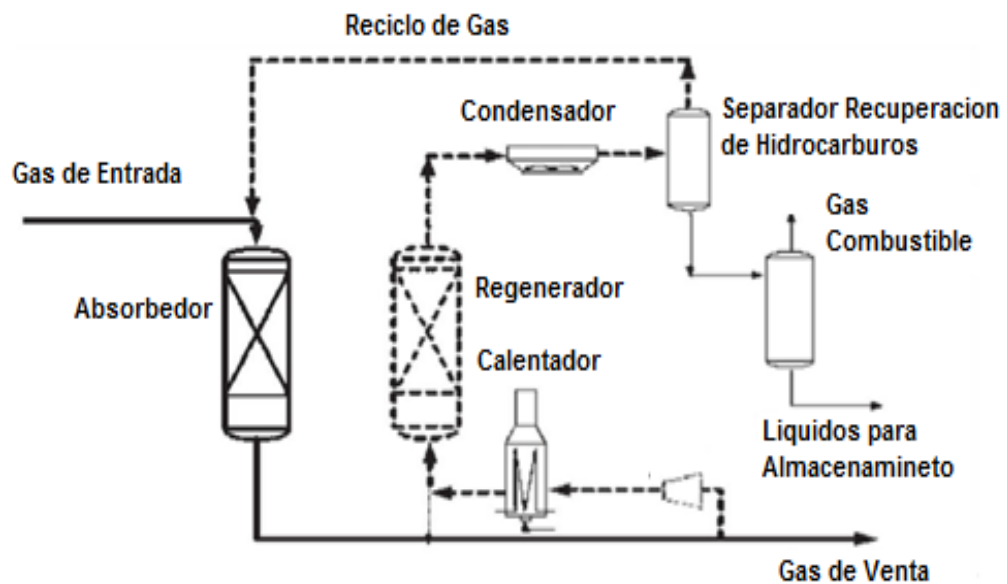
Por lo tanto, el tubo es capaz de producir dos corrientes de gas a diferentes temperaturas. El gas frío está a una temperatura por debajo de la alcanzable con una expansión isentálpica. Si las dos corrientes de salida se mezclaran, la temperatura combinada sería igual a la temperatura alcanzada por la expansión isentálpica., el tubo de vórtice realiza la misma función que la válvula Joule-Thomson, pero produce una temperatura de gas de salida más baja para una parte de la corriente. Este aparato podría tener aplicación donde está disponible la caída de presión de gas, se necesita control de punto de rocío y el gas caliente y frío se recombinan después de la eliminación del líquido¹⁶.

1.2.3.2tamiz Molecular Absorción con tamiz molecular o lecho solido adsorbente es un método que tiene como principio físico la recuperación de condensado del gas natural por el atrapamiento de las moléculas de un mayor diámetro que el poro que el tamiz, este proceso es el más efectivo y eficiente en la recuperación de condensables debido al alto porcentaje de recuperación de etano.

¹⁶ GPSA Engineering Data Book, 12 Edición, Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma, 2004, Capítulo 16

La regeneración se lleva a cabo haciendo pasar gas de reciclo calentado a través del lecho. El hidrocarburo pesado se recupera del gas de regeneración por enfriamiento, condensación y separación. El proceso de adsorción en lecho sólido puede usarse para adsorber hidrocarburos a alta presión. La desventaja son los recipientes de alta presión, que pueden ser costosos.

Figura 5. Planta de adsorción con lecho solido



FUENTE: MOKHATAB, S., POE, W., SPEIGHT, J., Handbook of natural Gas Transmission and Processing, 2006, Fig.10-8. Pág.378

Algunas ventajas son que pueden alcanzar un 98% en la recuperación de propano y hasta un 60% en la recuperación de etano, debido a este mismo principio físico el tamiz molecular puede atrapar los componentes ácidos de gas como CO₂ y H₂S. Como desventaja cabe denotar que las saturaciones de las torres de adsorción con tamiz se saturan en cuestión de minutos mientras que el proceso regeneración de cada planta es de 18 a 24 horas, el alto costo del tamiz molecular y vida útil alrededor de 5 a 6 años.

2. ANALISIS DE LAS VARIABLES REALES DE LA PLANTA DE PROCESOS

En esta etapa, se realizó visita técnicas a la planta de gas del centro de Ecopetrol con el fin de recolectar datos reales, tales como pruebas de cromatografía, caudales en las corrientes de gas a la entrada y salida, planos de la planta e información sobre el estado actual de las facilidades y la planta en general.

Figura 6. Ubicación de la planta de gas el centro



Fuente: Google Earth

La planta de procesos del centro está ubicada corregimiento el centro en el municipio de Barrancabermeja departamento de Santander, se puede apreciar en la figura 6 construida inicialmente como capacidad 10 MMPCD de capacidad de gas, luego de su reubicación de dos ampliaciones quedo con una capacidad instalada de 47 MMPCD. En el año 1991 se realizó el proceso de automatización por lo cual se empezó a controlar los procesos desde monitores ubicados en una sala de control. En 1997 se realizó la última ampliación hasta el momento para llegar a la capacidad actual de 110 MMPCD, esto como consecuencia del descubrimiento

del campo opón del cual se estimaba tenía una producción promedio de 100 MMPCD, sin embargo las producciones reales del campo no fueron las esperadas y de cayeron rápidamente razón por la al 10 la cual actualmente la planta trabaja al 10% de su capacidad.

Debido a los proyectos de perforación de Ecopetrol en el Magdalena Medio en lo que se estima la perforación de 1500 pozos con el propósito de aumentar las producciones de aceite y gas, se tiene previsto el aumento de las corrientes de gas que deberán ser tratados, por lo cual es necesario actualizar los procesos como el de recuperación de LGN y de esta manera aprovechar la infraestructura ya montada y así generar grandes ingresos a la planta.

2.1 DIAGNOSTICO DEL PROCESO ACTUAL DE RECUPERACIÓN DE LGN

Actualmente la planta de gas procesa un promedio de 10.11MMPCD que es la suma de las corrientes de flujo provenientes de la Cira, Opón, Lizama utilizando poco menos el 10 % de la capacidad de la planta. La corriente de gas de Lizama previamente se comprime en el campo antes de llegar a la planta de gas de proceso con un rango de presión promedio (520 – 530)Psi y temperatura(100-104)°F inicialmente se utilizaba para el proceso absorción con aceite pobre para recuperación de los productos blancos, este proceso utilizaba como aceite absorbente utilizaba JP-1A (gasolina de avión) el cual a partir del año 2010 debido a los bajos volúmenes que alimentaban la planta se dejó utilizar por que no era rentable.

Fotografía 1. Planta de gas el centro



Por lo que en el actualidad esta torre se utiliza como control de presión a partir de válvula aguas arriba que garantiza que todo el proceso se llevó a 500 Psi, luego esta corriente pasa a la planta de deshidratación y de ahí sale directo a ventas evidenciándose la omisión del proceso de fraccionamiento ya que no hay no productos blancos para refinar teniendo la planta la infraestructura disponible.

2.2 RECOPIACION DE DATOS Y DETERMINACION DE LAS PROPIEDADES DEL GAS

Como se mencionó anteriormente la planta es abastecida por tres corrientes de gas provenientes de los campos la Lizama, la Cira y el Opón, en esta etapa se realizó una recolección de los datos (cromatografía y volúmenes de flujo) referido a cada una de las corrientes de gas y posteriormente un análisis de las propiedades de cada corriente y corriente resultante de la combinación de estas. Los datos de las tablas que se mostraran a continuación fueron tomados de la pruebas de cromatografía realizadas en el laboratorio superintendencia de mares el 16 de mayo de 2017 con una Pbase (Psi)14.65 y Tbase (°F)60 a cada corriente y a la mezcla resultante de las tres.

2.2.1 Corriente gas Campo Lizama

Fotografía 2. Entrada del flujo de Lisama



La planta de procesos de gas recibe y trata del campo Lizama una corriente de gas promedio de 5278.09 KPCD, como se aprecia el tabla número 1 la cual son los resultado de las prueba de cromatografía este gas se considera una gas rico ya que predomina el metano pero hay una proporción relativamente alta de otros hidrocarburos, resaltando las pequeñas cantidades de dióxido de carbono y nitrógeno por lo que también se puede considerar como un gas dulce.

Tabla 1. Composición de gas Lizama

COMPONENTES	PROMEDIO
C1	80.448
C2	9.364
C3	4.941
IC4	0.895
NC4	1.576
IC5	0.526
NC5	0.471
C6+	0.573
O2	0.000

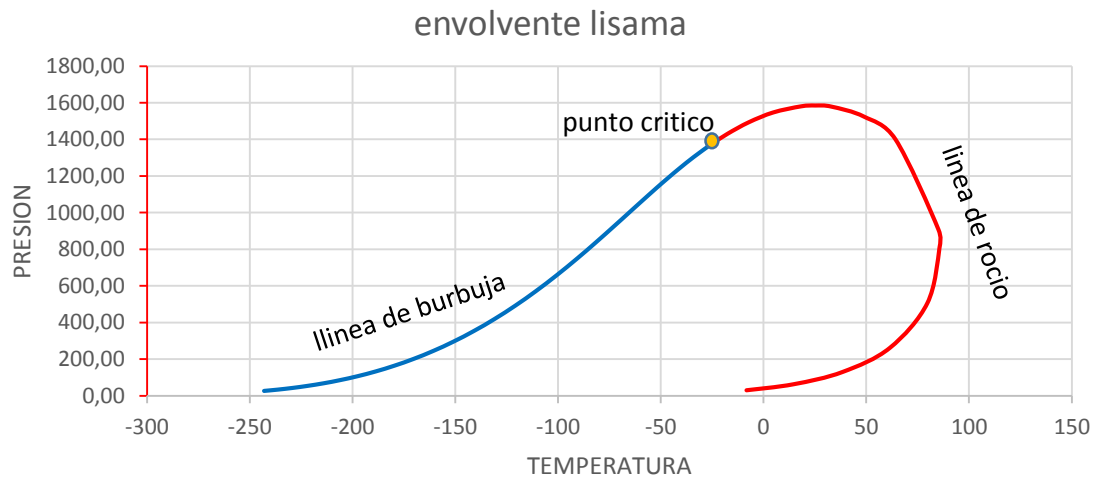
COMPONENTES	PROMEDIO
N2	0.300
H2	0.000
CO	0.000
CO2	0.907
H2S	0.000
Total	100.000

Tabla 2. Propiedades del gas Lisama

PROPIEDADES	
G específica	0.72885
Dens, Lbs/ft3	0.05562
Peso Molecular	21.03308
GPM	2.98633
BTU Neto Ideal	1133.9858
BTU Neto Real	1138.089
BTU Bruto Ideal	1246.3340
DENSIDAD DEL AIRE (@ S.C)	0.0763184
BTU Bruto Real	1250.843
F Compresib	0.99639

En la figura 7 se representa la envolvente del gas del campo Lizama en la corriente de entrada a la planta, la curva de burbuja se representa de color azul la cual indica la formación de la primera burbuja de gas de la mezcla hidrocarburo proveniente del campo Lizama, comenzando está a condiciones de 26.17 Psi y -242,9 °F hasta el punto crítico a condiciones máximas de 1375,3 Psi y -25.22°F, ahora tomando como inicio el punto crítico tenemos la curva de rocío representada de color rojo, la cual indica inicio del cambio de fase líquido a gas atravesando la curva de derecha a izquierda, finalizando a condiciones de presión de 29,39Psi y a -8,3 °F, asegurando esto la presencia en las fases líquida y gaseosa de la mezcla hidrocarburo dentro de la envolvente, teniendo en cuenta que la máxima presión en la que coexisten gas y líquido es a 1585,6 Psi y máxima temperatura a 85,6 °F.

Figura 7. Envoltente gas Lizama



2.2.2 Corriente de gas Campo La Cira

Fotografía 3. Entrada del flujo de La Cira



El gas de la corriente del campo la Cira es un gas húmedo el cual se le tiene que pasar por un proceso de compresión antes para luego ser recibido en el proceso definitivo, de este campo se recibe y trata una corriente de gas promedio de 3299.67 KPCD esta tiene similar composición que el gas de Lizama pero se le tiene que realizar un ajustes de presión para ser mezclado posteriormente con las demás

corriente de gas, en la tabla número 3 se aprecia la prueba cromatografía realizada para este gas .

Tabla 3. Composicion de gas La Cira

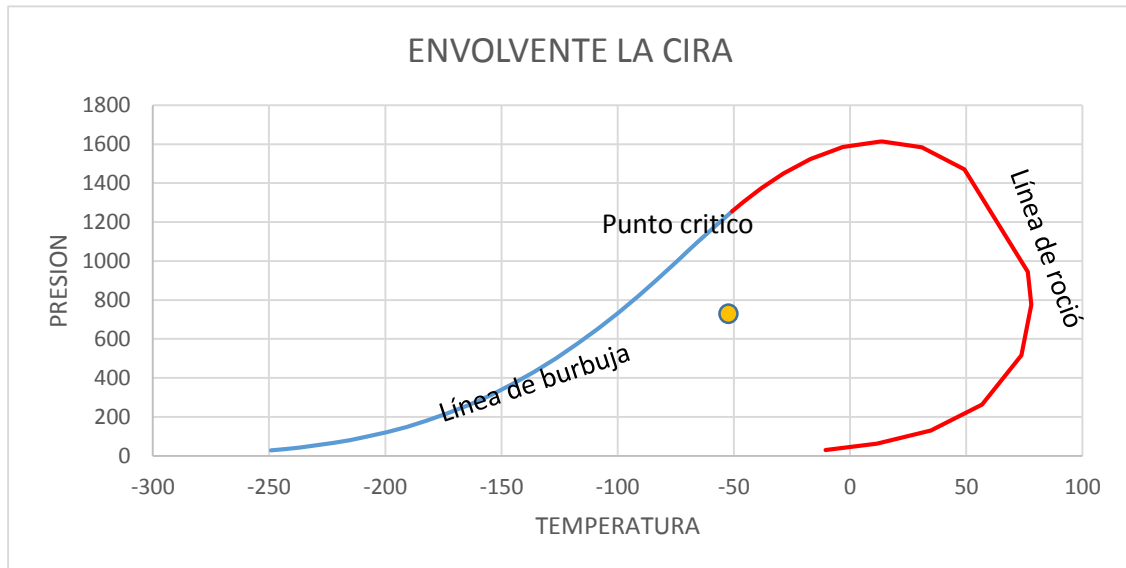
COMPONENTES	PROMEDIO
C1	82.529
C2	5.148
C3	3.152
IC4	1.132
NC4	1.210
IC5	0.488
NC5	0.364
C6+	0.574
O2	0.020
N2	1.626
H2	0.014
CO	0.000
CO2	3.744
H2S	0.000
Total	100.000

Tabla 4. Propiedades del gas La Cira

PROPIEDADES	
G ESPECIFICA	0.71903
Dens, Lbs/ft3	0.05488
Peso Molecular	20.75834
DENSIDAD DEL AIRE (@ S.C)=	0.0763184
GPM	2.25236
BTU Neto Ideal	1034.07082
BTU Neto Real	1037.38575
BTU Bruto Ideal	1138.09321
BTU Bruto Real	1141.74161
F Compresib	0.99680
DENSIDAD DEL AIRE (@ S.C)=	

en la figura 8 se puede apreciar la envolvente del gas de la corriente proveniente del campo la Cira el cual fue previamente comprimido en la misma planta, la curva de burbuja se representa de color azul la cual indica la formación de la primera burbuja de gas de la procesos hidrocarburo proveniente del campo la Cira, el rango de presión y temperatura de la curva de burbuja se obtiene desde 28,7 Psi y -249,2°F hasta el punto crítico a condiciones máximas de 1254 Psi y -50.77°F de temperatura, siguiendo la trayectoria de la envolvente tomando ahora como inicio el punto crítico tenemos la curva de rocío representada de color rojo, la cual indica la formación de la primera gota de la mezcla hidrocarburo atravesando la curva de derecha a izquierda, finalizando a condiciones de presión de 29,39Psi y a -10,6°F, evidenciando esto la presencia en las fases liquida y gaseosa de la mezcla hidrocarburo dentro de la envolvente, teniendo en cuenta que la máxima presión en la que coexisten gas y liquido es a 1612.51 Psi y de igual manera la máxima temperatura es a 77.98°F.

Figura 8 Envoltente gas La Cira



2.2.3 Corriente de gas Campo El Opón

Fotografía 4. Flujo Gas de Opón



El gas de Opón entra a un slug cácther para hacerle un proceso de desarenado ya que el Opón tiene un yacimiento de gas sobrepresionado lo cual provoca el desprendimiento de arenas en la producción de este y luego pasa por un tren de estabilización para sustraer los condensado de la corriente de la cual se trata un promedio de 1523.19 KPCD , el gas que alimenta la planta es considerado gas seco lo cual se puede apreciar en la tabla número 5 por el gran contenido de metano del casi 92 % este corriente de gas junto con las otras dos se juntan en una sola corriente que lleva el flujo desde la torre contactora hasta la obtención de los productos finales.

Tabla 5. Composicion de gas Opón

COMPONENTES	PROMEDIO
C1	91.897
C2	4.390
C3	1.329
IC4	0.282

COMPONENTES	PROMEDIO
NC4	0.360
IC5	0.126
NC5	0.114
C6+	0.428
O2	0.000
N2	0.116
H2	0.000
CO	0.000
CO2	0.959
H2S	0.000
Total	100.000

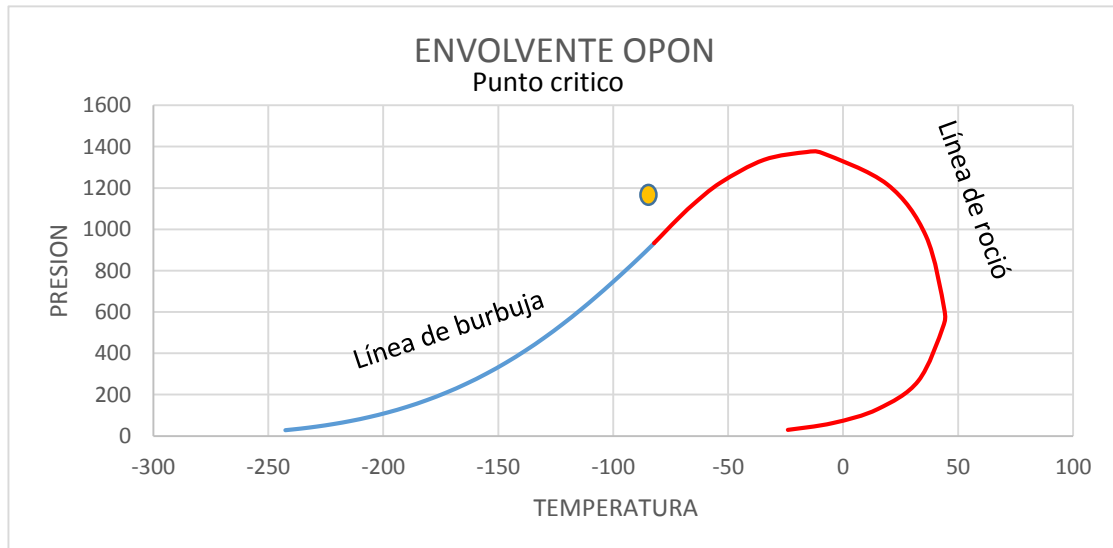
Tabla 6. Propiedades del gas Opón

PROPIEDADES	
G ESPECIFICA	0.624
Dens, Lbs/ft3	0.048
Peso Molecular	18.018
GPM	0.854
DENSIDAD DEL AIRE (@ S.C)=	0.0763184
BTU Neto Ideal	984.552
BTU Neto Real	987.052
BTU Bruto Ideal	1086.746
BTU Bruto Real	1089.506
F Compresib	0.997

En la figura número 7 se puede apreciar la envolvente del gas de la corriente proveniente del campo Opón el cual al igual que la corriente de gas del campo Lizama fue previamente comprimido en el campo, la curva de burbuja se representa de color azul la cual indica la formación de la primera burbuja de gas en un rango de presión y temperatura desde 27,63 Psi y -242,6 °F hasta el punto crítico a condiciones máximas de 932,7 Psi y -82,2°F de temperatura, siguiendo la trayectoria de la envolvente siguiendo desde el punto crítico tenemos la curva de rocío representada de color rojo, la cual indica la formación de la primera gota de la

mezcla hidrocarburo atravesando la curva de derecha a izquierda, finalizando a condiciones de presión de 29,39 Psi y a -23,9 °F, dentro de la envolvente se tiene la mezcla hidrocarburo en fase líquida y gaseosa, la máxima presión en la que coexisten gas y líquido es a 1373,7 Psi y máxima temperatura a 44,01 °F.

Figura 9. Envolvente gas Opón



2.2.4 Corriente resultante de la mezcla Las pruebas cromatografía de la corriente resultante de la mezcla de las 3 corrientes mencionadas anteriormente se puede apreciar en la tabla número 7, esta da como resultado un gas de tipo húmedo muy parecido al de la Cira y Lizama y dicha corriente nueva lleva el flujo desde la torre contactora hasta la obtención de los productos finales.

Tabla 7. Composición de la corriente resultante

COMPONENTES	PROMEDIO
C1	83.062
C2	8.311
C3	4.116
IC4	0.764
NC4	1.291
IC5	0.427

COMPONENTES	PROMEDIO
NC5	0.382
C6+	0.460
O2	0.000
N2	0.263
H2	0.000
CO	0.000
CO2	0.924
H2S	0.000
Total	100.000

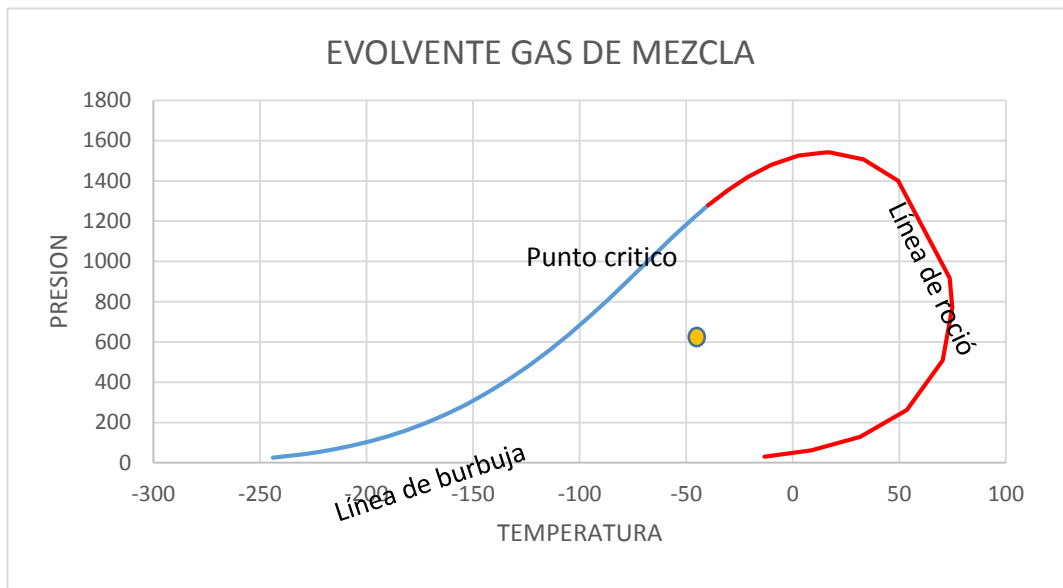
Tabla 8. Propiedades de la corriente resultante

PROPIEDADES	
G ESPECIFICA	0.70305
Dens, Lbs/ft3	0.05366
Peso Molecular	20.29442
GPM	2.47646
BTU Neto Ideal	1097.16582
DENSIDAD DEL AIRE (@ S.C)=	0.0763184
BTU Neto Real	1100.82144
BTU Bruto Ideal	1207.00608
BTU Bruto Real	1211.02767
F Compresib	0.99668

Como resultado de la combinación de los tres flujos de gas que alimentan la planta por parte de los anteriormente nombrado campo la Cira, Lizama y Opón se obtiene la mezcla de hidrocarburo mostrada en la tabla anterior lo cual evidencia la caída de la calidad de la mezcla de las corrientes de los gases de lizama y la cira por parte del gas del opón debido a que este es básicamente un gas pobre lo que genera que al mezclarse con los otros gases que son ricos baje la calidad de la mezcla, en la figura número 8 se presenta la envolvente resultante de la mezcla de las corrientes de gas de entrada, representándose con una curva de color azul la curva de burbuja la cual inicia a condiciones de -23.9 °F y a 25 Psi, siguiendo la curva finaliza a

condiciones críticas de la envolvente a 1278.5 Psi y -39.6°F , ahora siguiendo la trayectoria de la envolvente se representa la curva de rocío con color rojo la cual finaliza a condiciones de -29.4 Psi y -13.3°F , punto cricondentermico de la envolvente es a 74.9°F y el punto cricondenbarico a 1542 Psi

Figura 10. Envolvente gas corriente resultante



3. EVALUACION Y SELECCIÓN DE LA TECNOLOGIA DE RECUPERACIÓN DE LGN

En este capítulo se evaluaron las diferentes tecnologías que se encuentran actualmente en el mercado para la recuperación de LGN desarrollando el screening de cada una de ellas y calificando las características de estas, basándose en cada uno de los criterios de selección los cuales se establecerán de acuerdo a las características de la planta y el gas que trata actualmente, a partir de esta evaluación se seleccionara la tecnología que sea mejor calificada por tanto más se ajuste a las facilidades y procesos de la planta actual.

3.1 CRITERIOS DE SELECCIÓN

Estos criterios de selección se basan en las evaluaciones locativas y operacionales que se realizaron a la planta con el acompañamiento de los ingenieros, operadores y técnicos que actualmente están a cargo de esta, y las propiedades del flujo de gas que son tratadas en cada uno de los procesos de la planta.

Tabla 9. Criterios de selección

CRITERIOS DE SELECCIÓN	
Composición del gas	Gas rico con bajas concentraciones de ácidos y azufre
Rangos operacionales de flujo de gas	promedio de 10.11MMPCD con un posible aumento de 12 MMPCD
Propiedades operacionales de la planta	Temperatura promedio = 106°F Presión promedio= 500 Psi
Proceso anteriores a la recuperación de GLP	Compresión en tres etapas, filtración remoción de ácidos y sólidos, separación bifásica, deshidratación con glicol

CRITERIOS DE SELECCIÓN	
Proceso posteriores a la recuperación de GLP	Separador, estabilizador de condensados, bals de almacenamiento y proceso de fraccionamiento
Facilidades disponibles en la planta	Disponibilidad de espacio para la instalación de cualquiera tecnología, fácil acceso a la planta para movilización y cuenta con equipos que no están en uso
Eficiencia en la recuperación de LGN	Recuperar la mayor cantidad de condensados que contengan la mayor cantidad de etano
Cambios de volúmenes en las corrientes de flujo	Se espera que la planta aumente la cantidad de flujo de gas que procesa por lo que podrían modificarse la propiedades operacionales por lo tanto la tecnología de GLP tiene que ser permisible a cambios
Requerimiento de mantenimiento	En los procesos de la planta se busca que estos sean que sean sistema cerrados con configuraciones simples que no requieran mantenimiento constante

3.2 SCREENINGS DE LAS TECNOLOGIAS DE RECUPERACIÓN DE LGN

A continuación se presentan los screening de las tecnologías que anteriormente se han mencionado y explicado, estos screening se han hecho en base a la información recopilada en búsqueda bibliográfica y por la información suministrada por parte de los diferentes operadores e ingenieros de la planta de proceso de gas del centro.

Tabla 10. Screening absorción por aceite pobre

SCREENING ABSORCION POR ACEITE POBRE	
Tipo de gas	Solo gases ricos
Caudal de operación	Dependiendo del diseño
Propiedades operacionales	(300 -1100) Psi y (40-120) °F
Productos químicos	Jp-1 A, varsol
Espacio requerido	Requiere de un espacio considerable dependiendo del diseño

SCREENING ABSORCION POR ACEITE POBRE	
Rango de flujo	Rango de flujos bajo
Componente del proceso	Proceso de recuperación y de regeneración
Extracción de líquido	Propano C3 = 80% Butano C4 = 90% Pentano C5+ = 98%
Remoción de ácidos	No remueve
Frecuencia de mantenimiento	Frecuente
Permisibilidad a modificaciones	Difícil, se limita al diseño que es elaborado al cambiar dichas variables el diseño ya no es viable
Requerimiento de procesos anteriores	Filtros, opcionalmente deshidratación, scrubber
Requerimiento de procesos posteriores	Válvulas de control de presión, separador, fraccionamiento

Tabla 11. Screening Joule Thomson

SCREENING JOULE THOMSON	
Tipo de gas	Recomendado para gas ricos
Caudal de operación	Dependiendo del diseño
Propiedades operacionales	400 a más de 1000 (limitante la formación de hidratos)
Productos químicos	No
Espacio requerido	Muy poco espacio
Rango de flujo	Dependiendo del diseño
Componente del proceso	Valvula J-T, separador
Extracción de líquido	C2 ≈ 20% a 30% C3 > 85% C4 > 94% C5+ = 100%
Remoción de ácidos	No
Frecuencia de mantenimiento	poca
Permisibilidad a modificaciones	Fácil, el equipo al ser equipo único y al tener grandes rangos de aplicación se puede ajustar a nuevos procesos con simples modificaciones

SCREENING JOULE THOMSON	
Requerimiento de procesos anteriores	Remoción de ácidos y sólidos, separadores, deshidratación, intercambiador de calor
Requerimiento de procesos posteriores	Separador de baja temperatura, balas de almacenamiento, proceso fraccionamiento

Tabla 12. Turbo Expander

SCREENING TURBO EXPANDER	
Tipo de gas	Pobres y ricos
Caudal de operación	Dependiendo del diseño
Propiedades operacionales	>750 Psi, -120 °F
Productos químicos	En algunos casos glicol para prevenir hidratos
Espacio requerido	poco
Componente adicionales del proceso	Intercambiadores de calor, cooler, valvula turbo-expander
Extracción de liquido	C2 > 60 % C3 > 90% C4+ ≈ 100%
Remoción de ácidos	No
Frecuencia de mantenimiento	media
Permisibilidad a modificaciones	media
Requerimiento de procesos anteriores	Remoción de ácidos y sólidos, separador trifásicos, deshidratación con tamiz molecular, intercambiadores de calor, enfriadores
Requerimiento de procesos posteriores	Separador de baja temperatura, balas de almacenamiento, proceso fraccionamiento

Tabla 13. Screening Twi. ster

SCREENING TWISTER	
Tipo de gas	Gas rico y pobre
Caudal de operación	Hasta 600 MMSCFD en algunos casos de 10 a 20 MMSCFD trabajando en paralelo
Propiedades operacionales	Presiones = entre 725 y 2900 Psi T° < 40°F
Productos químicos	No necesita
Espacio requerido	Poco espacio y poca resistencia a peso (plataformas, tarimas etc.)
Componentes del proceso	Sistema cerrado, Sin piezas giratorias
Extracción de líquidos	C2 ≈ 30% a 40% • C3 > 85% • C4 > 94% • C5+ = 100%
Ácidos	Eliminación masiva de CO2 ,H2S y mercurio
Frecuencia de mantenimiento	Frecuencia baja al no tener piezas giratorias
Requerimiento de procesos anteriores	Filtro, separadores , intercambiador de calor proceso de deshidratación con tamiz molecular
Requerimiento de procesos posteriores	Separador de baja temperatura, balas de almacenamiento, proceso fraccionamiento
Permisibilidad a modificaciones	Muy poco debido a su alto costo

Tabla 14. Screening Refrigeracion Mecanica

SCREENING REFRIGERACION MECANICA	
Tipo de gas	Gas rico y pobre
Caudal de operacionales	Hasta 50 MMSCFD dependiendo de la capacidad de los equipos que componen el proceso, no recomendable para bajos caudales
Propiedades operacionales	Presiones = entre 435 y 580 Psi

SCREENING REFRIGERACION MECANICA	
	Temperatura = bajas temperatura por lo que se recomienda optimizar el enfriamiento a la entrada
Productos químicos	requiere refrigerante (propano)
Espacio requerido	requiere de mucho espacio ya que necesita varios equipos para dar el proceso de recuperación
Componentes del proceso	Sistema abierto, múltiples equipos
Extracción de líquidos	C3 ≈ 85% • C4 ≈ 94% • C5+ ≈ 98%
Ácidos	Eliminación masiva de CO ₂ ,H ₂ S y mercurio
Frecuencia de mantenimiento	Frecuencia alta al tener varios equipos para realizar el proceso, dadas las bajas temperaturas involucradas el equipo, cañerías y accesorios deben ser térmicamente aislados. Las impurezas pesadas contenidas en el refrigerante no se evaporan (aceite, hidrocarburos pesados, etc.), y deben ser eliminadas para no afectar el rendimiento del sistema.
Permisibilidad modificaciones	a Difícil ,requiere de múltiples modificaciones para ajustarse a nuevas condiciones
Requerimiento de procesos anteriores	Separador de agua libre, inyección de glicol, intercambiador de calor gas/gas, intercambiador de calor aceite/gas
Requerimiento de procesos posteriores	Separador frio, torre , chiller

Tabla 15. Screening de tamiz molecular

SCREENING DE TAMIZ MOLECULAR	
Tipo de gas	Gas pobre
Caudal de operacionales	Depende del diseño
Propiedades operacionales	Presiones = aproximadas a 1000 Psi Temperatura = bajas
Productos químicos	No requiere

SCREENING DE TAMIZ MOLECULAR	
Espacio requerido	requiere de mucho espacio y son equipos muy pesados
Componentes del proceso	Proceso de absorción y regeneración
Extracción de líquidos	C2 ≈ 60% C3 ≈ 98%
Ácidos	Eliminación masiva de CO ₂ ,H ₂ S y mercurio
Frecuencia de mantenimiento	Media
Permisibilidad a modificaciones	baja, debido al alto costo del tamiz y el tiempo de regeneración por tamiz
Requerimiento de procesos anteriores	Remoción de sólidos, separador, deshidratación con alúmina
Requerimiento de procesos posteriores	Separador bifásico, estabilización de condensados, balas de almacenamiento y fraccionamiento

Como conclusión general para los screenings anteriormente presentados la tecnología de absorción por aceite pobre está limitada por su diseño original ya que este es elaborado con las propiedades operacionales actuales de la planta donde se desea ubicar y en caso de que se modifiquen dichas propiedades la tecnología esta se limita a un rango operacional muy corto, por otro lado cuando se tienen presiones muy altas los procesos de separación a baja temperatura y en especial Joule Thomson requiere poca inversión, ya que este proceso se beneficia de bajas temperaturas y altas presiones pero en caso de que la presión del gas de alimento no sea suficiente para generar una alta condensación, es necesaria una compresión adicional , en un caso extremo en donde la presión del gas de alimento está muy por debajo de la presión requerida en las líneas, es más económico aplicar el proceso de refrigeración mecánica con compresión adicional para remover los hidrocarburos pesados en vez de la compresión seguida de un proceso de auto – refrigeración, esto se debe a que los compresores son equipos de alta inversión.

Las tecnologías emergentes son las que mayor rango operacional de flujo manejan, estas pueden procesar flujos altos de gas y con pequeñas modificaciones en

paralelo logran trabajar con caudales pequeños, es recomendada para presiones considerablemente altas con el beneficio que son sistemas cerrado sin emisión de BTX, por otro lado sus limitaciones se enfocan la parte económica por su alto costo y por su gran requerimiento de espacio en el caso de tamiz molecular, pero este proceso podría competir contra el proceso de Joule Thompson ya que los equipos de tamiz molecular operan con diferenciales de presión bajos comparados con el proceso de auto-refrigeración y por lo tanto no requieren de compresión adicional.

3.3 EVALUACION Y SELECCIÓN DE LA TECNOLOGIA

La selección de la tecnología como se mencionó anterior mente se basó en las variables operativas, físicas, químicas y locativas con las que cuenta la planta actualmente, teniendo en cuenta también la proyección que se prevén a futuro para la planta. La metodología utilizada para calificar los procesos de recuperación de productos blancos anterior mente nombrados, con el acompañamiento y aprobación de los ingenieros de la planta, consistió en darle un grado de importancia a cada una de las variables a evaluar, teniendo como el más alto grado con el valor el valor de tres (3) y el más bajo con el valor de uno (1), estos valores se asignaron dependiendo de la prioridad que asume por la experiencia tenida en la planta y las recomendaciones de los operadores.

Tabla 16. Calificación de las tecnologías

GRADO DE IMPORTANCIA	CRITERIOS DE SELECCIÓN	PLANTA ACTUAL	TECNOLOGIAS					
			Absorción con aceite pobre	Válvula joule thomson	Turbo-expander	Refrigeración mecánica	Twister	Tamiz molecular
3	tipo de gas	RICO	5	5	5	5	5	1
3	rango de flujo actual (MMPCD)	5 A 10	5	5	3	3	3	5
2.5	rango futuro posible (MMPCD)	10 a 22	3	5	4	3	5	5
2.5	Propiedades operacionales	500Psi, 100°F	5	4	2	4	3	2.5
2.5	tipo de deshidratación	TEG	5	5	1	5	1	3
1.5	facilidades disponibles	----	3	4.5	2.8	2.5	3	3
1	closet (espacio en el campo)	----	3.5	5	4	3.5	5	3.8
3	eficiencia de la recuperación	alta	3.5	4.2	5	3.5	4.5	5
1.5	frecuencia de mantenimiento	baja	3	4.5	3.8	3	4.5	4
2	facilidad de instalación	fácil y económica	3	4	3.5	3	2	3

GRADO DE IMPORTANCIA	CRITERIOS DE SELECCIÓN	PLANTA ACTUAL	TECNOLOGIAS					
			Absorción con aceite pobre	Válvula joule thomson	Turbo-expander	Refrigeración mecánica	Twister	Tamiz molecular
2	permisividad a modificaciones	alta	2	4.5	3.8	2.5	3	2
24.5	CALIFICACION TOTAL		3.9	4.6	3.5	3.6	3.5	3.4

Teniendo en cuenta los criterios ya seleccionados para realizar la calificación, el estudio bibliográfico y elaboración de los screening se procede a calificar el proceso para cada una de las variables, con una calificación máxima de cinco (5) y mínima de uno (1), al final se realizara una evaluación utilizando el método numérico de ponderación, el cual como se observa en la tabla saca como mejor calificado al método de recuperación con válvula Joule – Thomson con una puntuación de cuatro-seis (4,6),La selección de esta tecnología se hace muy acertada para los ingenieros de la planta debido a que esta es una tecnología en auge la cual se encuentra con un relativo bajo precios de instalación en el mercado actual .

4 ESTUDIO TECNICO Y ECONOMICO DEL PROCESO SELECCIONADO

En este capítulo se desarrolló la evaluación técnica y económica de la tecnología seleccionada para utilizarla como proceso de recuperación de LGN en la planta de proceso de gas del centro de Ecopetrol, junto con esta evaluación se desarrolló una propuesta económica y técnica basada en la evaluación mencionada anteriormente y la información adquirida en las visitas técnicas realizadas a la planta, todo esto con el fin de generar el mejor escenario técnico y económico con una mínima inversión.

4.1 REQUERIMIENTOS TÉCNICOS

Los requerimientos técnicos para reintegrar la fase de recuperación de LGN utilizando la tecnología Joule Thomson al proceso general de la planta de gas del centro no son muchos, ya que todos los equipos necesarios ya se encuentran allí, hay que tener en cuenta ciertas propiedades operacionales que se podrían ajustar dependiendo de la cantidad de LGN que se espera recuperar y la capacidad de los equipos ya establecidos para hacer dichas modificaciones de las propiedades operacionales, este proceso en algunos casos utiliza glicol como insumo para mejorar en el rendimiento del proceso cuando se hacen procesos conjuntos con el de Joule Thomson lo cual ya la planta utiliza por lo que sería fácil su obtención en caso de necesitarlo ya que en términos generales Joule Thomson no requiere de insumos en el proceso original, en cuanto al personal de la planta, se debe realizar una capacitación en cuanto al manejo de las variables del proceso y un programa de reconocimiento de los equipos, insumos y el proceso en sí.

4.2 SIMULACIÓN DEL PROCESO

Se utilizó la herramienta de Aspen Hysys para simular el proceso de recuperación de LGN de la planta del Centro a partir de la tecnología Joule Thomson, como se aprecia en la figura 9 y 10 se puede observar el comportamiento del proceso antes y después de la inclusión del proceso de recuperación de LGN, con estas simulaciones se busca mostrar los resultados que se pondrían obtener vinculado dicho proceso de recuperación con el proceso actual de la planta y la aplicación técnica que se podría dar en un futuro Teniendo en cuenta que la planta de gas en este momento se encuentra sobre dimensionada y se espera que a futuro haya un aumento en la cantidad de gas que llega y trata la planta.

Figura 11. Simulación del proceso actual de la planta 1

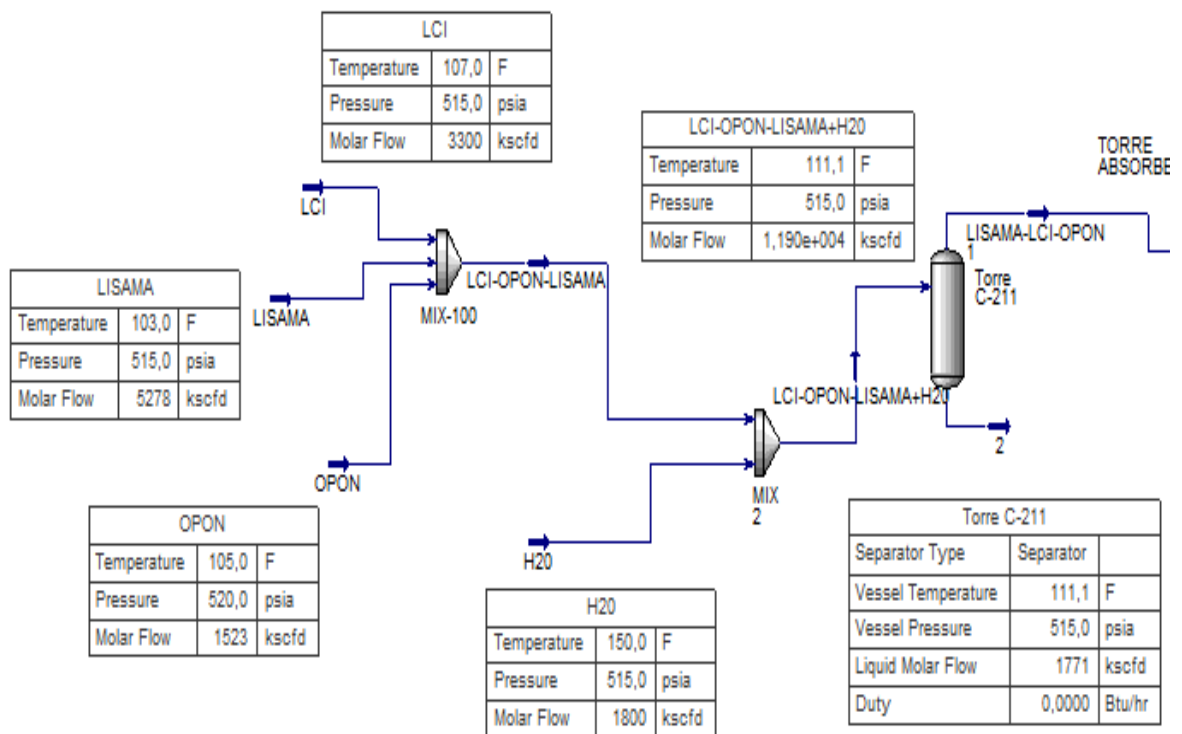


Figura 12. Simulación del proceso actual de la planta 2

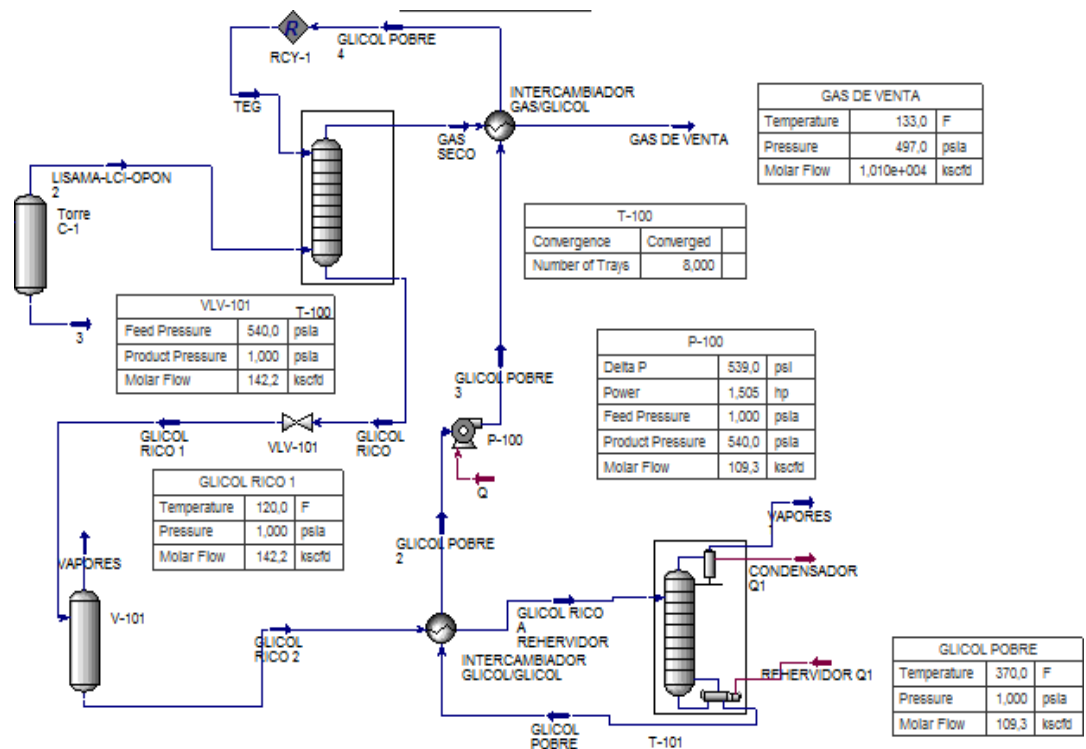


Figura 13. Simulación del proceso con la Valvula Joule-Thomson 1

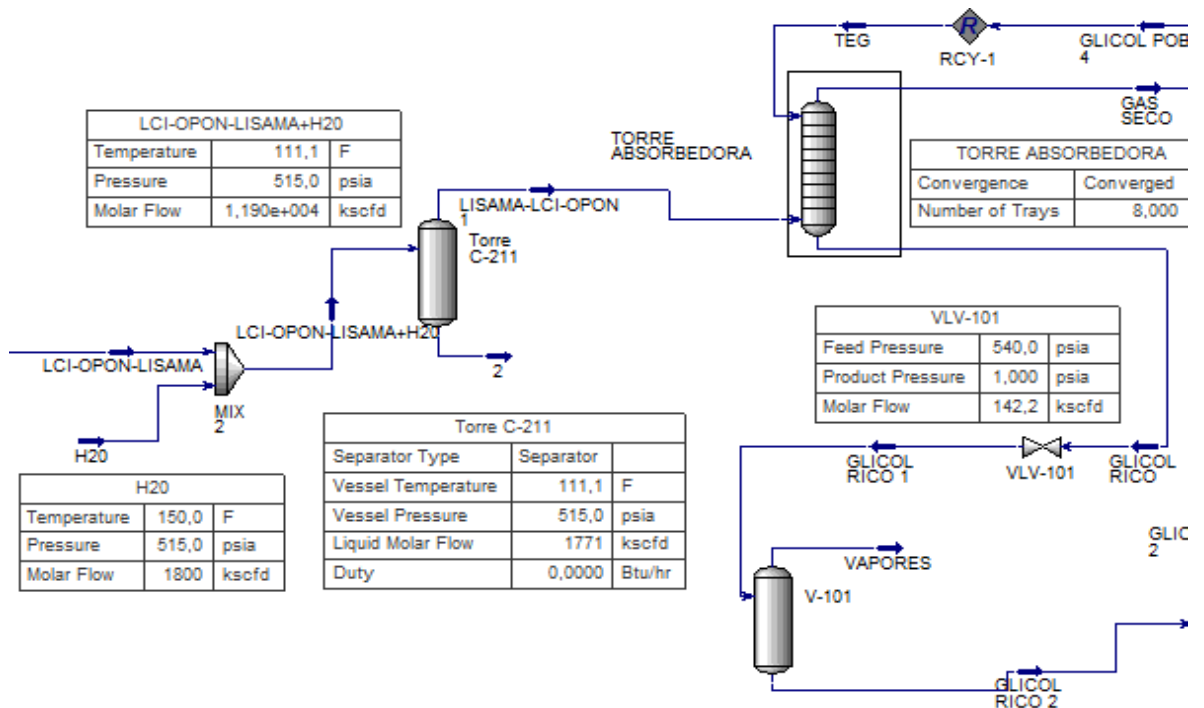


Figura 14. Simulación del proceso con la válvula Joule-Thomson 2

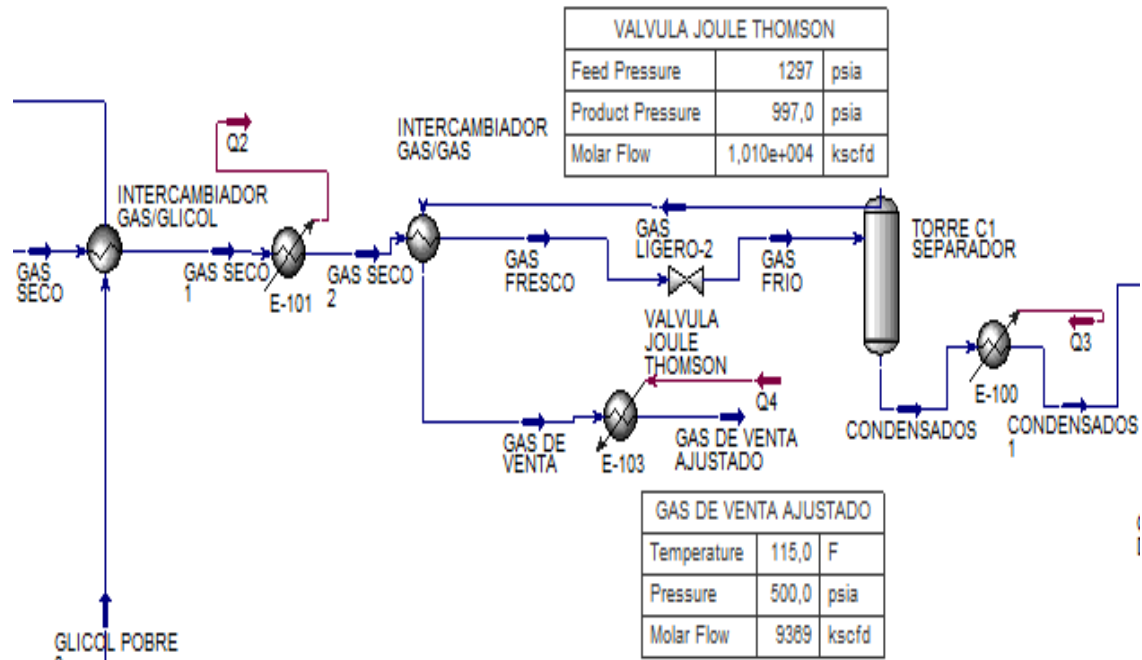
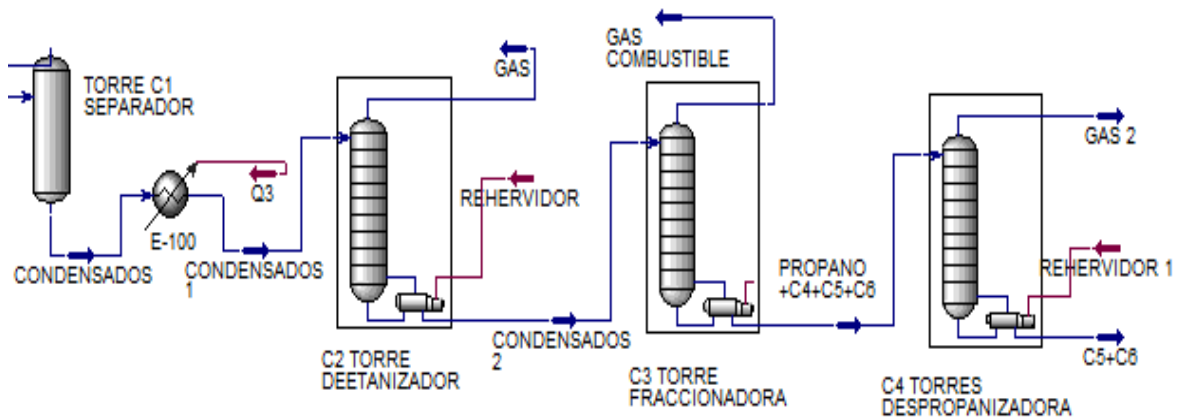


Figura 15. Simulación del proceso con la Valvula Joule-Thomson 3



En la tabla número 17 se puede apreciar las modificación que se le hicieron a la simulación para mirar como afectaba a la producción de condensados, hay que aclarar que el estrangulamiento que genera la válvula está definido por su diseño, para este caso como se puede apreciar en la tabla que a medida que el flujo tiene

una mayor de presión de entrada tiene una mayor producción de condensados debido a que la estrangulación es mayor y el fluido alcanza menores temperatura de enfriamiento ,esto es debido a que el gas normalmente tiene sus moléculas desordenadas con altas energía cinética , por lo que el gas al ser estrangulado estas molecular se juntan y se ordenan formándose los condensados por eso los flujos que vienen a bajas temperaturas y altas presiones favorecen el proceso, teóricamente se dice que la estrangulación que sufre el gas en la válvula sería 30% por encima de su presión por que la nuestro caso en la planta de gas la presión aumentaría de 500 a 650 Psi alcanzando una t temperatura de enfriamiento de hasta 52 °F y una producción de condensado de 89 bbl/ día como se puede aprecia en la primera fila de la tabla, lo cual buscando rentabilidad en el proceso se recomienda hacer un ajuste en la presión y temperatura a la entrada de la válvula de 800 Psi y 60°F buscando una mayor producción de condensados.

Tabla 17. Modificación de la simulación

TEMEPERATUR A DE ENTRADA A LA VALVULA °F	PRESION A LA ENTRADA DE LA VALVULA	TEMPERATURA A LA QUE SE PODRIA ENFRIAR °F	CONDENSADO S (Bbl/día)
115	500	52	89
90	550	40	148
80	650	28	253
70	700	22	348
60	800	12	485

4.3 PROPUESTA TECNICA PARA INTEGRAR LA RECUPERACIÓN DE LGN CON LA TECNOLOGIA JOULE THOMSON EN PLANTA DE PROCESOS DEL CENTRO DE ECOPETROL

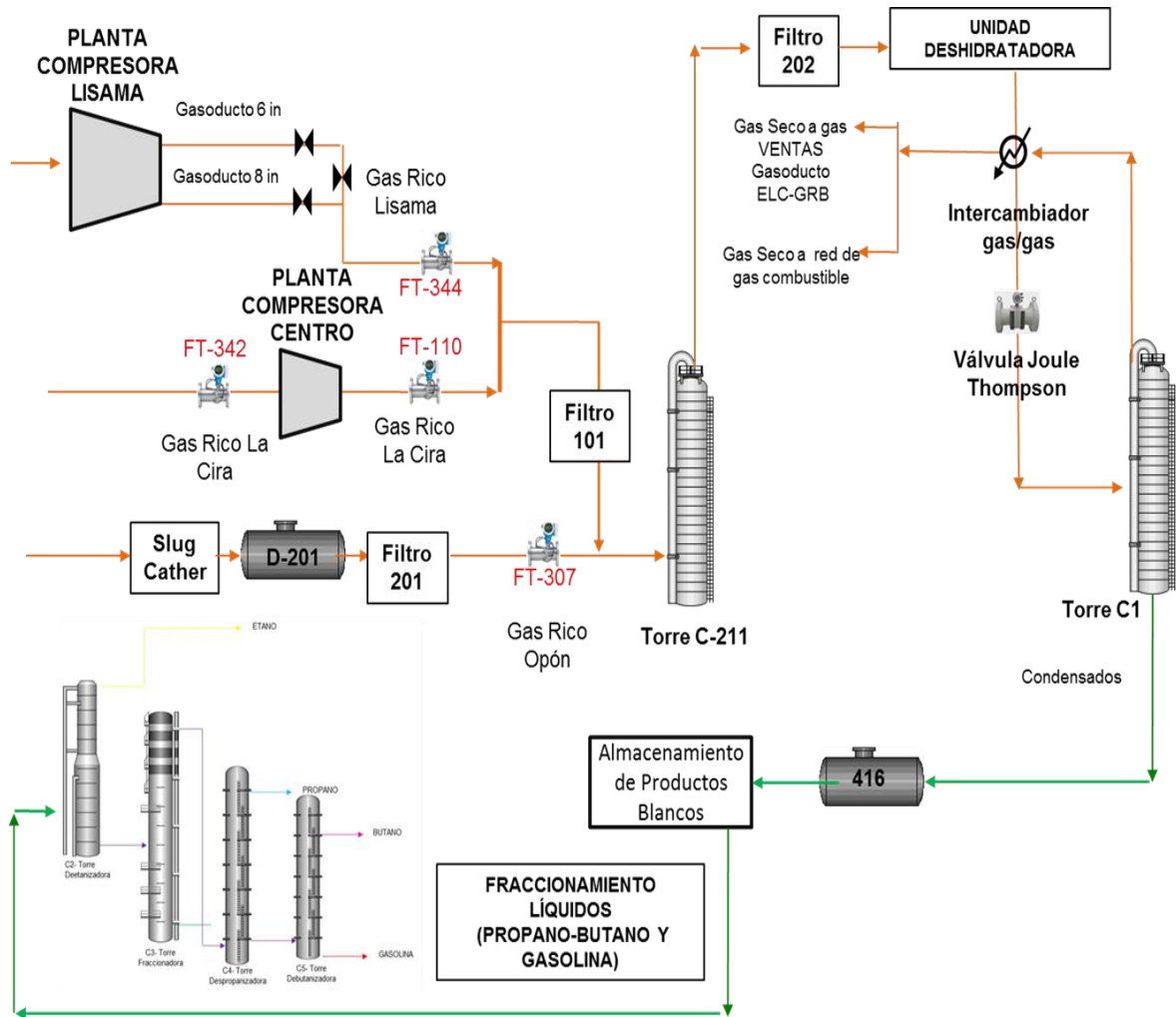
Después de analizar los resultados de la simulación se desarrolló la siguiente propuesta para integrar la tecnología de Joule Thomson en la recuperación de LGN con las condiciones más óptimas haciendo las mínimas modificaciones operacionales posibles, todo el proceso que se está realizando actualmente en la planta hasta deshidratación con glicol no sufrirá muchas modificaciones ya que son procesos requeridos antes de la recuperación de LGN el único cambio que se realizaría sería utilizar la torre C1 como separador de baja temperatura después de realizada la deshidratación como se puede apreciar en la figura 14, la válvula junto con el intercambiador gas/gas se aplicaran después de este proceso de deshidratación ya que este es un proceso requerido antes de entrar a la válvula para controlar la formación de hidratos, la ubicación real de la válvula y el intercambiador de gas estaría cerca de la zona de la torre de deshidratación ya que hay el espacio suficiente y no se tendría que mover otros equipos para su ubicación como se puede apreciar en la fotografía número 5.

Fotografía 5. Espacio disponible cerca de la planta de glicol



Después de realizada la deshidratación se propone acondicionar el flujo a 800 Psi y 60 °F para obtener una mayor cantidad de condensados para esto se propone ubicar un compresor después de la deshidratación o en otro caso utilizar las tuberías no usadas y dirigir el flujo hacia los compresores ya existentes y nuevamente retornar el flujo a su ruta normal, luego de haber acondicionado el flujo entrara a la valvular donde se realizara la estrangulación que estima que será mayor al 30% como se menciona en la teoría ya que la tubería es de 5 pulgadas ocurriendo una gran reducción diámetro con respecto a la válvula, luego el flujo para por un separador de baja temperatura que como se mencionó anteriormente se utilizara la torre C1 y de ahí el flujo se interconectaría a la línea que va al drunk 416 donde posteriormente se hace un trasiego al tanque 106 que es de menor presión donde se hace la separación del agua en el líquido, posteriormente a las balas de almacenamiento y por último el proceso de fraccionamiento, este montaje se puede apreciar en la figura 16.

Figura 16. Diagrama de flujo para la propuesta técnica



4.4 EVALUACION ECONOMICA DEL PROCESO DE RECUPERACIÓN DE LGN APLICANDO LA TECNOLOGIA JOULE THOMSON

Actualmente la planta de procesos se ocupa de mezclar las tres corrientes de gas mencionadas anteriormente, filtrarla para remover impurezas como ácidos y sólidos en suspensión y finalmente deshidratar, resultando una corriente de gas de venta a la cual no se le realiza el debido proceso de recuperación de condensados, actualmente el gas hidrocarburos se maneja a un precio nacional promedio de 8.870

pesos colombianos por MMBTU, lo que equivale a 2,96 dólares por MMBTU en boca de pozo y un costo adicional por tarifa de conexión de 0,264 dólares por MMBTU, en la tabla 18 se observa el valor promedio de cada una de las corrientes de gas que entran a la planta

Tabla 18. Valor de cada corriente por MMPCD

CORRIENTES DE GAS	P. CALORIFICO MBTU/KPCD	PRECIO GAS [US/MBTU]	VALOR [US/KPCD]
LA CIRA	1,2037	\$ 3,224	\$ 3,88
LISAMA	1,250843		\$ 4,03
OPÓN	1,08675		\$ 3,50

Como se observa en la tabla número 18, el costo en dólares por cada mil pies cúbicos de gas [US/KPC] es diferente para cada una de las corrientes que alimentan la planta, debido a que estas poseen una composición individual que difiere a las otras, por lo tanto tienen un poder calorífico diferente, el cual es multiplicado por el valor estandarizado de 3,224 US/MBTU que hace referencia a la suma de los valores del precio del gas en boca de pozo y la tarifa de conexión Teniendo en cuenta el volumen de flujo y el costo de cada una de las corrientes [US/KPCD], como se aprecia en la tabla 19, se calcula el costo total del gas que entra a la planta de procesos

Tabla 19. Valor del volumen de gas a la entrada

CORRIENTES DE GAS	FLUJO KPCD	COSTO [US/KPCD]	COSTO TOTAL [US]
LA CIRA	3299,674	\$ 3,88	\$ 12.805,14
LISAMA	5278,090	\$ 4,03	\$ 21.285,05
OPÓN	1523,187	\$ 3,50	\$ 5.336,76
TOTAL	10100,952	\$ 3,903	\$ 39.426,95

Generando un valor total en la suma de las tres corrientes de gas el valor de 39.426,95 US lo que equivale en pesos colombianos alrededor de 118´280.850 que es finalmente lo que ingresa a la planta económicamente diariamente, Ahora teniendo en cuenta las mismas corrientes de flujo de gas que actualmente trata la planta, se analiza económicamente la planta pero ahora con la instalación del proceso de recuperación de productos blanco con válvula Joule-Thomson mostrando resultados en dos posibles escenarios, en el primer escenario se plantea como se muestra en la numero 20 la venta de los productos de la planta, como gas natural y el condensado o productos blancos sin fraccionar.

Tabla 20. Valor del producto sin fraccionar los condensados

PRODUCTO	VOLUMEN [KPCD]	COSTO [US/KPCD]	COSTO TOTAL [US]
GAS DE VENTA	9990,000	\$ 3,90	\$ 38.993,88
PRODUCTO			

	VOLUMEN [BbID]	COSTO [US/BbID]	COSTO TOTAL [US]
CONDENSADO SIN FRACCIONAR	485	\$ 30	\$ 14.387,63
VALOR TOTAL DE PRODUCTOS			\$ 53.381,50

Para el segundo escenario, se hace un planteamiento más específico en el que se propone usar después del proceso de recuperación de LGN seleccionado (válvula J-T), poner en marcha el proceso de fraccionamiento que se encuentra ya establecido en la planta, el cual por razones operacionales no se encuentra en funcionamiento, obteniendo así como se muestra en la tabla número 21 una aun mayor rentabilidad de los productos fraccionados del condensado, manteniéndose igual la producción del gas natural tratado

Tabla 21. Valor del producto con los condensados

PRODUCTO	VOLUMEN [KPCD]	COSTO [US/KPCD]	COSTO TOTAL [US]
GAS DE VENTA	9990,000	\$ 3,90	\$ 38.993,88
PRODUCTO	VOLUMEN [BbID]	COSTO [US/BbID]	COSTO TOTAL [US]
PROPANO	172,500	\$ 42,00	\$ 7.245,00
BUTANO	182,000	\$ 47,00	\$ 8.554,00
GASOLINA NATURAL	130,500	\$ 56,70	\$ 7.399,35
VALOR TOTAL CONDENSADOS FRACCIONADOS			\$ 23.198,35
VALOR TOTAL DE PRODUCTOS			\$ 62.192,23

Cabe destacar que los datos de volúmenes usados para el análisis económico, son el resultado de las simulaciones realizadas en el simulador ASPEN HYSYS para cada uno de los escenarios, tanto que vive la planta actualmente como los propuestos anteriormente, mientras que los datos de precios y costos de cada uno de los productos desarrollados en el análisis económico son un estimado de los valores actuales.

4.5 PROPUESTA ECONOMICA PARA INTEGRAR LA RECUPERACIÓN DE LGN CON LA TECNOLOGIA JOULE THOMSON EN PLANTA DE PROCESOS DEL CENTRO DE ECOPETROL

Teniendo en cuenta lo visto en los capítulos anteriores del libro y debido a que lo ideal para la planta es obtener el mayor provecho posible de las corrientes de gas de entrada, se plantea la integración del proceso de recuperación de productos blanco seleccionado (válvula J-T), lo que generaría un incremento de los dividendos del 40% al 60%, en pro de la realización del proyecto se plantea una propuesta económica,

En las tablas 22 Y 23, se presentan datos de los posibles costos de inversión para la compra de los equipos necesarios para el proceso y modificación de algunas facilidades ya disponibles en la planta.

Tabla 22. Costos de compra de equipos

EQUIPOS	VALOR COMERCIAL [US]
VALVULA J-T	\$ 45.000,00
COOLER	\$ 120.000,00
INTERCABIADOR GAS/GAS	\$ 95.000,00
TOTAL	\$ 260.000,00

Tabla 23. Costo de modificaciones de equipos

EQUIPOR A MODIFUCAR	COSTO [US]
TORRE C1	\$ 29.000,00
LINEAS DE TUBERIA	\$ 9.000,00
TOTAL	\$ 38.000,00

Ahora aparte de los costos de modificación de algunas facilidades y la compra de los equipos restantes necesarios para el proceso, se presentan los gastos de instalación o ensamble para cada uno de estos como se presentan en la tabla 24

Tabla 24. Costo de instalación de los equipos

EQUIPOS	VALOR DE INSTALACION [US]
VALVULA J-T	\$ 3.000,00
COOLER	\$ 4.000,00
INTERCABIADOR GAS/GAS	\$ 4.000,00
TORRE C1 (SEPARADOR FRIO)	\$ 5.000,00
LINEAS DE TUBERIA	\$ 2.000,00
TOTAL	\$ 18.000,00

Los datos mostrados en las tablas 22,23 y 24 son estimaciones dadas por parte de ingenieros que hacen parte de la academia y otros que están activos en la industria del gas trabajando, en la tabla 25 se presenta la inversión total requerida para la implementación del proceso de recuperación de LGN, en la cual por recomendaciones se deja un colchón de efectivo al que llamaremos “adicionales” como objetivo de cubrir gastos adicionales que se puedan presentar.

Tabla 25. Costo total de inversión

A. CCION	INVERCION
COMPRA DE EQUIPO	\$ 260.000,00
MODIFICACION Y RESTAURACION DE EQUIPOS	\$ 38.000,00
ENSAMBLES	\$ 18.000,00
ADICIONALES	\$ 10.000,00
TOTAL	\$ 326.000,00

Debido al gran capital que se necesita para poner en marcha la implementación del proceso seleccionado en la planta, se propone recurrir a las entidades bancarias para así adquirir los recursos económicos necesarios, a continuación se plantea el posible escenario en el que una entidad bancaria hace el préstamo del capital requerido con una tasa actual promedio de interés del 1,65%,

Tabla 26. Amortizacion de la finacion de la propuesta

CUOTAS	DEUDA	APORTE AL INTERES	APORTE AL CAPITAL	CUOTA	FINAL
0					\$ 326.000,00
1	\$ 26.000,00	\$ 5.379,00	\$ 2.134,87	\$ 7.513,87	\$ 73.865,13
2	\$273.865,13	\$ 4.518,77	\$ 2.995,09	\$ 57.513,87	\$ 20.870,04
3	\$ 220.870,04	\$ 3.644,36	\$ 3.869,51	\$ 57.513,87	\$ 167.000,53
4	\$ 167.000,53	\$ 2.755,51	\$ 54.758,36	\$ 57.513,87	\$ 112.242,17

CUOTAS	DEUDA	APORTE AL INTERES	APORTE AL CAPITAL	CUOTA	FINAL
5	\$ 112.242,17	\$ 1.852,00	\$ 55.661,87	\$ 57.513,87	\$ 56.580,29
6	\$ 56.580,29	\$ 933,57	\$ 56.580,29	\$ 57.513,87	0,00
Total		\$ 18.149,63	\$ 326.933,57	\$ 345.083,21	

En la tabla 26 se presenta lo que en el ámbito económico se conoce como amortizaciones, es decir, generar las posibles cuotas de pago a la entidad bancaria, el valor de las cuotas que se generaron se basaron en dos principios, el primero consiste en pagar la totalidad de la deuda lo más pronto posible plazo no mayor a seis meses y el segundo consiste en que la deuda sea pagada por la comercialización de los productos blancos generados a partir de la instalación de la tecnología implementada para el proceso de recuperación de productos blanco en la planta, el valor de las cuotas representa como se muestra a continuación solo el 13,3% del ingreso económico por parte de la comercialización de los productos blancos, lo que significa que a pesar de ser pagada la deuda en el banco también se están generando ganancias para la empresa operadora de la planta.

5. CONCLUSIONES

- Aunque el diseño de la planta actualmente es sobredimensionado para los volúmenes de gas que esta trata, es necesario obtener la mayor cantidad de productos que se puedan recuperar de las corrientes de gas, por lo que se hace obligatorio insertar el proceso de recuperación de condensados en la planta.
- El valor de los productos blancos en el mercado actual en comparación con el del gas es mucho más alto y dado que el gas que se trata en la planta es rico, se hace más rentable vender el gas con un poder calorífico un poco más bajo pero dentro del rango permisivo y los condensados que se puedan recuperar de este.
- Debido a sus características la tecnología de recuperación de condensados con válvula Joule-Tompson es la más acertada técnica y económicamente para la planta de procesos.
- Se estima que con la implementación de la válvula Joule-Tompson las corrientes de gas que entran actualmente a la planta y los precios actuales del mercado la rentabilidad aumentaría desde un 43% hasta un 65%.

6. RECOMENDACIONES

- Realizar el óptimo diseño del proceso de fraccionamiento para la recuperación de etano.
- Realizar el diseño específico de los equipos requeridos para el proceso de recuperación de LGN con válvula Joule-Thomson en la planta de procesos.
- Se recomienda tener en óptimas condiciones los equipos fuera de servicio o que requieran mantenimiento, con miras a que sea implementado el proceso de recuperación de LGN aplicando la tecnología Joule Thomson
- Se recomienda dar uso a la herramienta de simulación Aspen Hysys, para establecer mejores escenarios en caso de futuras modificación en las propiedades operacionales de la planta.

BIBLIOGRAFIA

ASPEN HYSYS, software de simulación de procesos con plantas de tratamiento de hidrocarburos.

CAMPBELL, J., Technical Assistance Service for the Design, Operation and Maintenance of Gas Plants, John Campbell and Company, 2003

CASTRILLÓN, D., Manual de operaciones de la planta de gas El Centro. Ecopetrol. Junio de 2007.

FERNÁNDEZ Pablo T. Dimensionamiento del proceso de licuación de una planta de gas natural offshore, 2012

GPSA Engineering Data Book, 12 Edición, Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma, 2004.

KENT ARNOLD, MAURICE STEWART., Surface Productions Operations Design of Oil Handling Systems and Facilities, Volumen 2, 2da Edición, Gulf Publishing, Houston, Texas, 1999.

SAEID MOKHATAB, W. A. *MOKHATAB - Handbook of Natural Gas Transmission and Processing - Principles and Practices (3er Edition)*.

SANTOS, N., Diseño y operación de unidades de tratamiento y procesamiento de gas. Capítulo 4. Editorial UIS 2008.

