

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**“EVALUACIÓN DE LA APLICACIÓN DE DOS PROCESOS DE
EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS DE GAS NATURAL (LGN)
COMPARÁNDOLA CON LA EXISTENTE EN LA PLANTA SANTA
BÁRBARA EN EL ESTADO MONAGAS”**

REALIZADO POR:

MENDOZA VARGAS JULIO EDUARDO
ROMERO ORSETTI MERCEDES ALEJANDRINA

Monografía presentada ante la Universidad de Oriente como requisito parcial
para optar al título de:
INGENIERO QUÍMICO

Puerto la Cruz, junio de 2010

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**“EVALUACIÓN DE LA APLICACIÓN DE DOS PROCESOS DE
EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS DE GAS NATURAL (LGN)
COMPARÁNDOLA CON LA EXISTENTE EN LA PLANTA SANTA
BÁRBARA EN EL ESTADO MONAGAS”**

ASESOR ACADÉMICO

Ing. Petróleo. José Rondón

Puerto la Cruz, junio de 2010

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**“EVALUACIÓN DE LA APLICACIÓN DE DOS PROCESOS DE
EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS DE GAS NATURAL (LGN)
COMPARÁNDOLA CON LA EXISTENTE EN LA PLANTA SANTA
BÁRBARA EN EL ESTADO MONAGAS”**

Ing. de Petróleo. José Rondón
Asesor Académico

Ing. Químico Arturo Rodulfo Msc.
Jurado principal

Ing. Químico Rayda Patiño Msc.
Jurado Principal

Puerto la Cruz, julio de 2010

RESOLUCIÓN

De acuerdo al artículo 41 del Reglamento de Trabajos de Grado de la Universidad de Oriente:

“Para la aprobación definitiva de los cursos especiales de grado como modalidad de trabajo de grado, será requisito parcial la entrega a un jurado calificador, de una monografía en la cual se profundice en uno o más temas relacionados con el área de concentración”

DEDICATORIA

En primer lugar, se lo dedico a DIOS y a la VIRGEN DEL VALLE por haberme permitido terminar una etapa muy importante de mi vida.

A mis padres, Morelia y Héctor por abrirme el camino hacia mi éxito.

A mi hermana Yurelia por apoyarme en todo el camino recorrido.

Al profesor Wilfrido Trías, porque gracias a ÉL me ayudo a culminar una carrera en la Universidad de Oriente.

Mercedes Romero

A Dios, porque sin su guía y colaboración no hubiese podido cumplir esta meta.

A mis padres Luis y Olivia, quienes siempre me apoyaron y me alentaron para lograr esta meta, han sido mis pilares, con su presencia han sabido llevarme siempre por el camino del bien, son sus valores y virtudes los que también se reflejan en este trabajo, este logro es tan suyo como mío, los quiero mucho!

Para mi familia: mi abuela Luisa, mis tios Julio, Elizabeth, Lizaura, Jenny, Ledis, Rosa, Luis, Petra, Claudio; a mis primos: Emiliz, Daniel, Cesar, Eduardo, Isabel, Glaudis, Andrés, María Alejandra, Antonio y Miguel... para ustedes va esto y me complace mucho compartir esta felicidad con ustedes.

A mi abuelo Claudio, quien desde lo alto en los cielos me ha visto y ha cuidado de mi... y porque sé que desde allá comparte este logro conmigo, este es para ti mi querido abuelo.

A mis compañeras de áreas, Mercedes y Emilys aprendí mucho con ustedes... hoy podemos decir lo logramos!

A mis compañeros de estudio: Angelis Lezama, Eileen Figueredo, Mariangel Pérez, Christian García, Rosinic López, María Gabriela Flores, Dariana Gómez, Kardelys Castro, Lourdarelys Astudillo, Sairen Canache, Eucarina Mayz, Luis Salazar, Freddy Macadán, Laura Bonoli, Zoradia Castillo, Zulivis Vivenes, ustedes recorrieron conmigo este largo camino y no olvidare todo el tiempo que compartimos en la universidad, se les aprecia bastante!

Para Alejandro Rodriguez, Yeisson Orozco y Herminda Mora mis grandes amigos esto va para ustedes y ojala y podamos seguir cosechando y celebrando éxitos juntos!

Julio Mendoza

AGRADECIMIENTOS

Quiero agradecer en primer lugar a DIOS y la VIRGEN DEL VALLE por darme mucha salud para culminar mi carrera universitaria.

A mis padres que con muchos sacrificios y esfuerzos me brindaron la oportunidad de llegar tan lejos en mi vida.

A mi hermana que siempre tuvo allí para ayudarme cuando más lo necesitaba.

Al profesor Wilfrido Trías por haberme ayudado en el momento más preciso para comenzar y culminar una etapa muy importante en mi vida profesional. A ÉL MUCHAS GRACIAS.

A mis compañeros de ÁREAS: Emily Castro por ser una muy buena compañera y una mujer muy luchadora. A Julio Mendoza por hacer las áreas muy agradables en esos tiempos difíciles y también por ser perseverante hasta el último momento, DIOSSSSSS que hombre! Jaja. A ellos Muchas Gracias.

A Luis Salazar por ayudarnos en aquellas situaciones en la que se necesitaba una mano amiga. Gracias!

A Freddy Jesús Macadán, más que un amigo un gran hermano que nunca tuve. A ÉL Muchas Gracias, por siempre estar ahí, compartir aquellos momentos felices, de estréssss!! Por ayudarme cuando lo necesite.

A Víctor Díaz, mi Gran Amigo, por ser un apoyo incondicional, porque siempre estuvo presente y esta y recordarme que siempre hay que tener FE en todas las cosas que uno emprenda. Te Quiero Muchooooo!!!

A Eileen Figueredo por ser una muy buena amiga, ayudarme en todo momento y compartir bellos momentos juntas.

A mis amigas Zulivis Vivenes, Laura Bónoli, Zoraida Castillo, Quelin Castro y Virgínia Acosta, porque siempre compartimos bellos momentos juntas a lo largo de la carrera universitaria.

A mis amigos José Romero, Josué Rojas, Erick, Asdrúbal, Rubén, Jesús Chirinos, Giovel Rodríguez, Juan Crispín y Jaime porque siempre estuvieron allí para darme animo en los tiempos difíciles y hacer la vida en la universidad muy grata.

Mercedes Romero

En primer lugar quiero agradecer a Dios todopoderoso; quien ha sido fuente de apoyo, sabiduría y serenidad a lo largo de mi vida y por darme la fe y la fuerza de voluntad necesaria para seguir adelante... sin él nada es posible.

A mis padres Luis y Olivia, quienes siempre me apoyaron y me alentaron para lograr esta meta, por haberme inculcado los valores y principios que me han hecho un hombre de bien... no me alcanzarían las palabras para darles las gracias.

A mi abuela Luisa, mis tías Elizabeth y Lizaura a mi tíos Julio, Ledis, Claudio y Luis, quienes siempre han estado ahí brindándome además de su apoyo sus enseñanzas, sinceramente gracias.

A Emiliz Suarez, mi prima querida... mi hermana querida muchas gracias.

A mis compañeras de áreas, Mercedes eres una excelente amiga y compañera un gran ejemplo de cómo se debe desempeñar alguien que aspira lograr grandes cosas pues tu gran eficiencia es prueba de ello. A Emilyz sinceramente resultaste ser una muy agradable sorpresa pues no esperaba conocerte en las áreas y mucho menos trabajar contigo pero me queda de ti una muy grata impresión fuiste una gran compañera a lo largo de este camino... A ambas quiero agradecerles enormemente, fue un verdadero placer trabajar con ustedes.

A mis compañeros de estudio: Angelis Lezama, Eileen Figueredo, Mariangel Pérez, Christian García, Rosinic López, María Gabriela Flores, Dariana Gómez, Kardelys Castro, Lourdarelys Astudillo, Sairen Canache y Eucarina Mayz, les deseo mucho éxito y suerte... Gracias.

A Alejandro Rodriguez y Yeisson Orozco, quienes han sido testigos del camino recorrido y la ardua tarea que ha significado este trabajo, a ustedes que son dos grandes amigos muchas gracias.

A Luis Salazar y Freddy Macadán, gracias por su enorme colaboración en la realización de este trabajo, son además de unos buenos compañeros excelentes personas y amigos.

A mi tutor académico José Rondón y al profesor Arturo Rodolfo por su orientación y consejos oportunos que contribuyeron a que pudiese cumplir con los objetivos de este trabajo... a ambos muchas gracias son excelentes profesores.

A todos los que de alguna manera colaboraron en la realización de este trabajo ayudando a lograr esta meta... Gracias.

Julio Mendoza

RESUMEN

La alternativa de monetización del gas natural toma cada día más relevancia dentro del mercado energético internacional y nacional. En la industria del gas natural, los procesos de mayor aplicación para la extracción de líquidos, emplean refrigerantes como componentes puros o mezclas para lograr el enfriamiento, licuefacción y subenfriamiento del gas. En este trabajo se desarrolla una comparación conceptual entre la tecnología usada en la planta de extracción profunda de Santa Bárbara con una capacidad de 4,7 millones de toneladas anuales con otras dos tecnologías utilizadas para la extracción de líquidos. Además se describen los elementos claves y los aspectos principales del desempeño de estos procesos de licuefacción sobre una variable operacional, como lo es el recobro de líquidos. El consumo energético de cada uno de estos procesos es comparado y relacionado con el acercamiento de las curvas de enfriamiento y calentamiento; tipo de refrigerante, configuración del proceso, y número de etapas de compresión sobre la eficiencia del proceso. Los resultados obtenidos indican que el proceso que usa pre-enfriamiento con propano permite obtener un recobro de líquidos de hasta 96% y los de mezclas refrigerantes por su parte arrojan un valor de hasta 99% lo cual refleja que éstos procesos resultan ser más eficientes que los procesos de mezcla única de refrigerantes y de cascada.

TABLA DE CONTENIDO

RESOLUCIÓN.....	iv
DEDICATORIA.....	v
AGRADECIMIENTOS	vii
RESUMEN	xi
Tabla de contenido.....	xii
Lista de Tablas	xvii
Lista de figuras	xviii
CAPÍTULO 1	1
INTRODUCCIÓN.....	1
1.1. Planteamiento del problema	3
1.2. Objetivos.....	5
Objetivo general	5
Objetivos específicos	5
CAPÍTULO 2	6
MARCO TEÓRICO.....	6
2.1. Antecedentes.....	6
2.2. Gas natural	7
2.3. Contenido líquido de un gas (GPM).....	7
2.4. Composición del gas natural.....	8
2.5. Tipos de gas natural	11

2.5.1. Gas pobre (seco).....	11
2.5.2. Gas rico (húmedo).....	12
2.5.3. Gas dulce	12
2.5.4. Gas agrio.....	12
2.6. Gas licuado	12
2.6.1. Clasificación de los gases licuados	13
2.6.2. Usos del gas natural y sus líquidos	15
2.7. Etapas de la cadena de valor del gas natural	17
2.8. Plantas de extracción de líquidos del gas natural	19
2.8.1. Procesos de recuperación de líquidos (control del punto de rocío de los hidrocarburos)	20
2.9. Refrigeración.....	24
2.9.1. Principios básicos de refrigeración	25
2.9.2. Refrigeración mecánica.....	26
2.9.3. Refrigeración mecánica con propano.....	30
2.9.4. Refrigeración por etapas	30
2.10. Equipos presentes en una planta de extracción de líquidos del gas natural.....	34
2.10.1. Separadores	34
2.10.2. Depuradores.....	39
2.10.3. Bombas	41
2.10.4. Compresores	45
2.11. Compresión del gas natural	48

2.11.1. Compresión por etapas	48
2.11.2. Relación de compresión	50
2.12. Transferencia de calor	50
2.12.1. Proceso de transferencia de calor	51
2.12.2. Equipos de transferencia de calor	52
2.13. Destilación	59
2.13.1. Constante de equilibrio	60
2.13.2. Diagramas de fases.....	61
2.14. Descripción del programa de simulación	65
2.14.1. Hysys Plant 3.2	66
2.15. Etapas de un proyecto	67
2.15.1. Visualización	67
2.15.2. Ingeniería conceptual	67
2.15.3. Ingeniería básica	68
2.15.4. Ingeniería de detalle.....	68
2.15.5. Procura.....	68
2.15.6. Construcción	69
2.15.7. Arranque y puesta en servicio	69
2.16. Estimado de costo	69
2.16.1. Estimado de costo clase V (orden de magnitud).....	70
2.16.2. Estimado de costo clase IV (conceptual).....	71
2.16.3. Estimado de costo clase III (preliminar).....	72
2.16.4. Estimado de costo clase II (definitivo)	72

2.16.5. Estimado de costo clase I (control)	73
CAPÍTULO 3	74
DESARROLLO DEL PROYECTO	74
3.1 Revisión técnica y bibliográfica	74
3.2 Descripción del funcionamiento de una planta de extracción de líquidos del gas natural	75
3.4 Evaluación de la factibilidad técnica de las dos nuevas tecnologías aplicadas en relación a la tecnología ya existente para la extracción de líquidos del gas natural (LGN), con el paquete de simulación Hysys Plant.	75
3.4.1. Proceso PRICO	78
3.4.2. Proceso de la planta de Santa Bárbara	80
3.4.3. Proceso cascada simple de ConocoPhillips	82
3.5 Realización de un estimado de costos para las dos nuevas tecnologías aplicadas	85
CAPÍTULO 4	88
DISCUSIÓN DE RESULTADOS,	88
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	88
4.1 Descripción del funcionamiento de una planta de extracción de líquidos del gas natural	88
4.1.1 Deshidratación con glicol	88
4.1.2. Deshidratación con tamices moleculares	102
4.1.3. Enfriamiento y expansión del gas	104
4.1.4. Sistema de estabilización de condensado y desetanización	110

4.1.5. Manejo y disposición del gas a venta.....	112
4.2. Establecimiento de las variables que se manipulan y controlan en una planta de extracción de líquidos del gas natural (LGN).....	112
4.3. Evaluación de la factibilidad técnica de las dos nuevas tecnologías aplicadas en relación a la tecnología ya existente para la extracción de líquidos del gas natural (LGN), con el paquete de simulación Hysys Plant	118
4.3.1. Análisis de los casos planteados para variaciones de flujo, presión, temperatura y riqueza del gas de alimentación para la tecnología PRICO.....	118
4.3.2. Análisis de los casos planteados para variaciones de flujo, presión, temperatura y riqueza del gas de alimentación para la planta de Santa Bárbara.....	128
4.3.3. Análisis de los casos planteados para variaciones de flujo, presión, temperatura y riqueza del gas de alimentación para el proceso de cascada de ConocoPhillips.....	137
4.3.4. Análisis de los requerimientos energéticos a través de los diagramas temperatura-entalpía (curvas de calentamiento y enfriamiento) para cada uno de los procesos estudiados.....	147
4.4. Análisis de producción a condiciones estándar de las tecnologías PRICO y ConocoPhillips	159
4.5. Estimado de costos para las dos nuevas tecnologías aplicadas	160
4.6. CONCLUSIONES	162
4.6 RECOMENDACIONES	164
4.7. BIBLIOGRAFÍA.....	165
GLOSARIO	166

LISTA DE TABLAS

Tabla 2.1. Variación del porcentaje de los componentes del gas natural	10
Tabla. 2.2. Diferencias entre los diferentes tipos de gases licuados.....	13
Tabla 2.3 Diferencias entre los tipos de enfriadores	56
Tabla 3.1. Condiciones para la realizar la simulación	77
Tabla 3.2. Promedio anual de los índices de costos ^[6]	86
Tabla 3.3. Capacidad de producción	86
Tabla 4.1. Propiedades físico-químicas del trietilenglicol (TEG).....	89
Tabla 4.2. Especificaciones de los equipos que conforman el sistema de estabilización de condensado en la planta Santa Bárbara	111
Tabla 4.3. Límites para sustancias perjudiciales en la licuefacción ^[7]	114
Tabla 4.4. Características del gas de entrada en los diferentes procesos	159
Tabla 4.5. Producción diaria en los diferentes procesos.....	159
Tabla 4.6. Costos de inversión.....	160
Tabla 4.7. Costos por consumo energético	161

LISTA DE FIGURAS

Figura. 2.1. Molécula de gas metano (CH ₄)	8
Figura. 2.2. Composición del gas natural.....	9
Figura. 2.3. Etapas del gas natural	18
Figura 2.4.A. Diagrama de flujo del proceso de refrigeración mecánica con propano.....	27
Fase de expansión.....	27
Figura 2.4.B. Diagrama entalpía-presión del proceso de refrigeración mecánica con propano.....	28
Figura 2.5. Sistema de refrigeración de una sola etapa.....	31
Figura 2.6. Sistema de refrigeración en dos etapas.....	32
Refrigeración en tres etapas	32
Figura 2.7. Sistema de refrigeración en tres etapas	33
Figura 2.8. Separador horizontal.....	36
Figura 2.9. Separador vertical: (a) vista del separador, (b) flujo a través del separador.....	37
Figura 2.10. Modos de transferencia de calor: (a) conducción, (b) convección, (c) radiación	51
Figura 2.11. Tipos de rehervidores: (a) termosifón vertical, (b) termosifón horizontal, (c) circulación forzada, (d) kettle, (e) interno	54
Figura 2.12. Enfriadores por aire: (a) tiro forzado y (b) tiro inducido.....	55
Figura 2.13. Diagrama PT de una muestra de gas natural	63
Figura 3.1. Esquema del proceso de extracción de líquido del gas natural PRICO	79
Figura 3.2. Diagrama de flujo de la de la tecnología de extracción de líquidos planteada por Fluor Daniels.....	81

Figura 3.3. Diagrama de flujo del proceso de extracción de líquidos del gas natural de ConocoPhillips	83
Figura 4.1. Proceso de deshidratación con glicol en la planta de extracción Santa Bárbara.....	91
Figura 4.2. Desafaltenizador en el proceso de regeneración del glicol.....	93
Figura 4.3 Rehervidor de Glicol	94
Figura 4.4. Intercambiadores laterales.....	95
Figura 4.5. Flash tank de glicol	97
Figura 4.6. Acumulador de glicol.....	98
Figura 4.7. Equipo de enfriamiento por aire.....	99
Figura 4.8. Filtro de cartucho presente en el proceso de regeneración del glicol.....	100
Figura 4.9. Filtro de carbón activado.....	101
Figura 4.10. Bomba utilizada para la circulación del glicol.....	102
Figura 4.11. Proceso de deshidratación a través de tamices moleculares	103
Figura 4.12. Esquema de operación del intercambiador criogénico	105
Figura 4.13. Proceso del sistema de refrigeración mecánica con propano (modo rechazo de etano).....	108
Figura 4.14. Variación de la presión del gas de entrada sobre la producción de LGN	119
Figura 4.15. Porcentaje de recobro de LGN mediante la variación de presión	120
Figura 4.16. Cantidad de gas residual mediante la variación de la presión	120
Figura 4.17. Variación de flujo del gas de entrada sobre la producción de LGN	122
Figura 4.18. Porcentaje de recobro de LGN mediante la variación de flujo	122
Figura 4.19. Cantidad de gas residual mediante la variación del flujo	123
Figura 4.20. Variación del GPM del gas de entrada sobre la producción de LGN	124
Figura 4.21. Porcentaje de recobro de LGN mediante la variación del GPM.....	124

Figura 4.22. Cantidad de gas residual mediante la variación del GPM.....	125
Figura 4.23. Variación de temperatura del gas de entrada sobre la temperatura.....	126
Figura 4.24. Porcentaje de recobro de LGN mediante la variación de temperatura.....	127
Figura 4.25. Cantidad de gas residual mediante la variación de temperatura	127
Figura 4.26. Variación de la presión del gas de entrada sobre la producción de LGN	129
Figura 4.27. Porcentaje de recobro de LGN mediante la variación de la presión	129
Figura 4.28. Cantidad de gas residual mediante la variación de la presión	130
Figura 4.29. Variación del flujo del gas de entrada sobre la producción de LGN	131
Figura 4.30. Porcentaje de recobro de LGN mediante la variación del flujo	131
Figura 4.31. Cantidad de gas residual mediante la variación del flujo	132
Figura 4.32. Variación del GPM del gas de entrada sobre la producción de LGN	132
Figura 4.33. Porcentaje de recobro de LGN mediante la variación del GPM.....	133
Figura 4.34. Cantidad de gas residual mediante la variación del GPM.....	133
Figura 4.35. Variación de la temperatura del gas de entrada sobre la producción de LGN	135
Figura 4.36. Porcentaje de recobro de LGN mediante la variación de la temperatura.....	136
Figura 4.37. Cantidad de gas residual mediante la variación de la temperatura.....	136
Figura 4.38. Variación de la temperatura del gas de entrada sobre la producción de LGN	138
Figura 4.39. Porcentaje de recobro de LGN mediante la variación de la temperatura.....	138

Figura 4.40. Cantidad de gas residual mediante la variación de la temperatura.....	139
Figura 4.41. Variación de la presión del gas de entrada sobre la producción de LGN	140
Figura 4.42. Porcentaje de recobro de LGN mediante la variación de la presión	141
Figura 4.43. Cantidad de gas residual mediante la variación de la presión	141
Figura 4.44. Variación del flujo del gas de entrada sobre la producción de LGN	143
Figura 4.45. Porcentaje de recobro de LGN mediante la variación del flujo	143
Figura 4.46. Cantidad de gas residual mediante la variación del flujo	144
Figura 4.47. Variación del GPM del gas de entrada sobre la producción de LGN	145
Figura 4.48. Porcentaje de recobro de LGN mediante la variación del GPM.....	146
Figura 4.49. Cantidad de gas residual mediante la variación del GPM.....	146
Figura 4.50. Esquema del proceso PRICO para una mezcla única de refrigerante de una sola etapa	149
Figura 4.51. Simulación del proceso Prico.....	150
Figura 4.52.A. Curvas de calentamiento y enfriamiento a la salida del gas natural del intercambiador con propano.....	152
Figura 4.53. Simulación de la planta Santa Bárbara.....	154
Figura 4.54. Primera etapa pre-enfriamiento (primera caja fría)	155
Figura 4.55. Etapa de licuefacción (segunda caja fría).....	156
Figura 4.56. Etapa de sub-enfriamiento (tercera caja fría).....	157
A continuación en la figura 4.53 se muestra la	157
Figura 4.57. Simulación del proceso CoconoPhillips	158
Figura 4.58. Producción diaria en los diferentes procesos	160

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

El gas natural es una fuente de energía no renovable formada por una mezcla de gases que se encuentra frecuentemente en yacimientos de petróleo, disuelto o asociado con el petróleo o en depósitos de carbón. Aunque su composición varía en función del yacimiento del que se extrae, está compuesto principalmente por metano en cantidades que comúnmente pueden superar el 90% o 95%.

Los líquidos del gas natural formado por etano, propano, butano, y otros componentes más pesados, son utilizados en el mercado interno como combustible y materia prima, un 31,4% de la producción nacional abastece a los mercados internacionales.

Las reservas de gas de Venezuela se han calculado como las séptimas en volumen a nivel mundial y con una duración teórica de más de cien años. Actualmente, el gas natural tiene una participación del 46% en el mercado energético nacional, ahorrando grandes cantidades de petróleo.

Las plantas de extracción existentes, en el área de oriente son: Jusepín, Santa Bárbara y San Joaquín, y la planta de fraccionamiento de Jose. En el área de occidente: GLP5, Tía Juana 2 y 3, Lama Proceso, Lamar Líquido, El Tablazo 1 y 2. Adicionalmente se realizan dos grandes proyectos gasíferos en la Plataforma Deltana, entre el estado Delta Amacuro y la isla de Trinidad y el proyecto Mariscal Sucre, al Norte de la Península de Paria, costa afuera.

La planta de extracción Santa Bárbara será objeto de estudio en el desarrollo de esta monografía. Ésta se encuentra ubicada al suroeste del estado Monagas, entre las localidades de Santa Bárbara y Aguasay. Fue diseñada para trabajar bajo dos modos de operación: recuperación de etano y rechazo de etano; posee una capacidad de procesamiento de gas de 800 millones de pies cúbicos normales por día (MMPCND), con una calidad de gas de diseño de 3,08 galones de líquido por cada mil pies cúbicos normales de gas natural (GPM), consta de dos trenes idénticos con capacidad de 400 MMPCND cada uno, con una producción estimada de líquidos del gas natural de 55 mil barriles por día (MBD). El gas residual (metano y etano) de la planta tiene un volumen de 750 MMPCND con un GPM de 0,13 y es utilizado para reinyección de gas en los yacimientos de los campos Carito y Furrial. Actualmente, la planta se encuentra trabajando bajo la modalidad de rechazo de etano, ya que la planta de fraccionamiento Jose no cuenta con la infraestructura necesaria para recuperar etano líquido y cuenta con una calidad del gas de operación que varía entre 2,5 y 2,6 GPM, lo que ocasiona disminución de la producción de LGN.

La tecnología de extracción de líquidos del gas natural utilizada en los trenes de la planta Santa Bárbara es la propuesta por la compañía Fluor Daniels, la cual consta de un diseño de recuperación por turbo-expansión y válvulas Joule Thompson (JT). Está conformada por unidades de facilidades de entrada, deshidratación con glicol, deshidratación con tamices moleculares, enfriamiento y expansión, estabilización, desetanización y compresión.

La importancia de este estudio radica en la evaluación de la aplicación de nuevas tecnologías en el proceso de extracción de líquidos del gas natural, comparándolas con la utilizada en la planta Santa Bárbara para

definir cuál de ellas permite obtener la mayor eficiencia del proceso. Por consiguiente, la evaluación de las mismas se realizará en las unidades de extracción de líquido de la cual se obtienen líquido del gas natural (LGN) y gas residual, donde el primero será comercializado y el segundo se utilizará para reinyección o uso comercial. Se debe acotar que en la evaluación se omitirá la unidad de deshidratación con glicol y deshidratación con tamices moleculares, ambas utilizadas para remover agua del gas.

1.1. Planteamiento del problema

El desarrollo y perfeccionamiento de la tecnología del gas natural han contribuido decididamente a que esta fuente natural de energía sea factor importante de la vida moderna, tanto para las industrias como para el hogar.

La importancia del gas natural radica principalmente en el bajo impacto ambiental que tiene en el uso como combustible en comparación con otras sustancias, siendo un recurso muy empleado en el sector industrial, como materia prima, y es producto final de gran utilidad para los sectores domésticos y comerciales. Por estos motivos, por la abundancia de sus yacimientos y el bajo precio del producto el valor de éste ha aumentado significativamente a lo largo de las dos últimas décadas.

Venezuela es considerada el séptimo país con los mayores recursos de gas natural del mundo. Es por esta razón que Petróleos de Venezuela, S.A (PDVSA), ha hecho hincapié en los últimos años en el desarrollo de proyectos de gas que, bajo la batuta del Ministerio de Energía y Minas, intentan atender la demanda interna e incluso exportar este recurso a naciones vecinas con alto consumo, como es el caso de Estados Unidos.

Los obstáculos son múltiples costos y dificultades de transporte del producto final, cuantiosas inversiones y requerimiento de participación extranjera, pero se trata de planes imperativos para atender la creciente demanda interna que no ha sido satisfecha con la explotación de gas asociado al petróleo pero que, sin embargo, sigue siendo promovida con planes como el de gas natural para vehículos. Entre los proyectos de gas que serán desarrollados por Venezuela se encuentra el proyecto Plataforma Deltana y el proyecto Mariscal Sucre.

En la industria del gas natural existen muchos procesos relacionados a la misma como: exploración y producción, tratamiento y extracción, fraccionamiento, almacenamiento, transporte y distribución. Las plantas de extracción se encargan de separar los líquidos de la corriente de gas, mediante la condensación de los componentes más pesados (propano, butanos y más pesados), para ser enviados a las plantas de fraccionamiento.

Los procesos de extracción de líquidos del gas natural cubren una gran variedad de tecnologías. Algunas de éstas operan a temperaturas de nivel criogénico, condiciones a las cuales, de haber agua presente, formarían hidratos y/o congelarían el proceso.

En este trabajo se evaluará la aplicación de dos tecnologías de extracción de líquidos del gas natural (LGN), describiendo el funcionamiento de la planta, identificando la composición del gas a la entrada de la misma, y estudiando las variables que se manipulan y controlan en el funcionamiento de dicha planta durante el proceso de extracción. Se compararán técnicamente las dos tecnologías propuestas con la ya existente en operación en la planta Santa Bárbara, ubicada en el estado Monagas,

mediante el uso de un paquete de simulación y finalmente se realizará un estimado de costos para evaluar la factibilidad económica de las mismas.

1.2. Objetivos

1.2.1 Objetivo general

Evaluar la aplicación de dos procesos de extracción de líquidos de gas natural (LGN) comparándola con la existente en la planta Santa Bárbara en el estado Monagas.

1.2.2 Objetivos específicos

1. Describir el funcionamiento de una planta de extracción de líquidos del gas natural.
2. Establecer las variables que se manipulan y controlan en una planta de extracción de líquidos del gas natural (LGN).
3. Evaluar la factibilidad técnica de las dos nuevas tecnologías aplicadas en relación a la tecnología ya existente para la extracción de líquidos del gas natural (LGN), con el paquete de simulación Hysys Plant.
4. Realizar un estimado de costos para las dos nuevas tecnologías aplicadas.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

2.1. Antecedentes

Venezuela posee una de las reservas de gas natural más grandes del mundo, y aun cuando éste comenzó a utilizarse como combustible en el año 1946, actualmente, ha logrado insertarse favorablemente en el mercado energético nacional e internacional.

El alto valor comercial que han alcanzado los líquidos del gas natural en el mercado, sumado a las necesidades de la industria petroquímica venezolana, se ha convertido en un incentivo para tratar de optimizar los procesos asociados a la extracción de líquidos del gas natural (LGN). Es por ello, que se intenta mejorar el diseño de plantas.

La industria a nivel mundial, ha aplicado nuevas tecnologías para recuperar la mayor cantidad posible de LGN, como la cascada optimizada de Phillips y el proceso de caja fría con mezcla refrigerante de Black and Veatch (PRICO). Éstas han obtenido resultados satisfactorios en la extracción de líquidos como en la licuefacción del gas natural como lo describe Rivera Valerie, Aduku Ayema y Harris Oluwaseun en su publicación “Evaluación de nuevas tecnologías de líquidos del gas natural”, en abril de 2008.

2.2. Gas natural

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos gaseosos, producidos por la transformación lenta de la materia orgánica animal y vegetal, especialmente de especies marinas microscópicas, sepultadas durante millones de años a grandes profundidades. El gas natural proviene de reservorios profundos, contenido en espacios porosos de ciertas rocas, en estructuras geológicas denominadas yacimientos. Algunas veces sube a la superficie de forma natural y es producido solo (gas libre o no asociado), otras veces llega a la superficie con petróleo (gas asociado). Su principal componente es el metano, formado por un átomo de carbono y cuatro átomos de hidrógeno (CH_4). Conformar con el carbón, petróleo y bitumen el grupo de los combustibles fósiles, los cuales han hecho posible el progreso acelerado de la humanidad en los últimos años.

2.3. Contenido líquido de un gas (GPM)

Las plantas de extracción de líquidos están diseñadas para obtener la máxima cantidad de líquidos de gas natural que las alimenta (LGN); por tal motivo, debe ser rico en componentes pesados. Por esta razón, se realiza un análisis para determinar la riqueza del gas y así poder estimar la cantidad de LGN que se obtendrá del proceso.

El contenido líquido de un gas también se conoce con el nombre de "riqueza de gas". Se define como el número de galones de líquido que pueden obtenerse de 1.000 pies cúbicos estándar de gas natural. Se expresa generalmente con las letras GPM. Es un factor muy usado y conocido principalmente en problemas relacionados con las planta de extracción de líquidos del gas natural, debido a que etano y los compuestos más pesados,

pueden en la práctica recuperarse como líquidos, el metano y etano no se consideran al calcular el contenido de líquido, GPM, del gas natural. [1]

$$GPM = \frac{\sum 1000 \times Y_i \times \rho_i}{379.6}$$

(Ec. 2.1)

Donde:

Y_i : fracción molar de cada uno de los componentes del gas

ρ_i : densidad de cada uno de los componentes del gas natural

GPM: contenido de líquido del gas natural

2.4. Composición del gas natural

El principal componente del gas natural es el metano (CH_4), cuya fórmula estructural es tetraédrica y la unión de sus átomos es de tipo enlace covalente sencillo, ver figura 2.1. Cuando dicho gas es producido posee muchas otras moléculas como: etano (usado por la industria química), propano (usado en la industria petroquímica para la obtención de etileno y propileno), butanos, pentanos y más pesados. Además puede contener en cantidades variables otros gases como dióxido de carbono (CO_2), sulfuro de hidrógeno (H_2S), nitrógeno (N_2), helio (He), vapor de agua (H_2O), entre otros, los cuales se consideran contaminantes del gas natural.

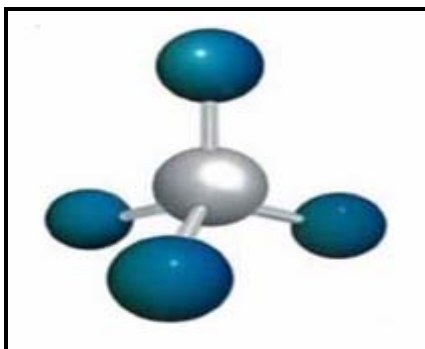


Figura. 2.1. Molécula de gas metano (CH_4) [2]

El sulfuro de hidrógeno aparece en el gas de muchos yacimientos petrolíferos y gasíferos, desde trazas hasta una fracción de 10% molar. Sin embargo, puede encontrarse en cantidades excepcionalmente mayores.

En la figura 2.2 y tabla 2.1 se muestra la variación de porcentajes que podrían tener los componentes del gas.

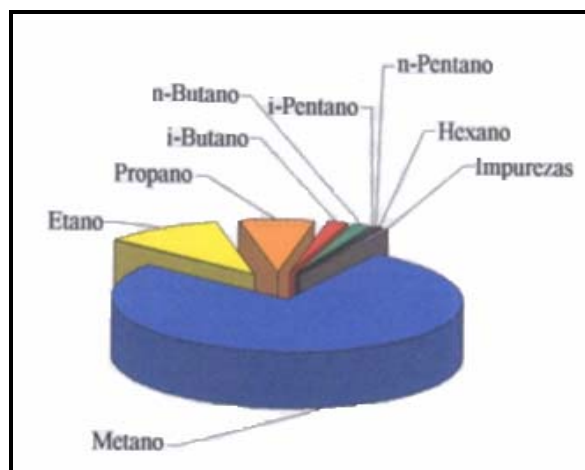


Figura. 2.2. Composición del gas natural

La figura 2.2 muestra que el componente principal es el metano; los otros hidrocarburos, unos en forma de gas y otros como líquidos, son partes del gas en menores porcentajes

Debido a que las propiedades del gas dependen de sus constituyentes, el principal paso para su establecimiento es la identificación de cada uno de ellos (análisis cualitativo) y el segundo paso es la determinación de las proporciones en la que los mismos se encuentren presentes (análisis cuantitativo). Ambos pasos se realizan mediante la aplicación de una técnica conocida en la industria del gas natural como cromatografía. Además, por otro tipo de análisis se detecta la presencia de otras sustancias que merecen

atención debido a que pueden ocasionar trastornos en las operaciones de manejo, tratamiento y procesamiento del gas.

Tabla 2.1. Variación del porcentaje de los componentes del gas natural [2]

Componentes	Fórmula química	Estado	Variación del % molar
Metano	CH ₄	Gas	55,00 – 98,00
Etano	C ₂ H ₆	Gas	0,10 – 20,00
Propano	C ₃ H ₈	Gas	0,05 – 12,00
n-Butano	C ₄ H ₁₀	Gas	0,05 – 3,00
i-Butano	C ₄ H ₁₀	Gas	0,02 – 2,00
n-Pentano	C ₅ H ₁₂	Líquido	0,01 – 0,80
i-Pentano	C ₅ H ₁₂	Líquido	0,01 – 0,80
Hexano	C ₆ H ₁₄	Líquido	0,01 – 0,50
Heptano	C ₇ H ₁₆	Líquido	0,01 – 0,40
Nitrógeno	N ₂	Gas	0,10 – 0,50
Dióxido de carbono	CO ₂	Gas	0,20 – 30,00
Oxígeno	O ₂	Gas	0,09 – 0,30
Sulfuro de hidrógeno	H ₂ S	Gas	Trazas – 28,00
Helio	He	Gas	Trazas – 4,00

La importancia de la cromatografía radica en que por medio de los resultados que arroja se puede calcular la cantidad de líquidos susceptibles de extracción a través del cálculo de la calidad o riqueza del gas (GPM), así como también las posibilidades de comercialización, ya que los líquidos del gas natural (LGN) son ricos en componentes como propano, butanos, pentanos y gasolina natural que pueden ser procesados en refinerías y son potencialmente comerciables.

2.5. Tipos de gas natural

Dependiendo del estado en que se encuentren la mezcla de hidrocarburos y de las impurezas que contengan, el gas natural puede clasificarse de la siguiente manera:

2.5.1. Gas pobre (seco)

Este tipo de gas natural está compuesto principalmente de metano con un porcentaje mayor al 90% con pequeñas cantidades de componentes intermedios y pesados (C_7^+). La temperatura de los yacimientos de gas seco es mayor que la temperatura cricondentérmica y ni a las condiciones de yacimiento ni a las de superficie se entra en la región de dos fases durante el agotamiento de presión. Generalmente, un sistema de hidrocarburos que produzca con una relación gas-líquido mayor a 100.000 PCN/BN se considera seco. Del gas seco, se puede extraer cierta cantidad de líquidos por medio de procesos criogénicos (enfriamiento).

2.5.2. Gas rico (húmedo)

Es aquel gas del que pueden obtenerse cantidades apreciables de hidrocarburos líquidos, en donde en la composición de la mezcla de hidrocarburos predomina el metano (mayor o igual al 60%), y la cantidad relativa de hidrocarburos pesados es considerablemente mayor que en los gases secos (menor al 12,5%). Un gas condensado es un gas con líquido disuelto, el cual presenta condensación retrógrada isotérmica en un rango de temperaturas (200-400°F) y presiones (3.000-8.000 psi).

2.5.3. Gas dulce

Es aquel gas que posee un bajo contenido de compuestos de azufre (menor o igual a 4 ppm). Dichos compuestos, se consideran impurezas del gas natural y pueden ser mercaptanos (RHS) y en mayor proporción sulfuro de hidrógeno (H_2S).

2.5.4. Gas agrio

Es aquel tipo de gas natural que contiene cantidades apreciables de sulfuro de hidrógeno (mayor a 4 ppm) y por lo tanto es altamente corrosivo.

2.6. Gas licuado

Un gas licuado de un hidrocarburo, es un líquido que a condiciones normales de presión y temperatura es un gas (presión atmosférica y temperatura de 60 °F). Refrigerar un gas licuado significa bajar su temperatura hasta el punto de ebullición a presión atmosférica.

2.6.1. Clasificación de los gases licuados

Los gases licuados de los hidrocarburos que se manejan en Venezuela se pueden clasificar en tres tipos (tabla 2.2):

- Gas licuado de petróleo (GLP)
- Líquidos del gas natural (LGN)
- Gas natural licuado (GNL)

Tabla. 2.2. Diferencias entre los diferentes tipos de gases licuados

Gas natural	Gas natural licuado (GLN)	Gas licuado de petróleo (GLP)	Líquido del gas natural (LGN)
Metano			
Etano	Metano		Propano
Propano	Etano		n-Butano
n-Butano	Propano	Propano	i-Butano
i-Butano	n-Butano	n-Butano	Pentanos
Pentanos	i-Butano	i-Butano	Gasolina natural
Gasolina natural y nafta			y nafta
Impurezas			Impurezas

2.6.1.1. Gas licuado de petróleo (GLP)

El gas licuado de petróleo es una mezcla, en proporción variable de dos componentes del gas natural (propano y butano), que a temperatura ambiente y presión atmosférica se encuentran en estado gaseoso, pudiendo licuarse a esa presión si se enfrían a $-45,4^{\circ}\text{F}$ (-43°C). El GLP es sumamente inflamable y debe ser almacenado lejos de fuentes de calor y en una zona bien ventilada, para que cualquier fuga se pueda dispersar con facilidad. Un

químico especial conocido como “mercaptano”, se añade al GLP para darle un mal olor que ayude a detectar una fuga. La concentración química es tal, que una fuga puede ser detectada cuando la concentración está muy por debajo del límite inferior de inflamabilidad.

El GLP se almacena y transporta en forma líquida. Posee un mayor poder calorífico que el GNL, siendo sus vapores más pesados que el aire, por lo que tienden a acumularse en zonas más bajas, contrario a lo que ocurre con el gas natural o metano que es más liviano que el aire. Esta modalidad de gas es la que se comercializa para su utilización como combustible doméstico en cilindros presurizados.

2.6.1.2. Líquidos del gas natural (LGN)

El gas natural, tal como se extrae de los yacimientos, contiene impurezas e hidrocarburos condensables; mediante su procesamiento y tratamiento se le eliminan las impurezas y se separa el metano de los otros componentes (propano, butanos, pentanos, gasolina natural y nafta), los cuales en forma líquida se conocen como líquidos del gas natural (LGN). Estos se extraen del gas natural mediante procesos criogénicos, bajando su temperatura y disminuyendo así el volumen que ocupan en estado gaseoso.

Los líquidos del gas natural son utilizados en el mercado interno como combustible y materia prima para la obtención de plásticos y resinas.

2.6.1.3. Gas natural licuado (GNL)

El gas natural licuado (GNL) es gas natural que ha sido enfriado hasta el punto que se condensa a líquido, lo cual ocurre a una temperatura de

aproximadamente $-257,8^{\circ}\text{F}$ (-161°C) y a presión atmosférica. Como resultado, el GNL está compuesto en su mayoría por metano y en proporciones variables etano, propano y butanos. La licuefacción reduce el volumen aproximadamente 600 veces, haciéndolo así más económico para transportar entre continentes en embarcaciones marítimas especiales, donde sistemas de transporte por tuberías tradicionales no sería rentable y podrían ser técnica y políticamente inviables.

2.6.2. Usos del gas natural y sus líquidos

El desarrollo y perfeccionamiento de la tecnología del gas han contribuido decididamente a que esta fuente natural de energía sea factor importante en la vida moderna, tanto para las industrias como para el hogar.

2.6.2.1. Combustible eficiente

Como combustible se utiliza: en la generación de vapor y electricidad, y en los sectores siderúrgicos, petroquímico, eléctrico, del cemento, manufacturero (papel, cartón, textiles, vidrio, alimento, etc.), doméstico, comercial y automotor. Como combustible, ofrece ventajas que sobrepasan las características, disponibilidad, eficiencia y manejo de otros combustibles y líquidos. Entre las ventajas se tienen:

- Es limpio, por lo tanto los equipos en que se usa como combustible no requieren mantenimiento especial.
- Puede manejarse a presiones deseadas para la entrega en los sitios de consumo.
- Su poder calorífico y combustión son altamente satisfactorios.

- Volumétricamente es susceptible a la compresión o expansión, en función de la relación presión-temperatura de trabajo.
- Puede ser transportado por sistemas de tuberías madres, troncales y ramales, especialmente diseñadas, que permiten mantener rangos de volúmenes a presiones deseadas.

2.6.2.2. Insumo para procesos

El gas seco, húmedo o condensado, a través de tratamientos, sirve de insumo para la refinación y petroquímica, donde por medio de plantas especialmente diseñadas se hacen re combinaciones de las moléculas de los hidrocarburos para obtener materia prima semi-elaborada para una cadena de otros procesos o productos finales para mercados tanto interno como externo.

El gas natural separado del petróleo (gas asociado) y el gas libre (gas no asociado) procedente de yacimientos, se tratan y acondicionan para obtener gas seco a ciertas especificaciones, que se despacha por gasoductos y redes de distribución a ciudades y centros industriales donde se utiliza como combustible. El gas sujeto a procesos y tratamientos adecuados, se separa en metano, etano, propano, butanos y componentes más pesados, y finalmente son enviados a plantas petroquímicas para ser convertidos en una variedad de productos finales o semi-elaborados. De igual forma puede ser enviado hacia las refinerías, donde sus moléculas son desintegradas térmicamente y, extracciones adicionales derivadas de los crudos allí refinados, son enviados a las plantas petroquímicas.

En general, el gas natural se usa como materia prima en el proceso de desulfuración (para mejorar la calidad de los derivados del petróleo), en los procesos de reducción del mineral de hierro, en plantas siderúrgicas y en procesos petroquímicos (fabricación de plásticos, amoníaco, ácido nítrico, urea, sulfato y nitrato de amonio y otros fertilizantes, así como para producción de metanol y otros productos químicos).

2.6.2.3. Gas de reinyección

El gas natural se usa en programas de inyección en los yacimientos con el propósito de recuperar crudos y/o gases. La reinyección de gas es una alternativa eficiente que se emplea en aquellos yacimientos de crudo con gravedad API ≤ 20 (crudo pesado y extrapesado); este gas entra a elevadas condiciones de presión y temperatura lo que provoca que el crudo presente en el yacimiento se revaporice y tenga la energía necesaria para ascender a superficie.

La reinyección de gas también es aplicable en yacimientos de gas condensado, en este caso la reinyección se aplica para mantener la presión por encima de la presión de rocío para evitar la formación de condensado retrógrado.

2.7. Etapas de la cadena de valor del gas natural

Las etapas más importantes de la cadena de valor del gas natural, excluyendo las operaciones de tubería entre cada etapa, son las siguientes (figura 2.3):

- Explotación y producción

- Compresión
- Acondicionamiento
- Extracción
- Fraccionamiento
- Almacenamiento
- Distribución

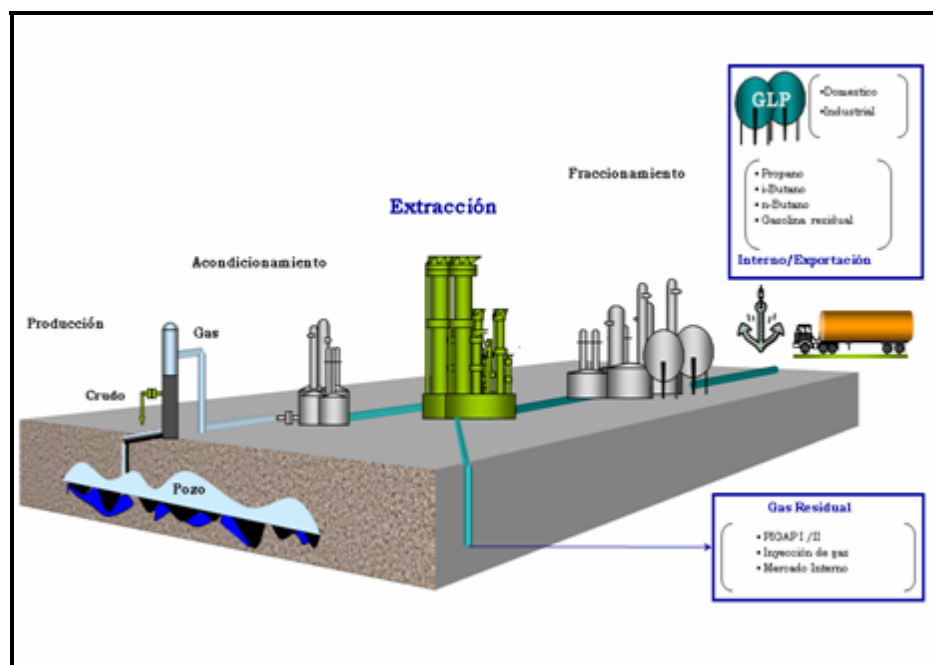


Figura. 2.3. Etapas del gas natural

La producción consiste en llevar el fluido desde los yacimientos del subsuelo hasta la superficie a través de pozos productores. En el subsuelo, el gas se encuentra disuelto o en la capa de gas en los yacimientos de condensado (gas asociado) y en yacimientos de gas libre (gas no asociado).

Una vez en la superficie, el gas natural es sometido a un proceso de separación de líquidos (petróleo, condensado y agua) en recipientes

metálicos a presión denominados separadores. Cuando se trata de gas libre, no asociado con el petróleo, este proceso no es necesario, y el gas va directamente al paso siguiente. Después de realizar el proceso de separación se realiza el proceso de tratamiento, el cual es un paso previo a la fase de procesamiento, para eliminar las impurezas que trae el gas natural, como agua (H_2O), dióxido de carbono (CO_2), helio (He) y sulfuro de hidrógeno (H_2S).

Cuando el gas se encuentra libre de impurezas es enviado a las plantas de extracción de líquidos con la finalidad de separar el gas metano seco de los llamados “líquidos del gas natural” (LGN). El gas metano seco es enviado a un proceso de compresión con la finalidad de aumentarle la presión y enviarlo a sistemas de transporte y distribución para su utilización en el sector industrial y doméstico y en las operaciones de producción de la industria petrolera (inyección en los yacimientos). Los líquidos del gas natural son enviados a las plantas de fraccionamiento, donde se obtienen por separado etano, propano, n-butano, i-butano, gasolina natural y nafta residual, que pasan al área de almacenamiento, el cual puede ser refrigerado y/o presurizado en recipientes esféricos. Luego, cada producto es comercializado y distribuido al mercado nacional e internacional a través de cisternas, tuberías y/o buques.

2.8. Plantas de extracción de líquidos del gas natural

Las plantas de extracción se encargan de separar los líquidos de la corriente de gas natural previamente endulzada y deshidratada, mediante la condensación de los componentes más pesados (propano, butanos y más pesados), para ser enviados a las plantas de fraccionamiento.

Los procesos de extracción de líquidos del gas natural cubren una gran variedad de tecnologías. Algunas de estas tecnologías operan a temperaturas de nivel criogénico, condiciones a las cuales, de haber agua presente, formarían hidratos y/o congelarían el proceso.

La selección del proceso a utilizar, su complejidad y el costo dependen del grado de recobro de líquidos que se desea obtener. Sin embargo, a la hora de la selección del proceso de extracción, el factor más importante es la composición del gas. En general, un gas rico requiere mayores gastos de energía a la hora de realizar la refrigeración, mientras que un gas pobre requiere condiciones de proceso más severas (menores temperaturas) para alcanzar un recobro alto.

El principio termodinámico, en el cual se basan las diferentes tecnologías de extracción de líquidos, es llevar el gas natural a condiciones de temperatura y presión tal, que se asegure la condensación de los componentes más pesados. Esto puede lograrse, ya sea, con una refrigeración directa (refrigeración mecánica), mediante transferencia de masa (absorción) o a través de una expansión (turbo-expansión y/o expansión Joule Thompson), todo esto manteniendo un control riguroso del punto de rocío del gas.

2.8.1. Procesos de recuperación de líquidos (control del punto de rocío de los hidrocarburos)

La recuperación de líquidos del gas natural se obtiene mediante cambio en las condiciones del gas. De esta manera, al producirse cambios en el equilibrio de los componentes del gas natural se puede lograr que algunos de ellos se condensen y otros se vaporicen, disminuyendo de esta manera el

punto de rocío de la mezcla gaseosa. Esto ocurre a medida que estos componentes tratan de alcanzar una nueva condición de equilibrio. Generalmente, las condiciones que más suelen cambiar son presión y temperatura.

La obtención de líquidos del gas natural implica la realización de las operaciones, licuefacción y separación selectiva. Para llevar esto a cabo las industrias criogénicas emplean comúnmente una o algunas combinaciones de los siguientes procesos:

2.8.1.2. Proceso de turbo-expansión

Un proceso de expansión se conoce como aquel en el cual un fluido pasa de mayor a menor presión. Esta disminución de presión, trae asociado una disminución de la temperatura con el propósito de condensar una mayor cantidad de componentes. En este equipo la presión cae bruscamente y el gas se enfría sensiblemente alcanzando bajas temperaturas de hasta -126°F (proceso criogénico).

Los turbo-expansores son turbo-máquinas destinadas a disminuir la presión y la temperatura de los gases, aumentando su volumen para así poder licuarlos o condensarlos, aprovechando el trabajo producido para generar potencia.

El turbo-expansor es una turbina de un solo impeler o rueda similar a una turbina de vapor. Es una máquina de libre circulación que reduce la presión y la temperatura de una corriente del gas y convierte la energía de la presión de gas en trabajo útil. El trabajo es extraído por un compresor centrífugo que es ayudado por un re-compresor que aumenta la corriente del

gas después de que se hayan extraído los líquidos condensados de LGN. Las ruedas del expansor y del compresor están unidas por los extremos de un eje común. Esta combinación del expansor y del compresor en una sola máquina es conocida como expander/compressor (expansor/compresor), el cual es el corazón de la planta criogénica.

Hay distintos tipos de expansores pero los que más se usan son los radiales de reacción, turbina centrípeta que ha permitido cubrir una extensa gama de aplicaciones vedadas hasta ese entonces en otro tipo de turbinas, en particular en el caso de la criogenia. En este tipo de turbina parte es expandido en las toberas ingresando el gas tangencialmente al rotor, combinando la velocidad del fluido radial con la velocidad periférica del rotor de modo de que no haya un choque con las paredes, permitiendo trabajar como se mencionó anteriormente con parte del fluido en estado líquido. En general este tipo de máquina no es utilizada por los inconvenientes de la adaptación en multi-etapas. Otra particularidad importante es el diseño de las toberas móviles las cuales permiten trabajar con eficiencia en una amplia gama de presiones y caudales adaptando su forma según sea las condiciones de carga.

2.8.1.3. Proceso de expansión en válvulas Joule-Thompson

La expansión en válvulas Joule-Thompson (J.T) es muy similar a la del turbo-expansor debido a que consiste en disminuir la presión para lograr la licuefacción de los componentes del gas natural. Una válvula J.T o de estrangulamiento es simplemente una restricción al flujo, si bien se reduce la presión, no realiza trabajo y por lo general la transferencia de calor es pequeña.

El proceso de Joule-Thompson consiste en el paso desde una presión constante a otra presión también constante y menor ($P_f < P_i$), de un gas a través de un estrangulamiento o una pared porosa. El gas se expande adiabáticamente en el paso de una presión a otra, y se produce una variación en su temperatura.

La variación de temperatura depende de las presiones, inicial y final, y del gas utilizado. Está relacionada con la desviación del gas de su comportamiento ideal.^[2]

2.8.1.4. Proceso de refrigeración mecánica

La refrigeración mecánica es el proceso mediante el cual se reduce la temperatura de una sustancia por debajo de la que prevalece en su ambiente. Consiste en enfriar el gas natural hasta temperaturas que permiten la condensación del propano y los hidrocarburos más pesados, los cuales se estabilizan luego en una columna rectificadora para despojarlos del metano y etano.

Varias de las aplicaciones para la refrigeración incluyen recuperación del gas natural licuado y recuperación de LGN. La selección del refrigerante se basa en los requisitos de temperatura, disponibilidad y economía. Por ejemplo, en una de proceso de gas natural, el etano y propano pueden estar a disposición; por lo tanto éstos se usarán como refrigerantes. En la práctica, el propano, etileno, metano y los freones, son los fluidos refrigerantes más comúnmente utilizados por las planta de refrigeración mecánica del gas natural.

2.8.1.5. Refrigerantes

Un refrigerante es un fluido utilizado para transferir calor en un sistema de refrigeración, el cual absorbe calor a baja temperatura y a baja presión y rechaza el calor a alta temperatura y alta presión. El refrigerante debe poseer ciertas características físicas que le permitan evaporarse y condensarse fácilmente en cualquier proceso de refrigeración.

El efecto de refrigeración del refrigerante se mide por la cantidad de calor que es capaz de absorber desde que entra al evaporador como líquido, hasta que sale como vapor.

Algunos hidrocarburos se utilizan como refrigerante, especialmente para uso en las industrias del petróleo, gas y petroquímica. Entre ellos se encuentra el propano que hasta ahora es el más popular en las aplicaciones de procesamiento de gas. Es de fácil disponibilidad, de bajo costo y tiene una buena curva de presión de vapor. El propano es inflamable (por ser un hidrocarburo) pero esto no es un problema significativo si se considera adecuado para facilitar el diseño y operación en un sistema de enfriamiento. Ver tabla A. 1

2.9. Refrigeración

Los sistemas de refrigeración son usuales en la industria de procesamiento del gas natural y los procesos relacionados con refinación de petróleo, industrias químicas y petroquímicas. Algunas aplicaciones para refrigeración incluyen recobro de LGN, recobro de GLP, control de punto de rocío de los hidrocarburos, condensación de reflujo para fracciones de hidrocarburos livianos, y plantas de gas natural licuado (GNL).

2.9.1. Principios básicos de refrigeración

La refrigeración se basa primordialmente en dos principios básicos conocidos como la primera y la segunda ley de la termodinámica. La primera de ellas establece que la energía no se crea ni se destruye; si desaparece energía en una forma, debe reaparecer en otra, es decir, no puede aparecer energía en una manifestación sin que se registre una reducción correspondiente en otra de sus formas. La segunda ley indica que ningún sistema puede recibir calor a una temperatura dada y rechazarlo o emitirlo a una temperatura superior, sin que el medio que lo rodea efectúe un trabajo en el mismo. El calor fluye siempre del cuerpo más caliente al cuerpo más frío. Si se toman en cuenta las consideraciones de esta ley, el ciclo de refrigeración ideal será el inverso del llamado ciclo de Carnot. Sin embargo, el ciclo de refrigeración ideal es un ciclo de Carnot que consiste en dos procesos isotérmicos ($\Delta T=0$) y dos procesos adiabáticos ($\Delta Q=0$).

La refrigeración se emplea para remover el calor de reacciones químicas, licuar gases de proceso, separar gases por destilación y condensación, y para purificar productos mediante la congelación de separación selectiva de un componente de una mezcla líquida. La refrigeración también se emplea en forma amplia en el acondicionamiento de aire de zonas de plantas industriales y en aplicaciones asociadas con procesos y el aprovechamiento térmico ambiental. Entre las principales aplicaciones en la industria del gas se incluyen:

- Purificación de aceites lubricantes
- Reacciones a bajas temperaturas
- Separación de hidrocarburos volátiles

- Deshidratación del gas natural
- Procesos criogénicos
- Licuefacción del gas natural o de sus componentes

2.9.2. Refrigeración mecánica

Se refiere al proceso que usa un compresor para aumentar la presión de un refrigerante a una presión condensable. Esto se lleva a cabo mediante la circulación de un refrigerante en un circuito cerrado, donde se evapora y se vuelve a condensar en un ciclo continuo. El proceso de refrigeración mecánica puede ser obtenido usando uno de estos ciclos:

- Compresión–expansión del vapor
- Absorción
- Chorro de vapor (compresión agua–vapor)

El ciclo de refrigeración puede ser clasificado en cuatro fases diferentes mediante el uso del diagrama presión–entalpía (P–H). Estas fases son: expansión, evaporación, compresión y condensación.

El ciclo de refrigeración usado en la planta de extracción de líquidos Santa Bárbara es el de compresión–expansión del vapor el cual puede ser representado por el diagrama de flujo del proceso y el diagrama de presión–entalpía, los cuales se muestran en las figura 2.4.A y 2.4.B.

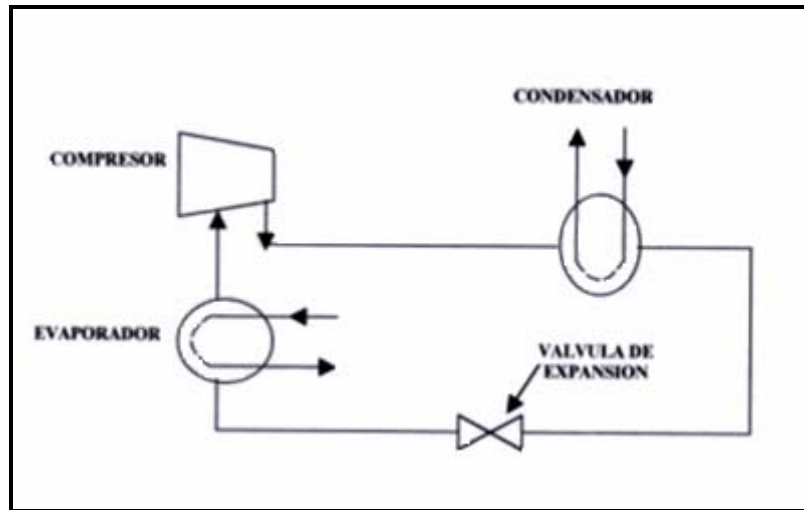


Figura 2.4.A. Diagrama de flujo del proceso de refrigeración mecánica con propano

Fase de expansión

El punto de partida en un proceso de refrigeración es la disponibilidad de líquido refrigerante. En la figura 2.4.B el punto A representa un punto de burbuja del líquido a su presión de saturación (P_A) y entalpía (h_{LA}). En la fase de expansión, la presión y la temperatura se reducen por la liberación instantánea de líquido a través de una válvula de expansión hasta una presión (P_B), la cual es la presión más baja y se determina mediante la temperatura deseada de refrigerante (T_B) en el punto B.

En el punto B, la entalpía del líquido saturado es h_{LB} , mientras que la correspondiente a la entalpía del vapor saturado es h_{VB} . Puesto que la etapa de expansión (A–B) se produce a través de una válvula de expansión y no ocurre intercambio de energía, el proceso es considerado isoentálpico. Entonces, el valor total de la entalpía a la salida de la válvula es el mismo que a la entrada h_{LA} .

El punto B está en el interior del domo donde el vapor y el líquido coexisten en equilibrio. Para determinar la cantidad de vapor formada en el proceso de expansión, se supone que X es la fracción de líquido a la presión P_B con una entalpía h_{LB} . Entonces, la fracción de vapor formada durante el proceso de expansión con una entalpía h_{VB} es $(1-X)$.

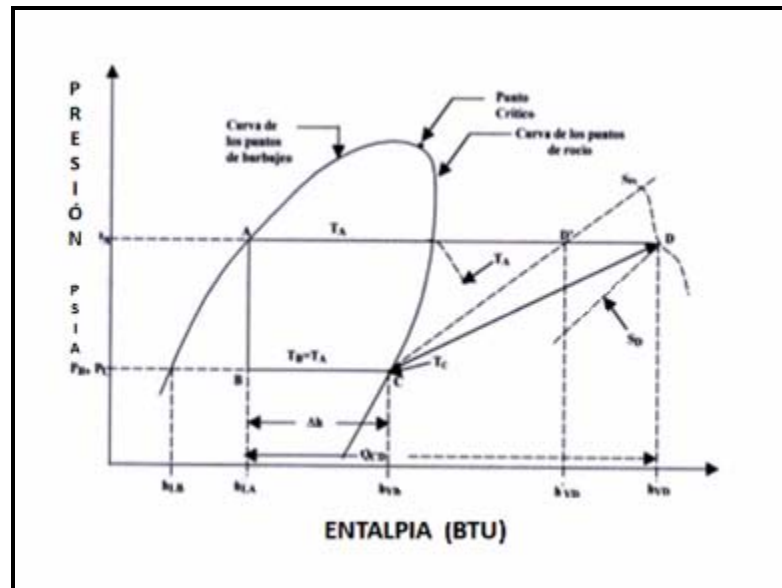


Figura 2.4.B. Diagrama entalpía-presión del proceso de refrigeración mecánica con propano

Fase de evaporación

El vapor formado en el proceso de expansión (A–B) no suministra ninguna refrigeración al proceso. El calor es absorbido del proceso por la evaporación de la porción de líquido refrigerante. Como se muestra en la figura 2.4.B la etapa B-C se realiza a una temperatura y presión constante. En el punto C el vapor es saturado y la entalpía es h_{VB} .

El proceso de refrigeración es suministrado por el líquido frío (X), y su efecto refrigerante puede ser definido como $X (h_{VB} - h_{LB})$. La carga de refrigeración (o capacidad de refrigeración) se refiere a la cantidad de calor absorbido en el evaporador por el proceso, generalmente es expresado como toneladas de refrigeración o BTU/unidad de tiempo.

Fase de compresión

Los vapores del refrigerante salen del evaporador a la presión de saturación (P_C). La temperatura de refrigeración correspondiente es igual a T_c a una entalpía de h_{VB} . La entropía en este punto es S_c . Estos vapores son comprimidos isentrópicamente hasta una presión P_a a lo largo de la línea C-D.

Fase de condensación

El refrigerante sobrecalentado que sale del compresor a P_a y T_d (Punto D en la figura 2.4.B) es enfriado a una presión aproximadamente constante hasta la temperatura del punto de rocío (T_a). Luego, los vapores refrigerantes comienzan a condensarse a temperatura constante T_a .

Durante el enfriamiento del refrigerante, de estado sobrecalentado a saturado y durante su condensación, todo el calor y el trabajo adicionado al refrigerante durante los procesos de evaporación y compresión deben ser eliminados. De esta manera el ciclo puede ser completado cuando alcanza el punto A (punto de inicio) en el diagrama presión–entalpía como se muestra en la figura 2.4.A.

La presión de condensación del refrigerante es una función de la fuente de enfriamiento disponible: aire, agua u otro refrigerante. La fuente de enfriamiento recibe el calor que el refrigerante le transfiere. Como la descarga del compresor es vapor sobrecalentado, la curva de condensación del refrigerante no es una línea recta. Ella es una combinación de la temperatura de sobrecalentamiento y de la temperatura constante de condensación. Este hecho debe ser tomado en cuenta para el diseño del condensador.

2.9.3. Refrigeración mecánica con propano

Muchas plantas de refrigeración utilizan propano como refrigerante. El propano es de bajo costo, y está disponible en muchas plantas de proceso, el cual puede ser condensado a presiones moderadas y puede ser usado a temperaturas tan bajas como de -40°F y con presión de succión por encima de la presión atmosférica. El propano debe estar tan puro como sea posible. El acumulador del propano normalmente se ventea para remover el metano y el etano del refrigerante. En las plantas de refrigeración mecánica se emplean equipos para remover los hidrocarburos pesados que contaminan el propano.

El ciclo de refrigeración puede ser de una etapa o de dos etapas, y puede utilizar compresores recíprocos o centrífugos, con economizadores incorporados en las etapas del ciclo.

2.9.4. Refrigeración por etapas

Las plantas de refrigeración por lo general poseen de una a cuatro etapas de compresión. El número de etapas depende fundamentalmente de los siguientes factores:

- Etapas de compresión requeridas
- Carga térmica entre etapas
- Tipo de compresión
- Factores económicos

Refrigeración de una sola etapa

En la figura 2.5 se muestra un sistema de refrigeración de una sola etapa. El esquema mostrado corresponde a una sola planta cuyo refrigerante es propano puro.

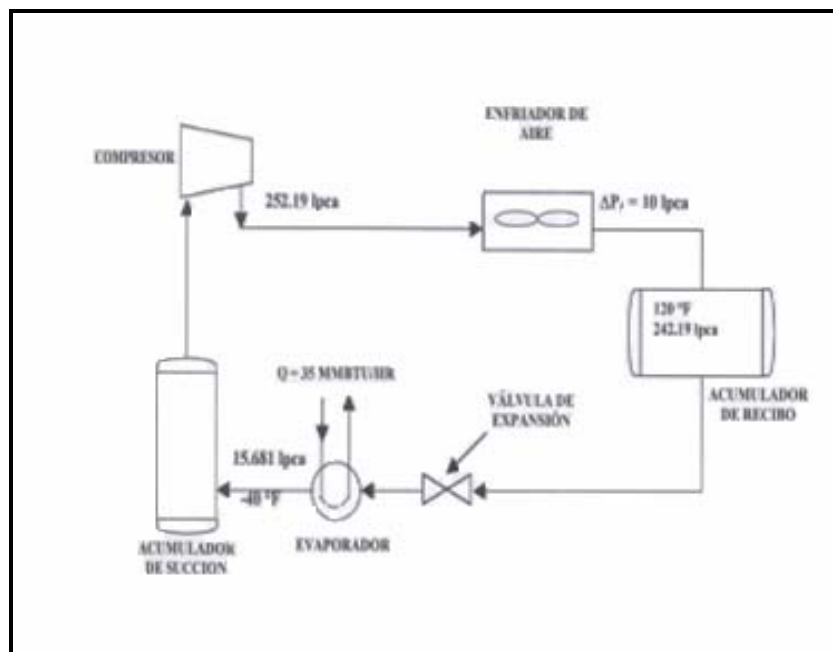


Figura 2.5. Sistema de refrigeración de una sola etapa

Refrigeración en dos etapas

Se usa con el fin de obtener ahorros del orden del 20% con respecto a la refrigeración de una sola etapa. El sistema permite el uso de

economizadores inter-etapas. De esta manera, se puede remover calor en las inter-etapas y no a la presión más baja como en el caso de la refrigeración en una sola etapa.

En la figura 2.6 se muestra un diagrama típico de refrigeración en dos etapas con propano puro y con una carga inter-etapa.

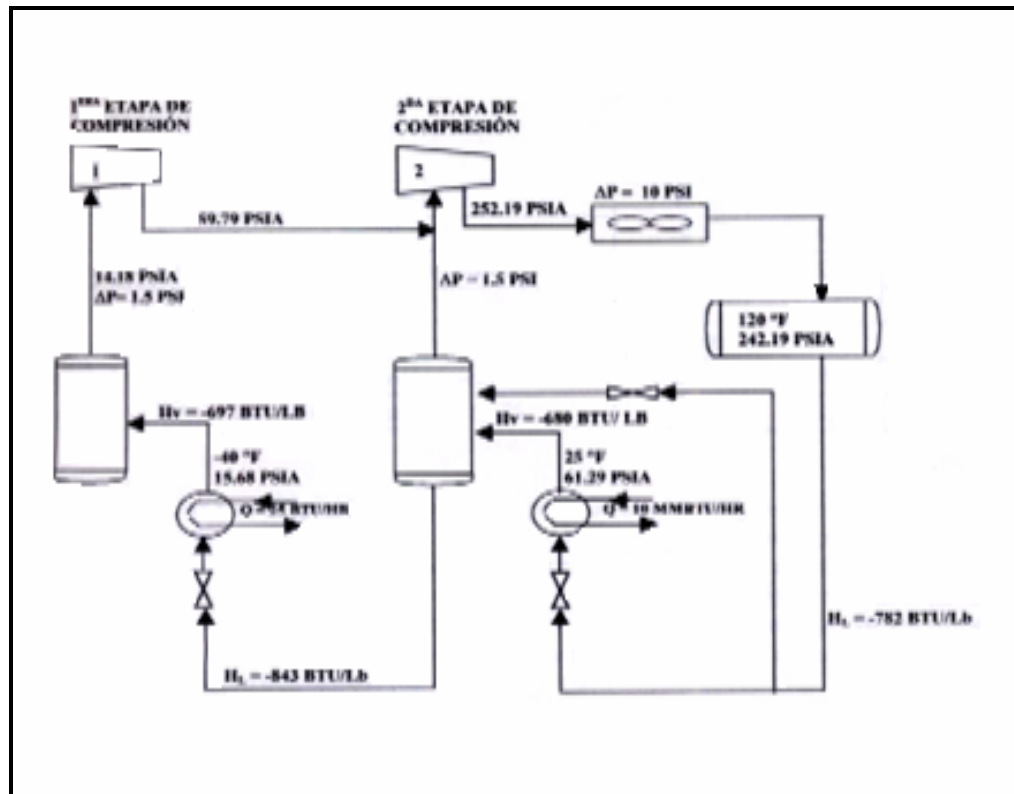


Figura 2.6. Sistema de refrigeración en dos etapas

Refrigeración en tres etapas

La refrigeración en tres etapas permite aún mayores ahorros de cabalaje que la refrigeración en dos etapas. En este caso, también se pueden utilizar economizadores inter-etapas y remoción de calor inter-etapas. Vale la pena mencionar, que los ahorros que se obtienen con tres

etapas con respecto a dos etapas no son tan apreciables como los que se obtienen usando dos etapas con respecto a una etapa. Aun así, los ahorros obtenidos con tres etapas, en algunas plantas justifican su uso.

En la figura 2.7 se muestra un diagrama típico de refrigeración en tres etapas con propano.

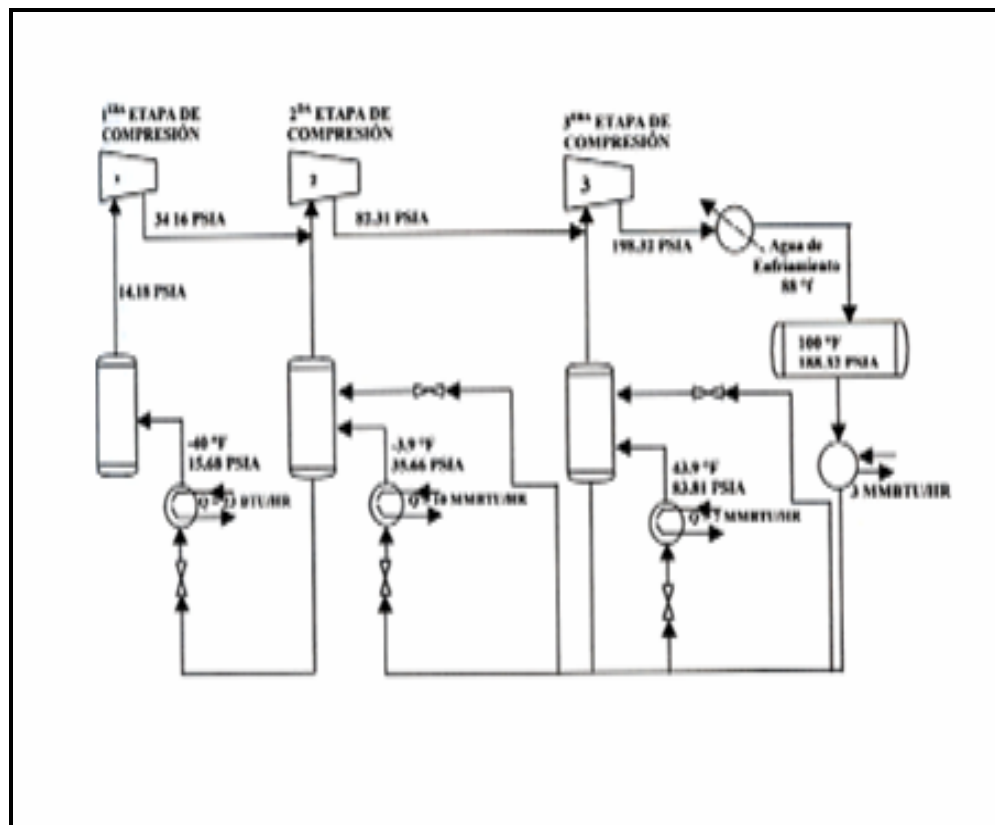


Figura 2.7. Sistema de refrigeración en tres etapas

Configuración del sistema

El consumo de energía se reduce a medida que aumenta el número de etapas. El incremento de los costos en un sistema de refrigeración depende del número de etapas. Por esta razón, la inversión inicial y los ahorros

energéticos requieren de estudios económicos, que son los que al final permiten tomar una decisión sobre la base de las necesidades y disponibilidades relacionadas con la adquisición. El caballaje de compresión se puede reducir aún más si se intercambian las cargas de refrigeración de niveles más fríos a niveles más calientes.

2.10. Equipos presentes en una planta de extracción de líquidos del gas natural

2.10.1. Separadores

Los separadores son equipos presurizados (recipientes sometidos a presión), diseñados para la separación de dos o más fases de una mezcla; estas mezclas pueden estar formadas por: una fase vapor y una líquida, una fase vapor y una sólida, dos fases líquidas inmiscibles (aceite/agua), una fase vapor y dos líquidas o alguna otra combinación de las anteriores.

El separador, por lo general, representa la primera facilidad de procesamiento. Por esta razón un diseño no apropiado del separador puede crear una disminución en la capacidad de operación de la totalidad de las instalaciones asociadas a él. En el diseño de separadores es necesario tomar en cuenta los diferentes estados en que pueden encontrarse los fluidos y el efecto que sobre estos pueden tener las diferencias fuerzas físicas. ^[3]

2.10.1.1. Funciones que debe cumplir un separador

Las principales funciones que debe cumplir un separador son:

- Permitir una primera separación entre los hidrocarburos, esencialmente líquidos y gaseosos
- Refinar aún más el proceso, mediante la recolección de partículas líquidas atrapadas en la fase gaseosa
- Liberar parte de la fracción gaseosa que pueda permanecer en la fase líquida
- Descargar, por separado, las fases líquida y gaseosa, para evitar que se puedan volver a mezclar, parcial o totalmente

2.10.1.2. Clasificación y descripción de los separadores

Los separadores pueden clasificarse, según su forma en:

- Separadores cilíndricos
- Separadores esféricos
- Separadores de dos barriles

Por su parte, los separadores cilíndricos pueden clasificarse según su orientación en:

- Separadores horizontales
- Separadores verticales

Otra clasificación sería de acuerdo a la manera de inducir físicamente la separación

- Separadores por gravedad (típico separador vertical gas-líquido)
- Separadores por impacto (separadores de filtros)
- Separadores por fuerza centrífuga (separadores centrífugos)

Separadores horizontales

Los separadores horizontales son muy eficaces cuando se requiere manejar grandes flujos de gas. En estos equipos, la fase pesada decanta perpendicularmente a la dirección del flujo del gas, permitiendo que el gas pueda viajar a una velocidad superior a la velocidad de decantación de la fase pesada. En la figura 2.8 se puede observar una representación de este tipo de separadores.



Figura 2.8. Separador horizontal

Separadores verticales

En estos equipos, la fase pesada decanta en dirección opuesta al flujo vertical de la fase liviana. Por consiguiente, si la velocidad de flujo de la fase liviana excede levemente la velocidad de decantación de la fase pesada, no se producirá la separación de fases, a menos que esta última coalesca en una gota más grande, de manera que el vapor no arrastre la fase líquida. En la figura 2.9 se puede observar una representación de un separador vertical.

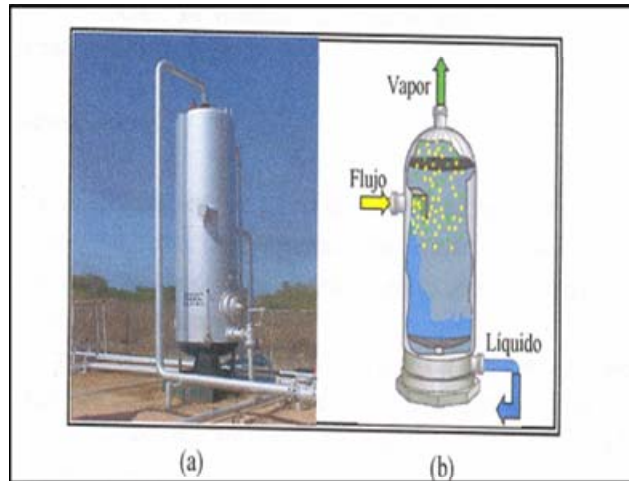


Figura 2.9. Separador vertical: (a) vista del separador, (b) flujo a través del separador

Separadores de filtro

Este tipo de separadores utilizan el principio de aglomeración de pequeñas gotas de líquido en un medio filtrante seguido por un elemento eliminador de niebla. El aglomeramiento más común y eficiente está compuesto por un elemento filtrante tubular de fibra de vidrio, el cual es capaz de retener partículas de líquido hasta tamaños de sub-micrones.

El gas fluye dentro de la parte superior del empaque del filtro, pasa a través de los elementos y luego viaja hacia fuera por medio de los tubos. Las partículas pequeñas secas (si las hay por arrastre de sólidos o productos de corrosión), son retenidas en los elementos filtrantes y el líquido se aglutina para formar gotas más grandes.

La eficiencia de un separador de filtro depende mayormente del diseño apropiado del empaque del filtro y que éste produzca una caída de presión mínima, que permita mantener una eficiencia de filtración. Son utilizados en aplicaciones de alto flujo de gas/bajo flujo de líquido y pueden tener ambas configuraciones, horizontales y verticales. Son utilizados comúnmente a la entrada de los compresores en las estaciones compresoras, como un despojador final aguas arriba de la torre contactora de glicol y en aplicaciones de gas de instrumentación/combustible.

Separadores centrífugos

Estos separadores ofrecen un espacio eficiente, pero son muy sensibles a la tasa de flujo y requieren una mayor caída de presión que la configuración estándar de un separador.

2.10.1.3. Principios fundamentales considerados para realizar la separación física de vapor, líquidos o sólidos

Los principios fundamentalmente considerados para realizar la separación física de vapor, líquidos o sólidos son:

Momentum o cantidad de movimiento

Fluidos con diferentes densidades tienen diferentes momentum. Si una corriente de dos fases cambia bruscamente de dirección, el fuerte momentum o la gran velocidad adquirida por las fases, no permite que las partículas de la fase pesada se mueva tan rápidamente como la de las de la fase liviana; este fenómeno provoca la separación.

Fuerza de gravedad

Las gotas de líquido se separan de la fase gaseosa, cuando la fuerza gravitacional que actúa sobre las gotas de líquido es mayor que la fuerza de arrastre del fluido de gas sobre la gota.

Coalescencia

Las gotas muy pequeñas no pueden ser separadas por gravedad. Estas gotas se unen, por medio del fenómeno de coalescencia, para formar gotas mayores, las cuales se acercan lo suficiente como para superar las tensiones superficiales individuales, y de esta forma lograr la separación por gravedad.

Toda separación puede emplear uno o más de estos principios, pero siempre las fases de los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación.

2.10.2. Depuradores

Son recipiente a presión utilizada con la finalidad de extraer las partículas líquidas mayores a 150 micrómetros de diámetro que son arrastradas por el flujo de gas. Utiliza como principio el asentamiento gravitatorio y la fuerza centrífuga en el flujo de gas en movimiento. En algunos casos esta separación es insuficiente cuando permanecen los hidrocarburos en forma de neblina (menores a 150 micrómetros). Para solventar dicho problema se deben utilizar micro depuradores, con el propósito de recuperar al máximo los valiosos hidrocarburos, manteniendo un alto grado de calidad del producto procesado y al mismo tiempo

protegiendo las unidades o equipos siguientes, bajo las condiciones que se explican a continuación:

- La neblina o atomización de partículas que se encuentra en las tuberías, por lo regular está compuesta de hidrocarburos con un alto valor en el mercado. Cuando se permiten a las gotas de líquido en suspensión pasar a los sistemas de procesos, los requisitos de químicos y de combustibles aumentan enormemente
- El material en suspensión pudiera ser de naturaleza corrosiva o pudiera convertirse en corrosivo en la atmósfera del proceso, creando problemas costosos de mantenimiento en los diferentes equipos
- Los depuradores son separadores que no poseen:
 - Capacidad para hacer una separación gas-líquido cuando los volúmenes de líquido pueden ser apreciables
 - Tamaño suficiente para que el asentamiento por fuerzas gravitatorias sea óptimo

Los depuradores se encuentran generalmente a la salida de la estación de flujo, antes de la planta compresora, y entre etapa y etapa de los compresores en la planta compresora (depuradores inter-etapas). Estos equipos pueden ser verticales y horizontales. Su diseño está basado en la primera sección de separación en la cual predominan elementos de impacto para remover partículas líquidas. Los depuradores inter-etapas normalmente son de diseño vertical.

2.10.3. Bombas

La mayoría de los procesos de las industrias de procesos químicos incluyen la conducción de líquidos o transferencia de un valor de presión o de energía estática a otro.

La bomba es el medio mecánico para obtener esta conducción o transferencia y por ello es parte esencial de los procesos. La acción del bombeo es la adición de energía cinética y potencial a un líquido con el fin de moverlo de un punto a otro. Esta energía hará que el líquido efectúe trabajo, tal como circular por una tubería o subir a una mayor altura.

2.10.3.1. Carga neta de succión positiva

Cada vez que la presión de un líquido cae más allá de la presión de vapor correspondiente a su temperatura, el líquido tenderá a evaporarse. Cuando esto sucede dentro de una bomba en operación, las burbujas de vapor serán arrastradas hasta un punto de mayor presión donde súbitamente colapsarán. Este fenómeno se conoce como cavitación (formación de vacío). Debe evitarse cavitación en una bomba, ya que normalmente trae como consecuencia erosión del metal, vibración, flujo reducido, pérdida de eficiencia y ruido. Para evitar este fenómeno, es necesario mantener una carga neta de succión positiva requerida ($NPSH_R$), que no es sino la carga total equivalente de líquido en la línea de centro de la bomba menos la presión de vapor. En el momento de diseñar la instalación de una bomba, debe cuidarse que la carga de succión positiva disponible ($NPSH_A$), sea igual o mayor que la $NPSH_R$ para la capacidad deseada.

Aunque la cavitación en sí no significa un desperfecto de la bomba, pues ésta puede funcionar de vez en cuando con la misma, con mínimos daños, no se debe permitir en un buen diseño del sistema de bombeo. Las bombas que manejan líquidos puros, como el agua, pueden sufrir más cavitación porque el líquido es homogéneo y las burbujas se contraen al mismo tiempo.

2.10.3.2. Clasificación de las bombas para procesos químicos

La conducción o transferencia de líquidos, se puede llevar a cabo por medio de diferentes tipos de bombas, las cuales se clasifican en:

- Dinámicas
 - Centrífuga
 - ✓ Horizontal
 - ✓ Vertical
- Desplazamiento positivo
- Rotatorio
- Reciprocante
- Volumen controlado

Bombas centrífugas

Tienen un uso muy extenso en las industrias de procesos químicos porque son adecuadas casi para cualquier servicio. Son comunes las que tienen capacidades entre 5.000 y 6.000 gpm. Las cargas pueden ser de 500 a 600 pies con motores eléctricos de velocidad estándar. Estas bombas se suelen montar horizontalmente, pero también puede estar verticalmente.

Son las más adecuadas para manejar más cantidad de líquido que las bombas de desplazamiento positivo.

La bomba centrífuga transforma la energía mecánica de un impulsor rotatorio en energía cinética y potencial requerida. Aunque la fuerza centrífuga producida depende tanto de la velocidad en la periferia del impulsor y de la densidad del líquido, la cantidad de energía que se aplica por libra de líquido es independiente de la densidad del líquido. Por tanto, en una bomba dada que funcione a cierta velocidad y que maneje un volumen definido de líquido, la energía que se aplica y transfiere al líquido, (en pie-lb/lb de líquido) es la misma para cualquier líquido sin que importe su densidad. Por tanto, la carga o energía de la bomba en pie-lb/lb se debe expresar en pie.

No hay válvulas en las bombas de tipo centrífugo; el flujo es uniforme y libre de pulsaciones de baja frecuencia.

Los impulsores convencionales de las bombas centrífugas se limitan a velocidades del orden de 200 pie/s (60 m/s).

Bombas reciprocantes

Las bombas reciprocantes han sido sustituidas, en su mayoría, por las centrífugas o las rotatorias, pero cuando se trata de manejar líquidos volátiles y muy viscosos las hace adecuada, en particular, en sistemas de dosificación e inyección, en los cuales funcionan con baja capacidad y carga elevada. Están disponibles para presiones de descarga de hasta 50.000 psi.

Las bombas reciprocantes reciben un volumen fijo de líquido, lo comprime a la presión de descarga y lo expulsa por la boquilla de descarga. Además, se pueden obtener presiones altas a bajas velocidades.

Las circunstancias que pueden favorecer el uso de este tipo de bombas son las siguientes:

- Fluidos de alta velocidad
- Capacidades relativamente bajas de 3 a 20 gpm a cabezales altos
- Servicios intermitentes, como bombeo externo o separador de lodo y residuo, donde se debe manejar un rango de fluidos, los costos de equipos son favorables, y hay disponible NPSH suficiente
- Servicio de bombeo simple con un rango amplio de presiones de descarga o caudales de flujo

Bombas rotatorias

Se utilizan en servicios que requieren una presión de descarga de 500 a 1.000 psi y son aplicables para líquidos de alta viscosidad o de baja presión de vapor; su desplazamiento constante a una velocidad fija las hace ideales para dosificar pequeñas cantidades de líquidos. Las bombas rotatorias se refieren a las bombas de desplazamiento positivo como elementos de bombeo rotativos tales como engranajes, tornillos, álabes y lóbulos.

Estas bombas también se usan en los dispensadores de gasolina, bombas de descarga de camiones (incluyendo GLP), etc..., donde el requerimiento de factor servicio es bajo, el diferencial de presión es bajo y el mantenimiento usualmente consiste en la sustitución rápida de la misma. [3]

2.10.4. Compresores

Son máquinas que elevan la presión de un gas, un vapor o una mezcla de gases y vapores. La presión del fluido se eleva reduciendo el volumen específico del mismo durante su paso a través del compresor.

2.10.4.1. Clasificación de los compresores para procesos químicos

En la compresión de gases se encuentra una amplia gama de equipos los cuales se clasifican en:

- Dinámicos
 - Centríugos
 - ✓ Flujo radial
 - ✓ Flujo axial
- Desplazamiento positivo
 - Rotatorio
 - Reciprocante

En el campo específico de la compresión del gas natural sólo los compresores reciprocantes del grupo de los de desplazamiento positivo y los compresores centrífugos de los del grupo de los dinámicos han sido utilizados más ampliamente, por esta razón, sólo se discutirán estos dos tipos de compresores.

Compresores centrífugos

Se utilizan para el manejo de grande volúmenes de gases, con elevación de presión desde 0,5 psi hasta varios centenares de psi. Un

compresor centrífugo, en su forma más simple, consiste en un impulsor que gira dentro de una carcasa. Los impulsores pueden tener ejes de rotación horizontales o verticales, y las carcasas consisten en una cámara que gira el impulsor, con una entrada y una salida para el gas que se comprime. En un compresor centrífugo la presión se produce al aumentar la velocidad del gas que pasa por el impulsor y, luego, al recuperarla en forma controlada para producir el flujo y presión deseada. Su característica es un flujo suave y libre de pulsaciones.

El principio de funcionamiento de un compresor centrífugo es el mismo que el de una bomba centrífuga y su diferencia principal es la de que el aire o el gas manejado en un compresor centrífugo es compresible, mientras que los líquidos que trabaja una bomba son prácticamente incompresibles.

Las unidades motrices de los compresores son generalmente turbinas de vapor, turbinas de gas o motores eléctricos.

Un compresor centrífugo multi-etapa con inter-enfriamiento es utilizado cuando se manejan volúmenes entre 500 y 200.000 pies cúbicos de gas. Para volúmenes menores se considera el uso de compresores de una sola etapa; o cuando la relación de compresión sea mayor de 4, pues se necesita para mantener la temperatura del gas comprimido en un valor seguro de unos 250°F.

Los compresores centrífugos son los que más se emplean en la industria de procesos químicos por su construcción sencilla, libre de mantenimiento y funcionamiento continuo durante largos períodos, debido a la ausencia de piezas rasantes en la trayectoria de la corriente a comprimir. Son sensibles al peso molecular del gas que se comprime. Los cambios

imprevistos en el peso molecular pueden hacer que las presiones de descarga sean muy altas o muy bajas.

Compresores reciprocantes

Funcionan con el principio adiabático mediante el cual se introduce el gas en el cilindro por las válvulas de entrada, se retiene y comprime en el cilindro y sale por las válvulas de descarga, en contra de la presión de descarga. La válvula de entrada se abre cuando el movimiento del pistón ha reducido la presión por debajo de la presión de entrada en la línea. La válvula de descarga se cierra cuando la presión acumulada en el cilindro deja de exceder la presión en la línea de descarga luego de completar el golpe de descarga, previniendo de esta manera el flujo en sentido reverso.

Los compresores reciprocantes pueden ser del tipo lubricado o sin lubricar. Si el proceso lo permite, es preferible tener un compresor lubricado, porque las piezas durarán más, sin embargo, estas máquinas son sensibles al arrastre del líquido, debido a la destrucción de la película lubricante.

Estos compresores rara vez se emplean como unidades individuales, salvo que el proceso requiera funcionamiento intermitente. Los compresores reciprocantes compiten con el resto de los compresores excepto con los compresores centrífugos y axiales de flujo muy grande. Se encuentran disponibles para capacidades por debajo del rango de flujo económico de los compresores centrífugos, son muchos menos sensibles a la composición de los gases y a sus propiedades cambiantes que los compresores dinámicos.

En servicios continuos, se requieren múltiples unidades para impedir paradas de plantas debido al mantenimiento, ya que los costos de

mantenimiento son de dos a tres veces mayores que los costos para compresores centrífugos.

2.11. Compresión del gas natural

Constituye una etapa fundamental dentro de los sistemas encargados del manejo de corrientes de gas natural. La necesidad de comprimir gas natural surge cuando se dispone de un volumen de gas a un nivel de presión inferior al que establecen las necesidades de uso.

La operación de compresión es de naturaleza cíclica, es decir, el gas es tomado del nivel inferior de presión en cantidades fijas, es comprimido, luego descargado en el nivel superior de presión, después de lo cual el mecanismo de compresión admite un nuevo volumen de gas a baja presión para reiniciar el ciclo descrito. Se habla de mecanismo compresor para indicar que la naturaleza de la operación es la misma sin importar que este mecanismo sea un compresor reciprocante, centrífugo o rotatorio, los cuales se diferencian entre sí por sus aspectos operacionales o de construcción pero no por la naturaleza de la operación de compresión misma.

Una planta compresora está normalmente formada por una o más unidades de compresión, accionada cada una de estas por una turbina de vapor aunque ocasionalmente se los puede encontrar eléctricos. Las unidades compresoras generalmente constan de una o más etapas, no excediéndose normalmente de cinco etapas.

2.11.1. Compresión por etapas

En los compresores de etapas múltiples, hay enfriadores intermedios entre las etapas. Esos intercambiadores de calor eliminan el calor de la compresión del gas y reducen su temperatura desde aproximadamente 250°F o más hasta los 100 ó 120°F, dependiendo del medio de enfriamiento utilizado. Estos medios de enfriamiento por lo general son aire y agua, en el caso del agua la temperatura de diseño de salida es generalmente 100°F y para el caso del aire es 120°F. Durante el enfriamiento del gas parte de los componentes pesados condensan como pequeñas gotas que quedan en suspensión en el seno de la corriente, por lo que antes de ser enviado al cabezal de succión de la siguiente etapa es circulado a través de un depurador inter-etapa donde se le remueve el líquido condensado.

La caída total de presión inter-etapa (intercambiador más depurador), está en el orden de los 5 psi. La compresión por etapa y el subsiguiente enfriamiento del gas se lleva a cabo para limitar la temperatura de descarga de cada etapa a niveles que sean seguros desde el punto de vista de limitaciones mecánicas, para tener disponibles corrientes laterales en la secuencia de compresión a niveles de presión intermedia como: en los sistema de procesos de refrigeración, para aumentar la eficiencia total de compresión (a fin de obtener una reducción en potencia) manteniendo la compresión tan isotérmica como sea posible optimizando la inversión adicional en enfriadores inter-etapas y los costos de operación del fluido de enfriamiento contra el ahorro de potencia y para enfriar las entradas a las etapas y de esta manera reducir los requerimientos del cabezal de compresión total, suficientemente a fin de reducir el número de etapas de compresión requeridas. Esto da como resultado, compresores más compactos y de costo de construcción más bajos.

2.11.2. Relación de compresión

La máxima relación de compresión permisible en una etapa está limitada por la temperatura de descarga. Ésta está establecida por las siguientes normas:

- $R_c < 5$: en una sola etapa
- $R_c > 5$: dos etapas
- $R_c \geq 25$: tres etapas

2.12. Transferencia de calor

El calor se define como una energía en tránsito y su transferencia ocurre cuando existe una diferencia de temperatura entre dos medios. Esta transferencia de temperatura puede ocurrir de tres modos, en forma independiente o al mismo tiempo. Se habla de conducción cuando la transferencia de calor ocurre a través de medios sólidos, convección cuando existe un fluido de por medio y radiación cuando la transferencia de calor es a través de ondas electromagnéticas.

La conducción, por ser exclusiva de los sólidos, depende del área de superficie, espesor y del tipo de material; cada material conduce de manera distinta el calor, ofreciendo mayor o menor resistencia a su flujo, por lo que se han designado constantes de conducción para cada uno de ellos. La convección depende del área de superficie y del fluido en contacto con la misma; para el fluido también existe una constante de transferencia, la cual depende de la velocidad, presión, densidad y viscosidad que posea el fluido a determinada temperatura. Por otra parte, la radiación depende de la temperatura de la superficie y su forma, ya que el calor se transmite en forma

de ondas electromagnéticas, las cuales no requieren de fluidos o sólidos para propagarse. En la figura 2.10 se pueden observar las distintas formas de transferencia de calor.

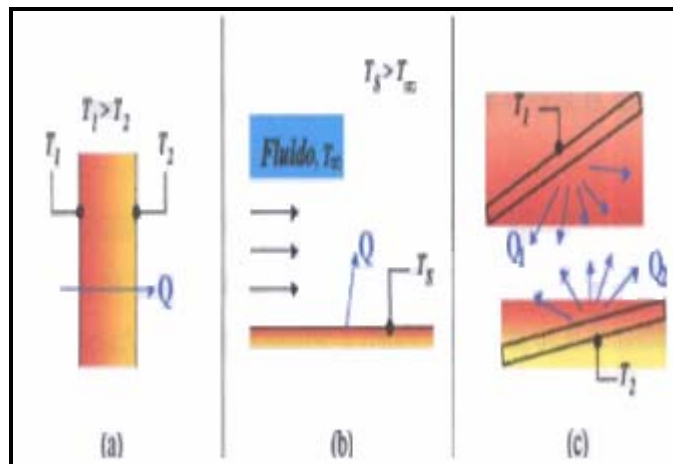


Figura 2.10. Modos de transferencia de calor: (a) conducción, (b) convección, (c) radiación

2.12.1. Proceso de transferencia de calor

Existen dos procesos generales de transferencia de calor: sin cambio de fase o calor sensible y con cambio de fase o calor latente.

Calor sensible

Involucra operaciones de calentamiento y enfriamiento de fluidos donde la transferencia de calor resulta en un cambio de temperatura. La mayoría de las aplicaciones de los procesos de transferencia de calor sin cambio de fase involucran el mecanismo de transferencia de convección forzada, tanto dentro de los tubos como sobre la superficie externa.

Calor latente

Se presenta cuando se produce la conversión de líquido a vapor o de vapor a líquido, es decir vaporización o condensación. La condensación es una de las operaciones de transferencia de calor más importantes, es un proceso convectivo, mediante el cual el vapor es convertido en líquido cuando el vapor saturado entra en contacto con una superficie a una temperatura más baja. La vaporización, se define como la adición de calor a una masa líquida, en tal magnitud, que ocurre la generación de vapor. Es un proceso convectivo que involucra cambio de fase de líquido a vapor.

2.12.2. Equipos de transferencia de calor

Los equipos de transferencia de calor, son equipos diseñados para transferir el calor entre dos fluidos a diferentes temperaturas. Son unidades comúnmente utilizadas en los procesos industriales y hasta domésticos. Su importancia radica en que son “ahorradores de energía”, ya que gracias a la transferencia de calor que llevan a cabo, se puede calentar o enfriar fluidos utilizando sus gradientes térmicos, evitando o disminuyendo la utilización de sistemas de refrigeración o calentamiento. A continuación, se presentan las principales aplicaciones, en cuanto a equipos de transferencia de calor se refiere.

2.12.2.1. Rehervidores

Los rehervidores son los equipos encargados de generar el vapor que asciende por la columna de destilación. El vapor proviene de la vaporización parcial del líquido en el fondo de la torre, por lo tanto actúa como una etapa de equilibrio. Los rehervidores generalmente utilizan aceite caliente o vapor

de agua provenientes de sistemas de servicio independiente del proceso; sin embargo, algunas veces pueden utilizar corrientes del proceso dependiendo de cuál sea el caso. A continuación se presentará de manera simplificada los diferentes tipos de rehervidores junto con algunas características resaltantes, pudiéndose observar en la figura 2.11 la configuración de los mismos.

- **Termosifón vertical**

Es el tipo más común de rehervidores en prácticas de destilación. Este equipo alcanza altos rangos de transferencia de calor, con tendencias mínimas de ensuciamiento y mínima residencia del material; posee una configuración de tuberías simple, además de un bajo costo de inversión. Por lo general, son usados cuando son requeridas grandes superficies de calor, cuando se requiere recirculación de líquidos y en servicios de vacío.

- **Termosifón horizontal**

Comparado con el rehervidor anteriormente mencionado, generalmente requiere más espacio para tuberías, además posee una alta tendencia al ensuciamiento y usualmente suelen ser más costosos. Son usados ampliamente cuando se requieren grandes áreas para transferencia de calor y cuando el cabezal de líquido requerido para bombeo no puede disponerlo ni un rehervidor vertical, ni uno de circulación forzada.

- **De circulación forzada**

Por lo general, suele evitarse su uso ya que los costos de bombeo resultan elevados. Se utilizan cuando el sistema a tratar posee viscosidades

elevadas (> 25 centipoise) y cuando el rehervidor debe localizarse a grandes distancias de la columna en sistemas de vacío (> 4 psia).

- **Kettle**

Tiene bajos rangos de transferencia de calor y altas tendencias de ensuciamiento. Son ampliamente usados en columnas de vacío en donde se requiera limpieza continua y en torres donde se necesite grandes áreas de transferencia de calor y, además, se desee minimizar el líquido de salida del rehervidor.

- **Interno**

Suelen ser los menos atractivos debido a los diámetros de las columnas, aunque suelen ser aplicados en destilaciones por lotes o cuando los diámetros de las columnas son extensos por otras consideraciones.

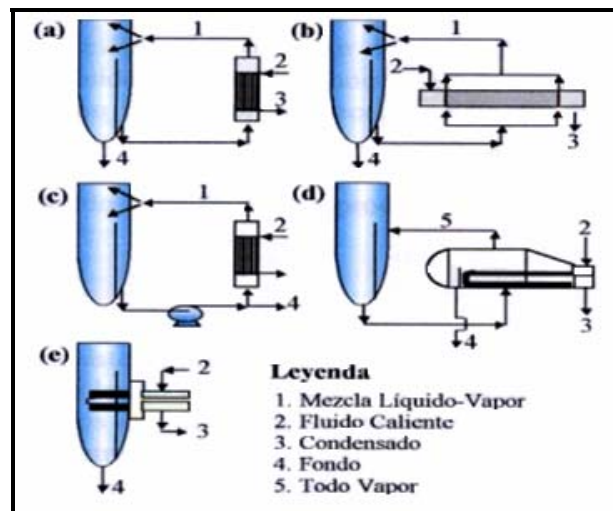


Figura 2.11. Tipos de rehervidores: (a) termosifón vertical, (b) termosifón horizontal, (c) circulación forzada, (d) kettle, (e) interno

2.12.2.2. Enfriadores por aire

Los enfriadores con aire consisten en un haz de tubos, que pueden tener aletas que aumentan la transferencia de calor, y un banco de ventiladores que impulsan el aire a través de los tubos. Los motores eléctricos (impulsores más comunes), los soportes estructurales y la cámara impelente son componentes básicos en estos intercambiadores. Son unidades que resultan costosas inicialmente y ocupan mucho espacio, pero resultan atractivas a largo plazo por el tipo de refrigerante que utilizan. Existen dos tipos de enfriadores por aire los cuales son: de tiro forzado y de tiro inducido.

La unidad de tiro forzado impulsa el aire sobre la superficie de los ventiladores se encuentran situados por debajo de los haces tubulares como se muestra en la figura 2.12. (a), mientras que en la unidad de tiro inducido el ventilador se sitúa sobre el haz de tubos y el aire es arrastrado a través de la superficie del tubo como se observa en la figura 2.12. (b).

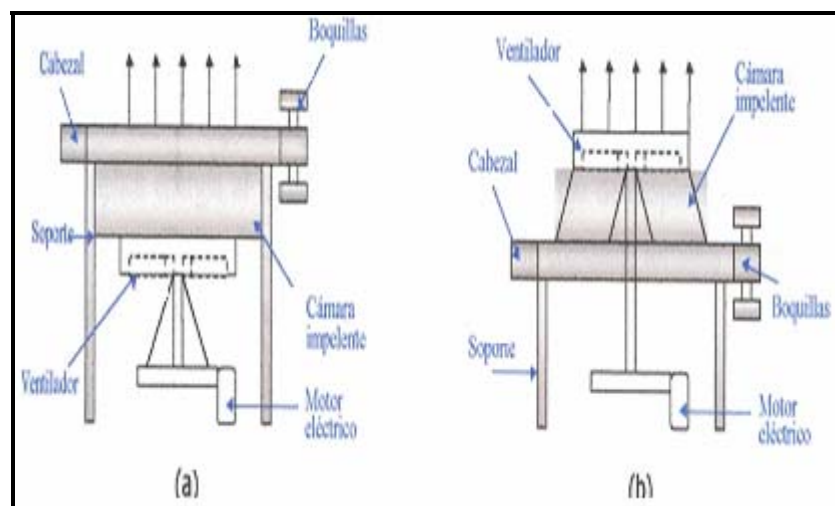


Figura 2.12. Enfriadores por aire: (a) tiro forzado y (b) tiro inducido

Las dos modalidades anteriores tienen sus ventajas y desventajas, pero dependiendo de las condiciones climáticas, requerimientos de enfriamiento y otros factores, se podrá decidir cuál opción es la más recomendable. A continuación en la tabla 2.3 se establecen comparaciones entre estos equipos.

Tabla 2.3 Diferencias entre los tipos de enfriadores

Enfriamiento de tiro inducido	Enfriamiento de tiro forzado
Buena distribución del aire por toda la sección de los tubos	Deficiente distribución del aire por toda la sección de los tubos
Menor posibilidad de recirculación del aire caliente	Mayor posibilidad de recirculación del aire caliente
Requiere mayor potencia, sobre todo, si la temperatura del aire excede los 86 °F (30 °C)	Requiere menor potencia aún si la temperatura excede los 86 °F (30 °C)
Difícil acceso al ventilador para el mantenimiento y el ajuste de las aspas	Mejor acceso al ventilador para el mantenimiento y ajuste de las aspas
Menor impacto por los cambios climáticos, ya que el 60% de los bancos de tubos están cubierto	Total exposición de los tubos a cambios en las condiciones ambientales

2.12.2.3. Intercambiadores de calor

Es un equipo diseñado para transferir calor entre dos o más fluidos que fluyen a través del equipo. La función básica de los intercambiadores es la transferencia de energía térmica entre dos o más fluidos a diferente

temperatura. El calor fluye como resultado del gradiente de temperatura, desde el fluido caliente hacia el frío a través de una pared de separación, la cual se le denomina superficie o área de transferencia de calor. Es decir, no existe fuente de energía térmica en un intercambiador de calor. En resumen, las funciones típicas de un intercambiador de calor en los procesos industriales son las siguientes:

- **Recuperación de calor**

La corriente fría recupera parte del calor contenido en la corriente caliente. Es decir, calentamiento y enfriamiento de las corrientes involucradas, las cuales fluyen simultáneamente a ambos lados del área de transferencia de calor.

- **Evaporación**

Una de las corrientes involucrada en el intercambiador de calor cambia de fase líquida a vapor.

- **Condensación**

Una de las corrientes involucradas en el intercambiador de calor cambia de fase vapor a fase líquida.

2.12.2.4 Clasificación y aplicación de los intercambiadores de calor

- **Intercambiador de tubo y coraza**

Consiste en un haz de tubos paralelos encerrados en un estuche cilíndrico llamado coraza. Se utiliza comúnmente en las refinerías. Es de bajo

costo, fácil de limpiar y de construir en diferentes tamaños y puede ser diseñado para presiones desde moderadas a altas, sin que varíe sustancialmente el costo.

- **Intercambiador de doble tubo**

Consiste de uno o más tubos, encerrados dentro de otro tubo en forma de U “horquilla” que hace el papel de coraza. Son unidades de costo relativamente bajo, resistentes y se pueden desarmar fácilmente para limpieza. Estos intercambiadores se encuentran disponibles como unidades de fabricación estándar.

- **Intercambiador de placas**

Desde 1930 los intercambiadores de placas han sido usados en la industria química y de alimentos. Actualmente su uso se ha extendido considerablemente hacia la industria petrolera, especialmente cuando se requiere un sistema de intercambio de calor compacto y flexible en rangos de temperatura por debajo de 482°F y 369 psig. En estas unidades, la superficie de transferencia de calor está construida de planchas de metal en lugar de tubos. Estas planchas pueden ser de superficie lisa, corrugada o canalizada.

- **Intercambiador de tipo espiral**

Consiste en un grupo de serpentines concéntricos enrollados en forma de espiral, los cuales están conectados a placas o cabezales de tubos. Entre sus características se pueden mencionar las siguientes: son de bajo costo, de fácil instalación y limpieza; se utilizan para flujo en contracorriente, son

compactos y pueden ser usados para el intercambio de calor de dos o más fluidos. Estas unidades se utilizan normalmente en las aplicaciones criogénicas, donde la presión del proceso es 650 psig o mayor, siendo particularmente útiles en el manejo de fluidos viscosos y aplicables como condensadores o rehervidores.

2.13. Destilación

La destilación es una de las operaciones unitarias más utilizadas en la industria de los procesos químicos, el cual consiste en la separación de los componentes de una solución, basada en la diferencia de los puntos de ebullición de los mismos.

En este proceso se utilizan varios tipos de dispositivos, como por ejemplo, los empaques que pueden ser al azar, ordenados o estructurados y las bandejas o platos, para que las dos fases entren en contacto íntimo. Los platos se colocan uno sobre otro y se encierran con una cubierta cilíndrica para formar una columna; los empaques también pudieran estar contenidos dentro de las columnas entre los platos de apoyo y el soporte.

La corriente de alimentación que se debe separar en fracciones se introduce a uno o más puntos a lo largo de la coraza de la columna de destilación. Debido a la diferencia de densidad entre la fase vapor y líquida, el líquido corre hacia la parte inferior de la columna cayendo en cascada de plato a plato, mientras que el vapor asciende por la columna, para entrar en contacto con el líquido en cada uno de los platos. Los componentes más ligeros (de punto de ebullición más bajo) tienden a concentrarse en la fase vapor, mientras que los más pesados (de punto de ebullición más alto) tienden a la fase líquida. El resultado es una fase vapor que se hace más rica

en componentes livianos al ir ascendiendo por la columna, y una fase líquida que se va haciendo cada vez más rica en componentes pesados conforme desciende en cascada.

Cuando la alimentación se introduce en un punto a lo largo de la columna, ésta se dividirá en una sección superior denominada sección de rectificación o enriquecimiento, y otra inferior que se denomina sección de agotamiento o despojamiento. Estos términos resultan bastante indefinidos en columnas con alimentaciones múltiples y en columnas en las cuales se retiran corrientes laterales a lo largo de la misma. La separación que se logra entre el producto superior y el fondo depende primordialmente de las volatilidades relativas del componente, el número de platos o bandejas en contacto y la relación de reflujo.

2.13.1. Constante de equilibrio

La constante de equilibrio (K_i) es una medida de la tendencia de vaporización de la sustancia i en un sistema y está definida por la siguiente ecuación:

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i} \quad (\text{Ec. 2.2})$$

Donde:

K_i : constante de equilibrio del componente i

Y_i : Fracción molar en la fase vapor del componente i

X_i : Fracción molar en la fase líquida del componente i

Si el valor de la constante de equilibrio es elevado, entonces la sustancia i tenderá a concentrarse en el vapor, mientras que si el valor es

bajo, el componente se concentrará en el líquido. Si el valor es la unidad, el componente *i* tenderá a separarse equitativamente entre ambas fases.

La constante de equilibrio es función de la temperatura, la presión y la composición. En el equilibrio, al fijar dos de estas variables se define la tercera, por lo que la constante K_i se puede ver como función de la temperatura y composición, presión y composición o presión y temperatura. Para predecir el valor de K_i se pueden utilizar resultados experimentales, ecuaciones de estado termodinámico o gráficas.

Para un sistema ideal (gas ideal y/o solución ideal), la constante de equilibrio se define como la relación de la presión de vapor del componente *i* entre la presión total del sistema.

$$K_{i_{ideal}} = \frac{P_i^*}{P_T} \quad (\text{Ec. 2.3})$$

Donde: $K_{i_{ideal}}$: constante de equilibrio del componente *i* para un gas ideal

P_i^* : presión de vapor del componente *i*

P_T : presión total del sistema

2.13.2. Diagramas de fases

Los diagramas de fases o envolventes son representaciones gráficas, a través de las cuales es posible predecir el estado y comportamiento de los fluidos a determinadas condiciones de temperatura y presión. Entre los más utilizados se encuentran: el diagrama XY, el diagrama PT y el diagrama T-XY. Tanto el diagrama PT como el T-XY utilizan los valores de saturación del líquido y el vapor, conocidos como punto de burbuja y punto de rocío.

Con estos diagramas, también se puede predecir en qué momento se va a condensar un gas y cuándo se va a evaporar un líquido. Por ello, son ampliamente utilizados para diseñar y dirigir las operaciones de la industria del gas natural. Cuando se conoce el diagrama correspondiente al fluido que se maneja, se estará en condiciones de predecir el estado de la mezcla en cualquier momento, dependiendo de la presión y la temperatura a la cual se esté trabajando. Eso permitirá tomar las decisiones según sea el caso que se presente. Los diagramas de fases pueden clasificarse de la siguiente manera:

2.13.2.1. Sistema de un componente

Estos son sistemas conformado por un solo componente, lo que vendría a ser una sustancia pura, y la cual dependiendo de los valores de temperatura y presión puede estar en estado sólido, líquido o gas. Se sabe que para el caso de los hidrocarburos no existen yacimientos conformado por un solo componente, lo que existe es una mezcla de ellos, pero su estudio es conveniente para entender el comportamiento que tendría un hidrocarburo en caso de encontrarse en estado puro.

2.13.2.2. Sistema de dos componentes

Un diagrama de fases binario muestra las fases formadas para diferentes muestras de dos elementos en un rango de temperatura. Estos diagramas tienen un mayor grado de complejidad que los de un solo componente, en vista de que se ha agregado una nueva variable que es la composición.

2.13.2.3. Sistema multi-componentes

Estos diagramas son los que realmente representan las condiciones de los hidrocarburos, tanto de petróleo como de gas. El comportamiento de estos sistemas dependerá fundamentalmente de la composición y de las propiedades de los componentes en forma individual.

El diagrama PT de una sustancia pura es una curva que separa la fase líquida de la fase vapor. Sin embargo, para un sistema multi-componente, esta gráfica tiene forma de domo por lo que también se le conoce como envolvente, la cual es de gran utilidad porque permite predecir el estado de un sistema a ciertas condiciones de presión y temperatura.

A continuación, en la figura 2.13 se muestra un diagrama PT, el cual es el más usado en los procesos de la industria del gas natural.

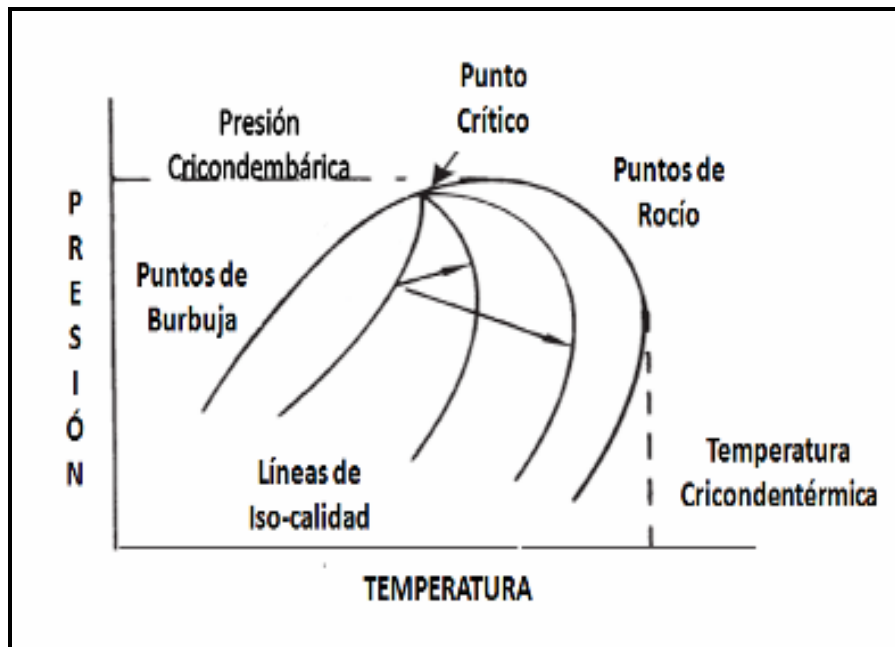


Figura 2.13. Diagrama PT de una muestra de gas natural

En el diagrama se observan puntos de especial interés, los cuales se definen de la siguiente manera:

Punto crítico

Es el punto donde convergen las curvas de burbujeo y de rocío. En este punto las propiedades intensivas de las fases, tales como la densidad, viscosidad, entalpía y entropía son idénticas. La posición del punto crítico del sistema y las curvas de isocalidad permiten tener una idea del tipo de fluido que está representado por el diagrama. Si el punto crítico está completamente a la izquierda de la envolvente de fase, se trata de un gas seco y cuando está desplazado hacia la derecha del diagrama, es un crudo pesado.

- **Presión cricondembárico**

Es la presión máxima a la cual las fases líquido y vapor pueden coexistir. En sustancias puras esta presión coincide con el punto crítico.

- **Temperatura cricondentérmico**

Es la temperatura máxima a la cual las fases líquido y vapor pueden coexistir.

- **Punto de rocío**

Es el punto a una presión y una temperatura para una mezcla con una composición determinada, para el cual en el seno de la fase vapor aparece la primera gota de condensado (líquido) enriquecido en los componentes más pesados y a partir del cual comienza la condensación de la mezcla.

- **Punto de burbujeo**

Es el punto a una presión y temperatura para una mezcla con una composición determinada, para el cual en el seno de la fase líquida aparece la primera burbuja de vapor enriquecida en los componentes más volátiles, y a partir del cual comienza la ebullición de la mezcla

- **Curva de burbujeo**

Constituida por la unión de puntos de burbujeo, los cuales se encuentran en fase líquida en equilibrio con una cantidad infinitesimal (burbuja) de gas.

- **Curva de rocío**

Constituida por la unión de puntos de rocío, los cuales se encuentran en fase gaseosa en equilibrio con una cantidad infinitesimal (gota) de líquido.

- **Líneas de isocalidad**

Son líneas que unen puntos de igual porcentaje volumétrico de líquido en la mezcla líquido-gas. Por lo que, las curvas de burbujeo y rocío son líneas de 100% y 0% de calidad respectivamente.

2.14. Descripción del programa de simulación

Los programas utilizados en ingeniería y muchos simuladores de proceso, reflejan el avance tecnológico que ha tenido en los últimos años, la ingeniería de sistemas, la informática y la computación. Estos paquetes permiten resolver de una forma rápida y sencilla, infinidad de cálculos que continuamente realiza el ingeniero de procesos para el análisis, evaluación y diseño de muchos equipos, tales como: reactores químicos, intercambiadores de calor, chillers de enfriamiento, tuberías, torres de destilación, y muchas otras operaciones unitarias; además de cálculos de las

propiedades fisicoquímicas y termodinámicas de las corrientes involucradas, que de otra forma llevarían semanas enteras de trabajo, se obtienen fácilmente en pocos minutos. El riesgo de errores se debe a que a menudo no se consideran las limitaciones, rango de aplicación permisibles o simplificaciones implícitas en las ecuaciones empleadas por el modelo comercial, lo cual puede llevar a serios problemas, al tratar de extrapolar o predecir comportamiento bajo condiciones diferentes.

Los simuladores de proceso son herramientas de cálculo para la realización de diversas aplicaciones en el campo de la ingeniería. Éstos permiten realizar una evaluación confiable de diversos procesos, proporcionando información útil para el diseño conceptual.

2.14.1. Hysys Plant 3.2

Uno de los simuladores más utilizados es el Hysys Plant 3.2, creado por la empresa Hyprotech, con el cual se puede realizar desde una sencilla evaluación de propiedades de mezcla hasta una simulación completa de plantas químicas y refinerías de petróleo, incluyendo herramientas para estimar las propiedades de los fluidos, equilibrios de fase líquido-vapor y balances de materia y energía en una planta de procesos. Además, el simulador Hysys Plant 3.2, permite obtener las especificaciones de un determinado equipo y evaluar problemas que se presentan en un proceso industrial o en una planta, a través de cálculos rápidos y confiables.

El ambiente Hysys está compuesto por cuatro interfases. La primera de éstas se denomina diagrama de flujo de procesos PFD (Process Flow Diagram), cuya función es permitir al usuario construir la topología del proceso que se desea simular. Además, existe el libro de trabajo (LT), el cual

es una colección de hojas de cálculo que despliega la información del proceso en forma tabular. Otra interfase, la constituye la vista denominada propiedades, la cual consiste en una serie de páginas que contienen información acerca de los objetos que conforman el proceso. Por último, existe la última vista de resumen en la que se despliega una lista de las corrientes y los módulos considerados.

2.15. Etapas de un proyecto

Un proyecto es una tarea específica a ser ejecutada dentro de los parámetros de costos y calidad establecidos en un período determinado, el cual debe tener una definición de los resultados deseados en términos de instalaciones finales y descripción de los trabajos. Las etapas de un proyecto son:

2.15.1. Visualización

En esta etapa se establecen los objetivos y propósitos del proyecto. Se desarrolla el alcance del proyecto, se hace un estimado de costos clase V de toda la propuesta y se analiza la factibilidad técnica-económica de proseguir con la propuesta.

2.15.2. Ingeniería conceptual

En esta etapa se desarrolla cada opción propuesta, se efectúa un análisis técnico- económico de la misma y se selecciona aquella, que se considere más conveniente para satisfacer las necesidades y requerimientos de la empresa; todo esto sobre la base de premisas y criterios seleccionados para demostrar su factibilidad técnica, además de su rentabilidad. En esta

etapa se seleccionan los procesos, al igual que los diagramas de flujo del mismo. El estimado de costo correspondiente en esta fase está entre clase III y IV.

2.15.3. Ingeniería básica

En esta fase la opción u opciones seleccionadas se evalúan exhaustivamente. Se establecen los parámetros de diseño y la filosofía operacional, se desarrolla la programación total del proyecto y un estimado de costos clase II, que permite la formulación de presupuesto para el proyecto de inversión. Se elaboran los diagramas de flujo, se dimensionan y especifican los materiales y equipos principales, basándose en los balances de masa y energía para elaborar los planos y detalles de construcción que se desarrollarán en la ingeniería de detalle. Las especificaciones de los equipos principales de largo tiempo de entrega deben ser establecidas y, ordenadas de acuerdo con la programación del proyecto.

2.15.4. Ingeniería de detalle

Es la fase del proyecto en el cual se elaboran los planos de los detalles de ingeniería civil, mecánica, electricidad e instrumentación, al mismo tiempo que comienzan las actividades conducentes a la procura de materiales de proyecto. En este nivel de ingeniería, la clase de costo es I, y permite realizar ajuste en las partidas del presupuesto formulado o en ejecución.

2.15.5. Procura

Es la selección y especificación de los equipos de forma que dé inicio al proceso de adquisición o fabricación de los mismos mediante las bases de diseño.

2.15.6. Construcción

Esta etapa se refiere a la ejecución física de actividades en el sitio de la obra. En ella se realiza un control de materiales utilizados en la obra, progreso físico de la misma, gasto de inversión y tiempo de ejecución, etc.

2.15.7. Arranque y puesta en servicio

Etapa en la cual se ejecutan las pruebas de aceptación de la obra y se reciben y conforman los trabajos terminados, verificando el correcto funcionamiento de máquinas, equipos y sistemas. Se ejecutan las pruebas operacionales de garantía que son requeridas para la aceptación del proyecto. Dependiendo de la magnitud, complejidad y naturaleza del proyecto, la secuencia de ejecución de cualquiera de las etapas o fases anteriormente mencionadas, puede ser obviada o alterada.

2.16. Estimado de costo

Un estimado de costo es un pronóstico de los gastos que conforma un proyecto de alcance y estrategia de ejecución definidos, que respalda la toma de decisiones en cada una de las gerencias de las fases de un proyecto.

Las finalidades de un estimado de costo son:

- Evaluar la factibilidad de ejecución de los proyectos en su etapa conceptual.
- Analizar la rentabilidad económica de proyectos en su etapa básica.
- Aprobar presupuesto.
- Servir de base de comparación de las ofertas en licitaciones.

- Servir de base de control de costos y de avance en la fase de ejecución.
- Servir de base para establecer estrategias de financiamiento

El estimado de costo de un proyecto en su fase inicial tiene un alto grado de indefinición y es a medida de su desarrollo, que se establecen lineamientos técnicos y se ejecutan las ingenierías, disminuyendo por lo tanto su nivel. Al decir esto significa que dependiendo de la fase en que se encuentre el proyecto, la decisión a tomar tiene un mayor o menor grado de incertidumbre.

Petróleos de Venezuela S.A. (PDVSA) ha definido cinco clase de estimado de costo, las cuales son mostradas a continuación señalando en qué fase del proyecto deben ser calculadas. [3]

2.16.1. Estimado de costo clase V (orden de magnitud)

Se realiza en fase pre-conceptual o idea, basándose en una descripción muy general del proyecto donde la información disponible se limita esencialmente al tipo del proyecto, tamaño, posible ubicación, características de los insumos y gráficos de producción preliminares. En esta fase no se dispone de ningún tipo de plano, diagramas o especificaciones que permitan un cómputo métrico, por lo tanto, el costo se estima empleando índices, factores o asumiendo las mismas inversiones de proyectos similares ya terminados, haciendo los respectivos ajustes en función del tamaño, ubicación e inflación.

A pesar de que el resultado de un estimado de clase V es un orden de magnitud, su elaboración no debe hacerse con ligereza, ya que se puede evitar continuar con un proyecto no rentable en una etapa temprana del mismo y es el documento requerido para solicitar los fondos necesarios para desarrollar la ingeniería conceptual.

A este tipo de estimado se le asigna más o menos 25% de contingencia.

2.16.2. Estimado de costo clase IV (conceptual)

Se realiza al terminar la ingeniería conceptual y se prepara para cada una de las opciones seleccionadas. Para su elaboración se requiere: bases de diseño, diagrama de flujo de proceso, definición de los equipos mayores, plano preliminar de ubicación de equipos y tuberías, gráficos de producción, posible ubicación y variables operacionales.

Este estimado emplea curvas o factores históricos para determinar el costo de los equipos mayores y del proyecto en general.

Las economías calculadas con este estimado son muy apreciadas puesto que muestran los niveles decisorios del comportamiento económico y la potencialidad de la inversión teniendo como respaldo un buen nivel de ingeniería obtenido a un bajo costo.

La evaluación económica con estimado de costo clase IV, se usa para decidir si se ejecuta o se cancela la ingeniería básica del proyecto.

A este tipo de estimado se le asigna más o menos 20% de contingencia.

2.16.3. Estimado de costo clase III (preliminar)

Se realiza al terminar el 60% de la ingeniería básica y requiere para su elaboración: bases de diseño revisadas, diagrama de flujo revisado, ubicación definitiva y selección de la alternativa óptima, balances de masa y energía, plano de ubicación definitiva de equipos y tuberías, plano preliminar de tuberías e instrumentación y planificación preliminar.

Este estimado también puede emplear curvas o factores históricos para determinar el costo de los equipos mayores y del proyecto en general, si la cotizaciones de dichos equipos no están disponibles.

A este tipo de estimado se le asigna más o menos 15% de contingencia.

2.16.4. Estimado de costo clase II (definitivo)

Este es el estimado más importante debido a que con él se toma la decisión definitiva de continuar con la fase más costosa del proyecto y por ende la de mayor compromiso de flujo de caja, en otras palabras, este es el estimado con que se somete la propuesta firme y el presupuesto de inversiones. Para su elaboración se requiere: alcance bien definido, plano definido de flujo e instrumentación, estudio de impacto ambiental, estudio de riesgo y seguridad de las condiciones operacionales, planos y especificaciones del diseño de todas las disciplina involucradas incluyendo la incorporación de comentarios y recomendaciones de los estudios anteriores,

cotizaciones suministradas por los fabricantes de equipos mayores y de largo tiempo de entrega y plan maestro de ejecución.

Para obtener un estimado de costo clase II definitivo, se requiere además desarrollar parte de la ingeniería de detalle, ya que es en esta fase donde se elaboran los planos y especificaciones de construcción y por lo tanto se determina el tipo y cantidad del material a granel.

A este tipo de estimado se le asigna más o menos 10% de contingencia.

2.16.5. Estimado de costo clase I (control)

Estimado de costo detallado para el análisis de ofertas y el control de ejecución, para la contratación de obras y/o servicios.

A este tipo de estimado se le asigna más o menos 5% de contingencia.

CAPÍTULO III

DESARROLLO DEL PROYECTO

Para llevar a cabo exitosamente los objetivos planteados en este trabajo, se desarrolló una metodología firmemente estructurada, con la finalidad de seguir un esquema de trabajo que permitiera obtener los mejores resultados en el menor tiempo posible. Inicialmente, se recopiló toda la información necesaria contenida en las diferentes fuentes bibliográficas tales como: libros técnicos, manuales, publicaciones en Internet, diagramas de procesos, entre otros, para posteriormente empezar al desarrollo de cada objetivo planteado.

3.1 Revisión técnica y bibliográfica

La revisión bibliográfica se inició con el estudio del proceso general de extracción de líquidos del gas natural. Se recopiló la información referida a especificaciones de diseño de los equipos, diagramas de flujo de proceso, simulaciones existentes, manuales, fichas y normas técnicas relacionados con los procesos de producción de líquidos empleados por PDVSA y variables como: presión, temperatura, flujo y composición, con el propósito de lograr la mayor familiarización con el tema de estudio. Igualmente se estudió la documentación acerca del uso y del manejo del programa Hysys Plant V 3.2 para obtener un amplio conocimiento de la herramienta. Por otra parte, se recopiló información requerida para la realización de los estimados de costos.

3.2 Descripción del funcionamiento de una planta de extracción de líquidos del gas natural

Para el desarrollo de este objetivo se requirió de la información recopilada y luego se procedió a describir y explicar el funcionamiento de la planta de extracción de líquidos Santa Bárbara ubicada en el estado Monagas, ver figura B.4. Esta descripción se llevó a cabo, utilizando el diagrama de flujo general de la planta así como también los diagramas de las secciones de deshidratación (con TEG y tamices moleculares).3.3 Establecimiento de las variables que se manipulan y controlan en una planta de extracción de líquidos del gas natural (LGN)

Con la ayuda de los diagramas de la planta de Santa Bárbara se procedió a analizar y establecer las variables que deben ser manipuladas y controladas en la sección de enfriamiento y generación de líquidos del gas natural. El análisis se hizo en función de aquellas variables que afectan directamente a esta sección; también se tomaron en consideración las variables asociadas a las condiciones de entrada del gas (presión, temperatura, GPM, % CO₂ y H₂S) a la planta de extracción las cuales tienen un impacto directo sobre el proceso en general llevado a cabo en la planta.

3.4 Evaluación de la factibilidad técnica de las dos nuevas tecnologías aplicadas en relación a la tecnología ya existente para la extracción de líquidos del gas natural (LGN), con el paquete de simulación Hysys Plant.

En la comparación de procesos para extraer líquidos del gas natural, se encuentran tres variaciones importantes: los procesos de mezcla única de

refrigerante, el proceso de cascada y el proceso propano pre-enfriado y mezcla de refrigerante.

Las tecnologías de licuefacción están basadas en un ciclo de refrigeración donde el refrigerante es sometido a sucesivas etapas de expansión y compresión, transportando calor desde muy altas a bajas temperaturas. En general y como se mencionó anteriormente, las principales tecnologías desarrolladas para la licuefacción del gas comprenden: procesos que usan componentes puros en su ciclo de refrigeración, como el de cascada simple de ConocoPhillips y procesos que usan mezcla de refrigerantes en su ciclo refrigeración, como PRICO desarrollado por Black & Veatch. Del análisis en detalle de cada uno de estos procesos se logra obtener una visión precisa de los aspectos fundamentales de su desempeño, principalmente sobre una de las variables operacionales más importantes a tener en cuenta en una planta de extracción de líquidos del gas natural como lo es el recobro de líquidos. Para estudiar la sensibilidad de esta variable por cambios en las condiciones del gas de alimentación se plantearon diversos casos que incluyeron variaciones en el flujo volumétrico, riqueza del gas, temperatura y presión del gas de entrada al tren de proceso, donde se realizaron diversas corridas para los modelos de simulación elaborados en el simulador Hysys 3.2 de la tecnología de extracción usada en el proceso PRICO de Black & Veatch, el proceso de cascada simple de ConocoPhillips y la tecnología propuesta por la compañía Fluor Daniels usada en la planta de extracción de Santa Bárbara respectivamente, lográndose así realizar un análisis comparativo relacionado con la eficiencia en el recobro de líquido para las diferentes alternativas de licuefacción de gas natural en estudio.

Por experiencia operacional, variaciones en las condiciones de entrada del gas antes mencionadas tienen un impacto muy marcado sobre el proceso

de extracción en general. Los valores escogidos para realizar las variaciones son valores representativos en un amplio rango para cada proceso respectivamente; siendo éstos los siguientes tabla 3.1:

Tabla 3.1. Condiciones para la realizar la simulación

	PRICO	SANTA BÁRBARA
Condiciones del gas a la entrada para la realización de la simulación	Temperatura: 32°F Presión: 14,7 psi Flujo: 180 MMSCFD	Temperatura: 120°F Presión: 1.200 psi Flujo: 400 MMSCFD
Condiciones del refrigerante usado en el proceso	Temperatura: 270°F Presión: 800 psi Flujo: 370 MMSCFD	Temperatura: -25°F, Presión: 1.140 psi Flujo de 300 MMSCFD (Etapa de pre-enfriamiento del propano)

Ver tabla A.2 correspondiente a la composición del gas a la entrada del proceso Prico y de la planta Santa Bárbara.

Para la elaboración de los modelos de simulación de cada uno de los procesos en estudio, se llevó a cabo el siguiente procedimiento:

- Recopilación de la información teórica sobre el proceso
- Recolección de la información necesaria para la construcción de los modelos de simulación como lo son: las hojas de especificaciones de los equipos instalados, características de las corrientes (de alimentación, intermedias y de los productos), diagramas de flujo,

equipos a simular y condiciones típicas de operación de los mismos (temperatura, presión, etc.).

- Construcción de los modelos de simulación para los procesos de extracción de líquidos, utilizando para ello el simulador de procesos Hysys 3.2, para las siguientes opciones:
 - Extracción Santa Bárbara: recuperación de líquidos por expansión del gas (turboexpansión y válvulas Joule-Thomson)
 - Extracción PRICO: recuperación de líquidos por intercambio de calor entre el gas y una mezcla refrigerante en un intercambiador de calor de tipo plato y aletas (caja fría)
 - Licuefacción del gas natural cascada simple ConocoPhillips: uso de tres refrigerantes puros en circuitos de refrigeración discretos, para llevar a cabo el proceso en tres intercambiadores de calor donde el gas es pre-enfriando, licuado y subenfriado respectivamente.
 - Establecimiento de elementos y aspectos principales de los procesos de licuefacción en estudio.

Los diferentes procesos de licuefacción estudiados presentan diferencias muy marcadas que tienen un alto impacto sobre la eficiencia del proceso en cuanto al recobro de líquidos.

3.4.1. Proceso PRICO

Este proceso es considerado uno de los procesos de operación más simples y básicos actualmente en la industria. Consiste de un sistema muy básico con una red de intercambio de calor grande y un ciclo de refrigeración de refrigerante mezclado constituido por nitrógeno e hidrocarburos livianos

desde metano hasta pentano, el cual se distribuye por un circuito cerrado de refrigeración (en una sola etapa) y contienen un compresor (1), un condensador parcial (2), un acumulador (3), un intercambiador de calor de refrigerante (4), una válvula de expansión (5), y un tambor de succión de refrigerante (6) como puede observarse en la figura 3.1.

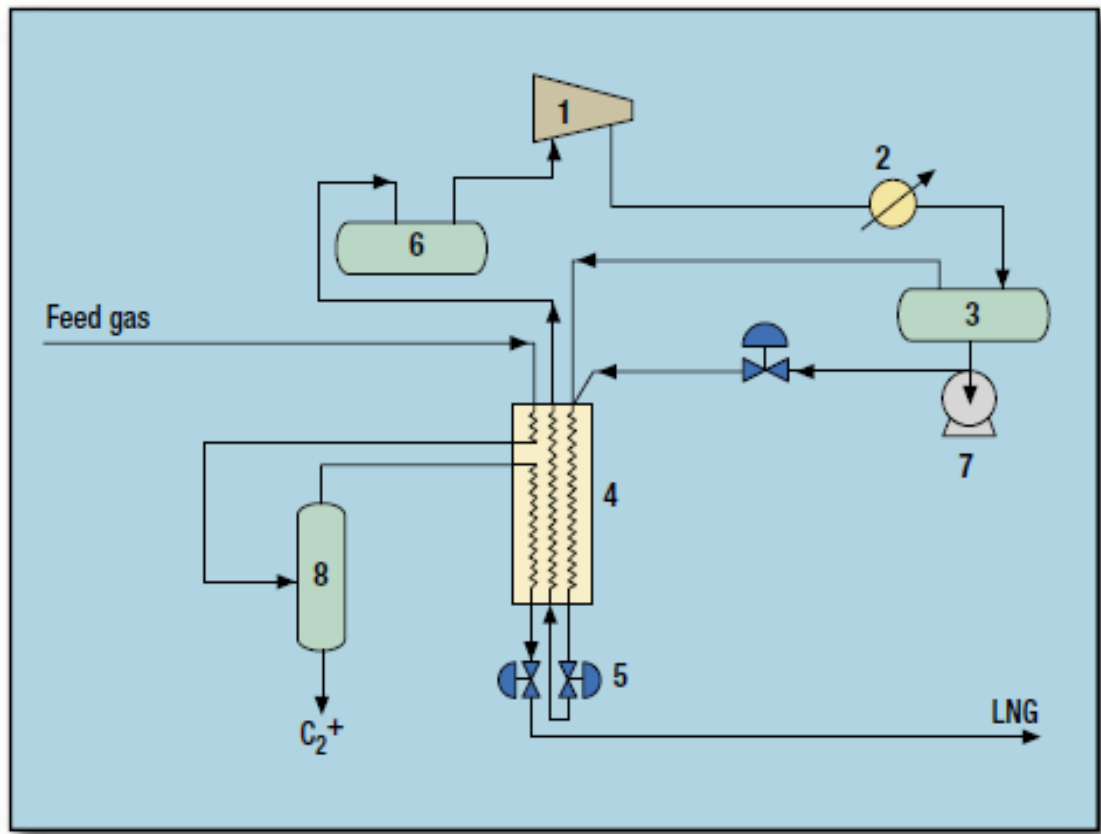


Figura 3.1. Esquema del proceso de extracción de líquido del gas natural PRICO

En la configuración de este proceso se distinguen varios aspectos que tienen influencia directa sobre la eficiencia en general del proceso y por ende sobre el recobro de líquidos: el uso de un intercambiador de platos y aletas también llamada “caja fría” utilizada en este proceso como intercambiador de calor la cual posee una alta eficiencia y permite el intercambio entre el gas

natural puro y el refrigerante comprimido; la composición de la mezcla refrigerante puede ser elegida eficazmente para cotejarla con la curva de ebullición de éste con la curva de enfriamiento del gas natural. Cabe destacar que debido a la pequeña capacidad del tren que puede ser manejado en este proceso, las curvas son relativamente fáciles de cotejar a medida que incrementa su eficiencia; la cantidad de refrigerante usada es significativa en comparación con la cantidad de gas natural que va a ser procesado, lo cual demanda un trabajo de compresión elevado, que a su vez deriva en un mayor requerimiento energético. [5]

Consideraciones planteadas para la realización de la simulación del proceso PRICO:

- Para modelar el sistema de licuefacción de gas natural del proceso PRICO se escogió la ecuación de estado PENG ROBINSON
- El tren de proceso está diseñado para una carga de 180 MMPCED
- Para efectos de la simulación, el compresor fue simulado como un compresor centrífugo

3.4.2. Proceso de la planta de Santa Bárbara

En la figura 3.2 se muestra un diagrama de flujo de la tecnología de extracción de líquidos planteada por Fluor Daniels. Esta tecnología consiste de varias secciones o etapas; en la sección de enfriamiento y generación de líquidos se emplea un sistema de refrigeración con propano que se complementa con enfriamiento por expansión en válvulas Joule-Thompson y en un turboexpansor; un sistema de calentamiento con aceite para proveer calor a las dos columnas de la planta (un rehervidor para cada columna); la sección de recobro de líquidos, donde se recupera parte del etano y todo el

contenido de pesados; la sección de desetanización donde se coloca el LGN en especificación separándolo del gas residual; y por último la sección de salida del gas residual que será enviado a la red de distribución para su venta como gas combustible.

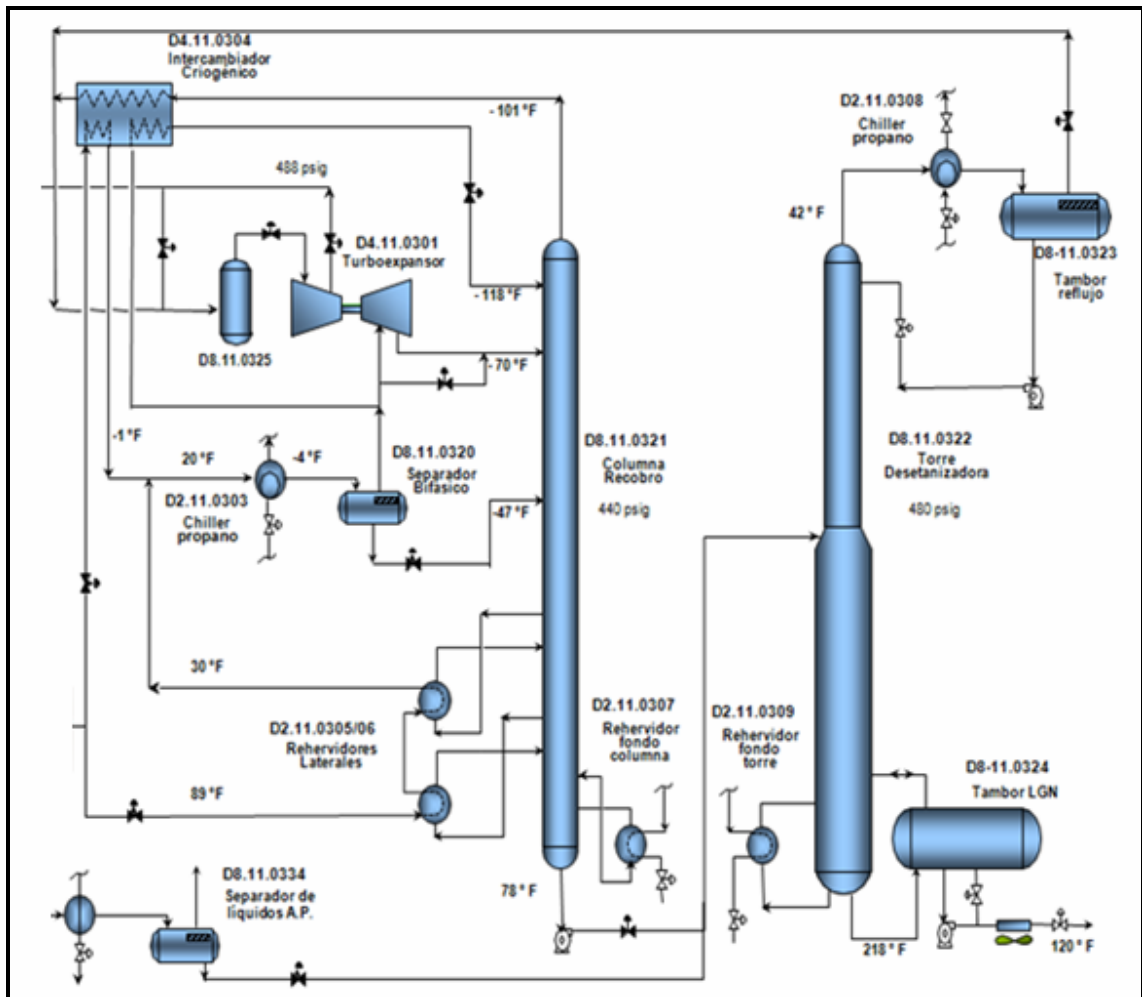


Figura 3.2. Diagrama de flujo de la de la tecnología de extracción de líquidos planteada por Fluor Daniels

Consideraciones planteadas para la realización de la simulación del proceso de extracción de la planta Santa Bárbara

- Para modelar el sistema de extracción de líquidos de la planta Santa Bárbara se escogió la ecuación de estado PENG ROBINSON
- Cada tren de proceso está diseñado para una carga de 400 MMPCED

La simulación del sistema de extracción de la planta de Santa Bárbara está basada en la tecnología planteada por la compañía Fluor Daniels y es necesario destacar que las condiciones planteadas en dicha simulación fueron las mismas usadas para la realización del modelo de simulación en el presente estudio.

3.4.3. Proceso cascada simple de ConocoPhillips

Un proceso de cascada clásica que consiste de tres ciclos de refrigeración. En cada ciclo, circula un fluido de refrigerante puro. El proceso utiliza tres refrigerante puros: propano, etileno y metano. El primer refrigerante es propano con un sistema de circuito cerrado de múltiples etapas (1, en la figura 3.3); ver gráfico A.4. El segundo es un sistema de circuito cerrado de etano o etileno que (2) consiste de dos o más etapas; ver gráfica A.2 y A.3. Una combinación de aluminio soldado y una central de intercambiadores básicos se usan para intercambiar calor. La alimentación pasa a través de cada una de las etapas de propano o etileno. El aire o vapor de agua elimina el calor del proceso y condensa propano, mientras que el propano remueve calor y condensa etileno. [6]

Los productos más pesados son eliminados después de una o más etapas de refrigeración de etileno (3). El fraccionamiento es altamente dependiente de la composición de alimentación y de los productos de recobro. Son utilizados diseños eficientes con una alta tasa de recuperación

de propano y etano. El resultado es una alimentación rica en metano la cual va a la refrigeración de metano.

La refrigeración de metano (4) es un sistema de circuito abierto o cerrado de múltiples etapas. Una corriente de recirculación de metano se utilizada para mejorar la carga de refrigeración y la eficiencia. El propano y etileno son usados para remover el calor del proceso. Con la configuración del circuito abierto, el gas combustible se extrae para impedir que los inertes vayan al sistema de refrigeración. Para alimentaciones con alto contenido de nitrógeno o helio, se integra un sistema de rechazo de inertes; este proceso se observa en la figura 3.3.

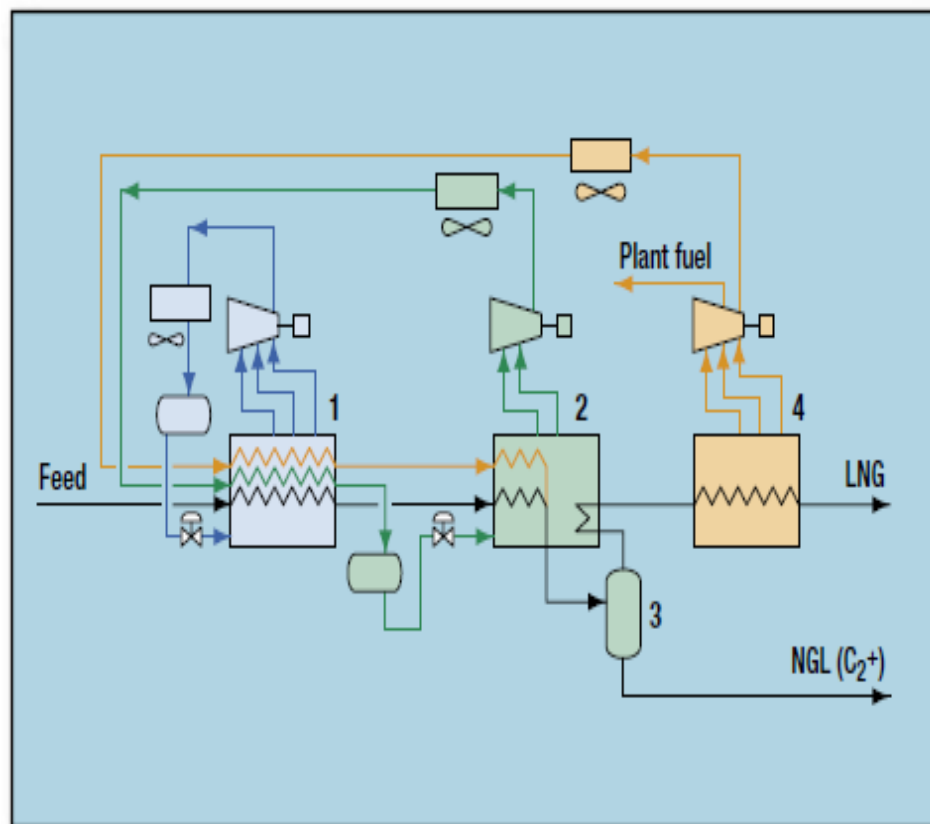


Figura 3.3. Diagrama de flujo del proceso de extracción de líquidos del gas natural de ConocoPhillips

El proceso de cascada optimizada permite el procesamiento de una mayor cantidad de gas y que cada ciclo puede ser operado separadamente, además de la existencia de un gradiente de temperatura mayor en el intercambiador de calor que reduce el área de transferencia de calor requerida y a su vez el tamaño de la planta. Sin embargo, este ciclo involucra ciertos aspectos que inciden directamente sobre el recobro de líquidos y que se describen a continuación: la tecnología de cascada en comparación con aquellas que usan mezcla de refrigerante resulta ser más complicada con un gran número de intercambiadores de calor requeridos. En este proceso la energía que se genera de cada una de las etapas de los diferentes circuitos cerrados de refrigeración es aprovechada y se integra al proceso para su utilización óptima, por lo que se puede suponer que el requerimiento de energía es bajo, sin embargo este proceso requiere un mayor consumo energético por parte del alto número de unidades compresoras interdependientes provistas en el proceso. En los ciclos de refrigeración se presenta la necesidad de almacenar en cada tren, grandes cantidades de refrigerantes líquidos y se deben compensar todas las pérdidas.

Consideraciones planteadas para la realización de la simulación del proceso de licuefacción de cascada simple de ConocoPhillips:

- El modelado del sistema de licuefacción se realizó utilizando la ecuación Peng Robinson
- El tren de proceso está diseñado para una carga de 200 MMPCED
- Para efectos de la simulación, para el segundo ciclo de refrigeración puede usarse el etano o etileno sin obtener diferencias apreciables
- Cada circuito de refrigeración consiste de compresores independientes, válvulas de expansión, condensadores y evaporadores.

- En el proceso se modela un ciclo de refrigeración abierto con una corriente predominante de metano como el agente refrigerante.

3.5 Realización de un estimado de costos para las dos nuevas tecnologías aplicadas

La estimación de costos que se realizó fue de clase V, ya que sólo se contó con una definición global del proyecto y de sus principales unidades de proceso, donde la información disponible se limitó esencialmente al tamaño o capacidad propuesta y ubicación geográfica.

Para estimar los costos generados a partir de la aplicación de las dos tecnologías para la extracción de líquidos del gas natural en la planta Santa Bárbara ubicada en el estado Monagas, se llevó a cabo una serie de pasos que permitieron dar cumplimiento con este objetivo.

En primer lugar se estimaron los costos de las tecnologías al precio actual, mediante el uso de índices económicos (tabla 3.2). [6]

Tabla 3.2. Promedio anual de los índices de costos ^[6]

Años	Índices de costos de Planta Chemical Engineering
1994	368
1995	381
1996	382
1997	387
1998	390
1999	391
2000	394
2001	395
2002	395
2003	390
2004	402
2009	413

En la tabla 3.3 se muestra la capacidad de producción para las tecnologías en estudio.

Tabla 3.3. Capacidad de producción

Tecnología	Capacidad de Proceso	
	(MMPCD)	(MMTMA)
Santa Bárbara	400	2,4
ConocoPhillips	200	1,2
PRICO	180	1,08

Una vez ubicados los índices de costos se procedió a aplicar la ecuación que relaciona costo con capital, la cual viene dada por el producto del costo conocido de una planta similar y el cociente entre la capacidad de

la planta propuesta y la planta conocida; con la finalidad de obtener el costo actual de las tecnologías propuestas.

$$Cb = Ca \times \left(\frac{Cb!}{Ca!}\right)^n \times \frac{\text{índice actual}}{\text{índice original}} \quad (\text{Ec. 3.1})$$

Donde:

Cb: costo de capacidad propuesta

Ca: costo conocido

Cb!: capacidad propuesta

Ca!: capacidad conocida

n: exponente que varía entre (0,6-0,8) para cada tipo de planta. Para el caso en estudio se utilizó 0,7, el cual es el establecido para las plantas de extracción.

El costo de inversión de la planta Santa Bárbara para un tren de 400 MMPCD en el año 2004 fue de 164 MM\$, según un estudio de técnico-económico realizado y que se tomó como base para estimar los costos.

Entonces, para Santa Bárbara, el costo de inversión se calculó de la siguiente manera:

$$Cb = 164.000.000 \times \left(\frac{400}{400!}\right)^n \times \frac{413}{402} = 168.487.562,2 \$$$

De igual forma se procedió con los procesos PRICO y ConocoPhillips.

Para determinar los costos por consumo energético de las tecnologías en estudio, sólo se tomaron en cuenta los requerimientos de energía de los compresores, los cuales representan el mayor porcentaje de las pérdidas totales en el proceso (1.500 \$/HP).

CAPÍTULO IV

DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 Descripción del funcionamiento de una planta de extracción de líquidos del gas natural

El esquema utilizado para la descripción del proceso de extracción de líquidos que se lleva a cabo en la planta Santa Bárbara se puede observar en el apéndice A.1 y se desarrolla a continuación:

- Deshidratación con glicol
- Deshidratación con tamices moleculares
- Enfriamiento y expansión:
 - Intercambiador criogénico
 - Refrigeración mecánica
 - Expansión mediante turbo-expansores
 - Expansión mediante válvula Joule Thompson

4.1.1 Deshidratación con glicol

El proceso de deshidratación del gas con glicol es el primer tratamiento al cual el gas es sometido. El glicol utilizado en la planta de extracción Santa Bárbara es el trietilenglicol (TEG), el cual es un líquido claro higroscópico, prácticamente inodoro e incoloro. Se utiliza como agente deshidratador del gas natural, solvente para la industria del papel, textil y tintas. Éste ha sido usado (desde 1950) primordialmente por su alto punto de ebullición, ya que proporciona una mejor separación sin que el glicol sufra descomposición

térmica. En la evaluación de los procesos con TEG se debe establecer en primer lugar la concentración mínima de TEG requerida para alcanzar las especificaciones del punto de rocío del gas de salida en el contactor. El punto de rocío real depende del caudal de circulación de TEG y el número de etapas de equilibrio en el absorbedor. En la tabla 4.1 se presentan algunas propiedades físico-químicas del Trietilenglicol.

Tabla 4.1. Propiedades físico-químicas del trietilenglicol (TEG)

Propiedades	Valores
Fórmula	HO(C ₂ H ₄ O) ₃ H
Peso molecular	150,2
Punto de ebullición a 760 mmHg, °F	545,9
Punto de ebullición a 760 mmHg, °C	285,5
Presión de vapor a 77°F (25°C), mmHg	<0,01
Densidad a 77°F (25°C), Kg/l	1,119
Densidad a 140°F (60°C), Kg/l	1,092
Libras por galón a 77°F	9,34
Punto de fluencia, °F	-73
Viscosidad absoluta en centipoise a 77°F (25°C)	37,3
Viscosidad absoluta en centipoise a 140°F (60°C)	9,6
Tensión superficial a 77°C, dinas/cm	45
Índice de refracción a 77°F	1,454
Calor específico a 77°F, BTU/lb°F	0,53
Punto de flash, °F	320

El proceso de deshidratación con glicol consiste en hacer pasar el gas a través de un separador bifásico en el cual se separa los hidrocarburos condensados de la mezcla gaseosa. Luego, la mezcla gaseosa pasa a la torre contactora, la cual está provista de ocho platos de campana de

burbujeo, con una caída de presión por plato de 0,1 psi; además consta de un rociador el cual se encarga de esparcir el glicol de tal manera que haya mayor contacto gas-glicol y un analizador de humedad el cual verifica que el gas a la salida de la torre tenga una humedad en un rango que puede variar de 4 a 6 libras de agua por MMPCE de gas.

Una vez terminado el proceso de absorción, el gas ya deshidratado sale por el tope de la torre y pasa al siguiente proceso de deshidratación que se lleva a cabo con tamices moleculares. El glicol rico en agua y con pequeñas fracciones de hidrocarburos condensados (impurezas) sale por el fondo de la torre y pasa a un sistema de regeneración, en el cual se le retiran dichas impurezas, quedando el glicol con un 98% de concentración, para pasar nuevamente a la torre contactora y ponerse en contacto con la mezcla gaseosa.

El proceso de regeneración de glicol es un proceso continuo, el cual se presenta en un esquema en la figura 4.1. El mismo consta de varios equipos importantes que se mencionan y describen a continuación para el mejor entendimiento del proceso:

- Desafaltenizador
- Rehervidor de glicol
- Intercambiadores de glicol
- Flash Tank de glicol
- Acumulador de glicol
- Enfriador de glicol
- Filtros de cartucho o partículas (sock)
- Filtros de carbón activado
- Bombas de circulación de glicol

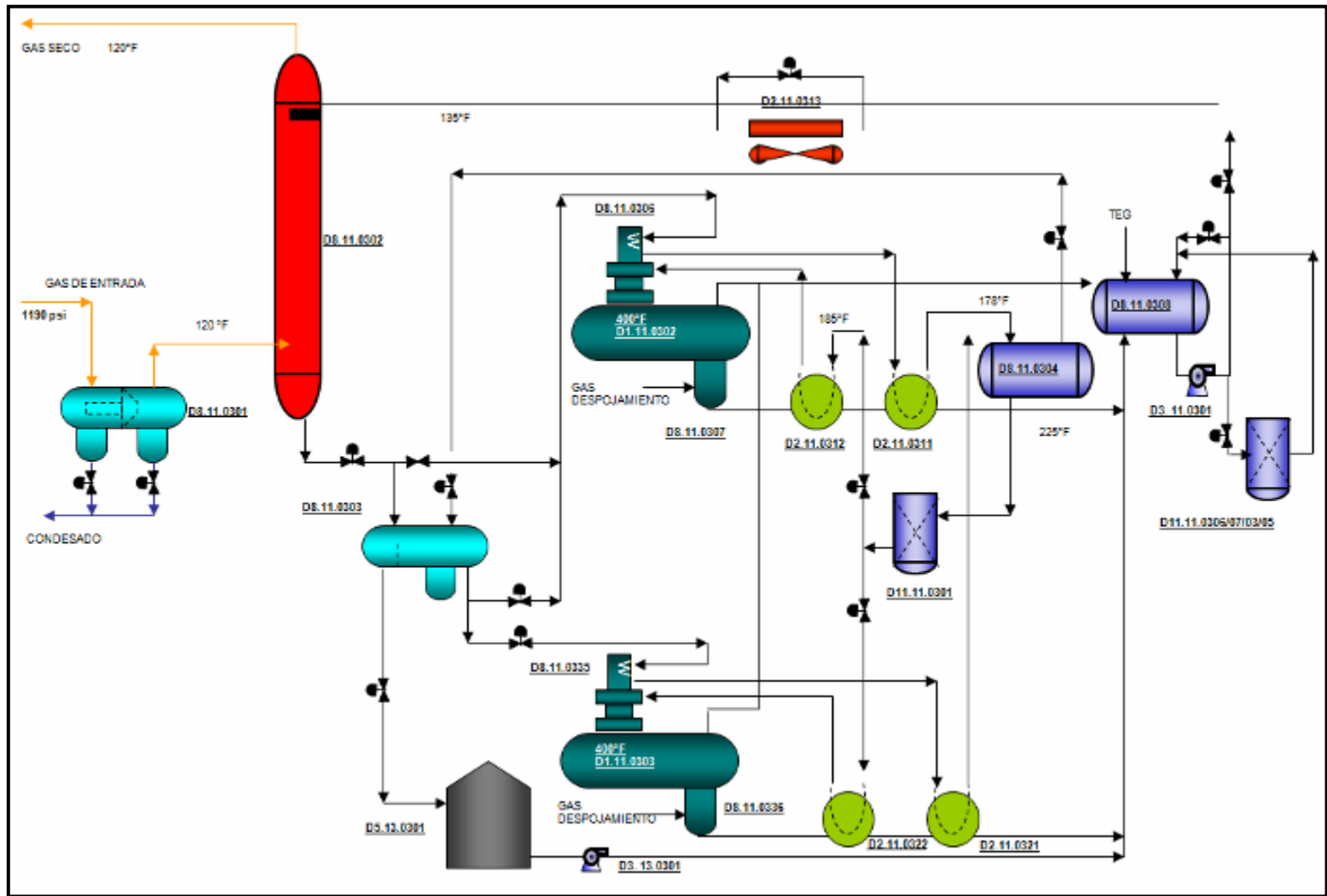


Figura 4.1. Proceso de deshidratación con glicol en la planta de extracción Santa Bárbara

Desafaltenizador

Es un separador trifásico. Su función es separar el glicol del asfalteno y de otras impurezas que pudo haber arrastrado el glicol en la deshidratación (hidrocarburos condensados). Es el primer equipo donde comienza a regenerarse el glicol. Como se muestra en la figura 4.2, el desafaltenizador de la planta de extracción de líquidos Santa Bárbara se encuentra de forma inclinada, esto se debe a que la separación se lleva a cabo por diferencia de densidad, es decir el glicol como es menos denso que el asfalteno es el que por reboce pasa al extremo más alto del equipo y de allí al rehervidor de glicol, favoreciendo este grado de inclinación la separación de las fases. Este equipo debe trabajar a 80 psi para permitir que el glicol fluya hacia el rehervidor. La razón de utilizar este equipo dentro de una planta se debe al tipo de alimentación que llegue a la misma; en este caso el gas de entrada trae consigo gran contenido de asfaltenos, los cuales deben ser removidos para evitar problemas operacionales en los dispositivos aguas abajo del proceso.



Figura 4.2. Desafaltenizador en el proceso de regeneración del glicol

Rehervidor de glicol

La concentración de glicol es controlada en el rehervidor. El rehervidor supe el calentamiento necesario para regenerar el glicol rico (eliminar agua). La separación es relativamente sencilla, en vista de la diferencia en los puntos de ebullición entre el agua y el glicol, ya que por ejemplo, el TEG comienza su descomposición por arriba de los 404°F. A esta temperatura, la concentración de glicol es de aproximadamente 98,5%. Una concentración más alta puede ser obtenida elevando la temperatura en este equipo, pero esto también causaría la descomposición química del glicol. Por lo tanto, si se requiere una concentración por encima del 98,5% para retirar la cantidad necesaria de humedad del gas, algún otro método diferente al cambio de

temperatura en el rehervidor debe ser usado. Este equipo debe considerar un flujo de calor lo suficientemente alto para asegurar la evaporación, pero se recomienda no sobrepasar el valor de 7.000 BTU/pie²xh; un valor más elevado puede producir puntos de concentración de calor, que lleven al deterioro del tubo de fuego. En la figura 4.3 se muestra el rehervidor de glicol.



Figura 4.3 Rehervidor de Glicol

Intercambiadores de glicol

El glicol pobre abandona al rehervidor a una temperatura de aproximadamente 390°F (200°C). Debe ser enfriado antes de su entrada en la torre contactora para absorber la máxima cantidad de humedad del gas; el enfriamiento es logrado en dos etapas. La primera etapa es el intercambiador glicol-pobre/glicol-rico, donde aproximadamente el 65% del calor contenido en la solución pobre caliente es transferido a la solución rica que entra en el rehervidor. La temperatura a la cual sale el glicol pobre en este

intercambiador es aproximadamente 212°F (100°C). Este intercambiador es importante en el funcionamiento eficiente de la planta. Las transferencias de calor a la solución rica en el intercambiador reducen la cantidad de calor requerido en el rehervidor. Si el intercambiador no estuviera presente, el calor en el rehervidor y el gas de combustible serían dos veces mayor. La segunda etapa de enfriamiento se lleva a cabo en los enfriadores por aire. En la figura 4.4 se muestra los intercambiadores de glicol.



Figura 4.4. Intercambiadores laterales

Flash tank de glicol

El tanque de expansión o flash tank de glicol es un separador trifásico con tiempo de residencia de 5 a 40 minutos, diseñado para retener los hidrocarburos líquidos que pueda arrastrar el glicol evitando así que lleguen a la torre contactora. Las posibles emulsiones hidrocarburos/glicol se rompen mediante el incremento de temperatura obtenida en un serpentín. La caída de presión en el tanque de expansión produce la vaporización de los hidrocarburos más livianos (gases) disueltos en la solución, los cuales salen por tope, mientras que los más pesados son separados por vertederos internos saliendo por el drenaje de hidrocarburos. A menores presiones y mayores temperaturas se mejora la separación de los compuestos orgánicos volátiles COV (hasta 98%). Para mejorar la separación de gases disueltos y COV en emulsiones de hidrocarburos/glicol, se debe operar este equipo entre 100–160°F y 50–75 psig. Los compuestos más pesados como el BTEX (benceno, tolueno, etilbenceno y xileno) permanecen en el glicol (< 5%). En la figura 4.5 se observa el flash tank de glicol ubicado dentro de la planta Santa Bárbara.



Figura 4.5. Flash tank de glicol

Acumulador de glicol

El tanque acumulador proporciona almacenaje para el glicol de modo que éste no sea añadido continuamente para compensar pérdidas. El tanque acumulador, por lo general, es colocado para sostener un suministro de un mes de glicol. El tanque acumulador funciona a la presión atmosférica y es un recipiente que no es hecho a especificaciones rígidas de presión. El glicol pobre en el tanque está, por lo general, a una temperatura por encima de 200°F (93°C), entonces es aislado para la protección del personal. Este recipiente contiene un medidor para indicar el nivel de glicol en él. El glicol fresco es añadido al sistema cuando el nivel cae. En la figura 4.6 se observa un acumulador de glicol.



Figura 4.6. Acumulador de glicol

Enfriador de glicol (segunda etapa de enfriamiento)

Este equipo se utiliza para bajar aún más la temperatura del glicol antes de entrar a la torre contactora. En este punto el glicol viene a una temperatura aproximada de 212°F y una vez que pasa por este enfriador la temperatura desciende a 135°F. Este equipo funciona absorbiendo aire del ambiente el cual se pone en contacto con el glicol que va a la torre contactora, ver figura 4.7.



Figura 4.7. Equipo de enfriamiento por aire

Filtro de cartucho o de partícula

Estos filtros mantienen los sólidos en suspensión contenidos en el glicol por debajo de 0,01% (p/p), para minimizar desgaste en las bombas, taponamiento de los intercambiadores, sucio en las bandejas y empaques, deposición de sólidos en los tubos de fuego y formación de espuma. Se diseñan para remover partículas de 5 o más micrones. En la figura 4.8 se muestra el filtro de cartucho presente en el proceso de regeneración del glicol.



Figura 4.8. Filtro de cartucho presente en el proceso de regeneración del glicol

Filtros de carbón activado

El filtro de carbón activado es utilizado para remover impurezas orgánicas disueltas en el glicol, tales como surfactantes, químicos de pozo, lubricantes de compresores y productos de la degradación del glicol. Un tiempo de residencia de 15–20 minutos es lo recomendado para retener las impurezas sólidas o líquidas que pueda contener el glicol. En la figura 4.9 se muestra un filtro de carbón activado.



Figura 4.9. Filtro de carbón activado

Bomba de circulación de glicol

El requerimiento necesario de la bomba de glicol puede ser fácilmente determinado usando la tasa de circulación de glicol y la presión de operación máxima del contactor. El tipo de bomba de glicol más usada en los deshidratadores de campo son las bombas de motor de glicol, el cual utiliza glicol rico que viene del fondo del contactor y la bomba de glicol pobre en el tope del contactor. En la figura 4.10 se muestra una bomba de circulación de glicol.

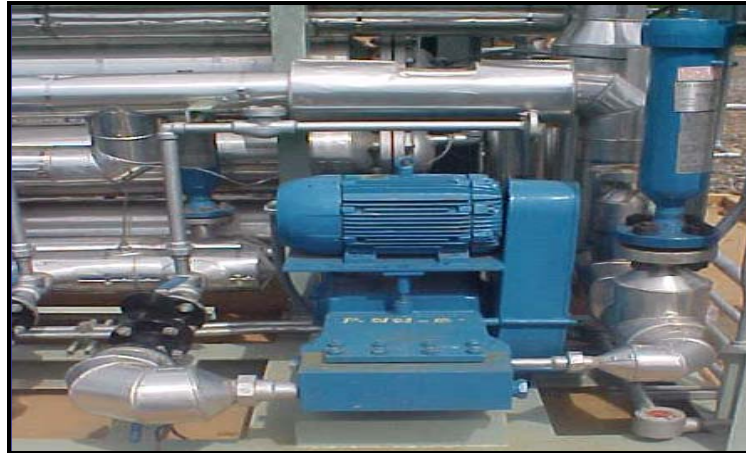


Figura 4.10. Bomba utilizada para la circulación del glicol

4.1.2. Deshidratación con tamices moleculares

La deshidratación con tamices moleculares es un proceso continuo de adsorción de agua en lechos de mallas moleculares, que lleva al gas natural desde 4-6 lb/MMPCN de humedad hasta 0,01 ppm. Inicialmente, el gas proveniente de la torre contactora (400 MMPCED) es conducido hacia dos depuradores horizontales (200 MMPCED cada uno), cuya función es separar la mezcla gaseosa del condensado que pudo formarse en el proceso. Luego, la salida de ambos depuradores se mezcla y pasan hacia los lechos por el tope de los mismos. El proceso consta de tres lechos; mientras uno está en regeneración los restantes están en operación (adsorción). Una vez deshidratado, el gas sale por el fondo de los lechos y se envía a filtros, los cuales deben ser revisados continuamente, ya que su buen funcionamiento impide el paso de polvillo a equipos fundamentales como el intercambiador criogénico (caja fría) y el turbo-expansor.

El proceso de regeneración de los lechos, consiste en inyectar por el fondo de los mismos, un gas de regeneración seco y a alta temperatura

(400°F o más). Cuando dicho gas sale del lecho es enviado a un proceso de enfriamiento para luego pasar a un depurador en donde se le extrae la humedad; por el tope sale gas húmedo y por el fondo sale agua libre.

A la salida de cada lecho se encuentra un analizador de humedad, en donde se controla el punto de rocío de cada lecho. Además, el proceso cuenta con un analizador de humedad global, a través del cual se mide el punto de rocío de la mezcla gaseosa que sale de todos los lechos. En la figura 4.11 se muestra el proceso de deshidratación a través de tamices moleculares.

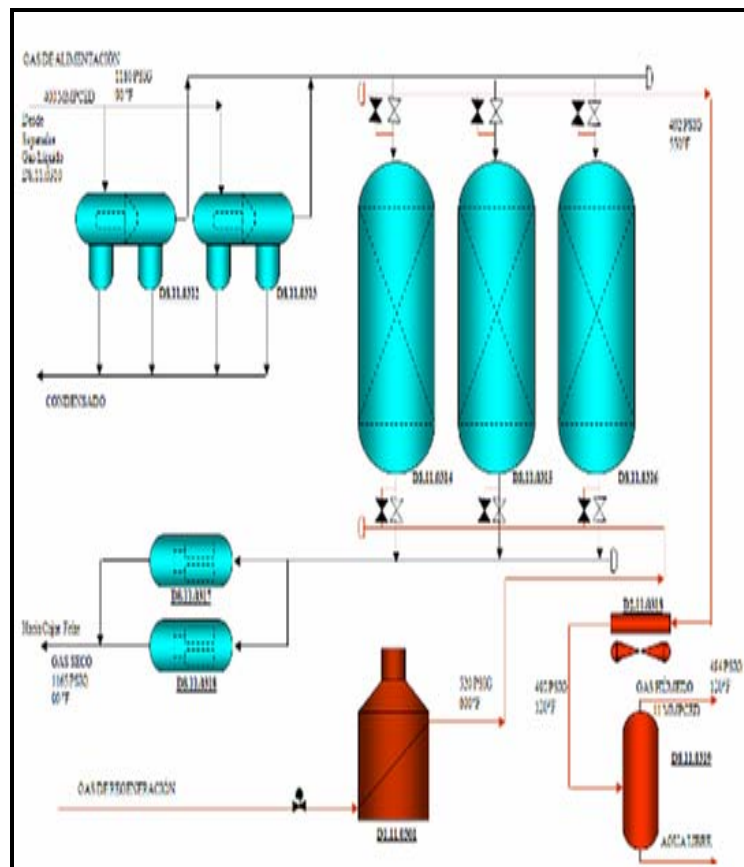


Figura 4.11. Proceso de deshidratación a través de tamices moleculares

4.1.3. Enfriamiento y expansión del gas

Las etapas de enfriamiento y expansión del gas son la que controlan el punto de rocío de los hidrocarburos condensables que se encuentran presente en el mismo. Ambas se basan en la acción de disminuir drásticamente la temperatura del gas pero de formas diferentes con la finalidad de obtener la máxima cantidad de líquidos del gas natural (LGN).

A continuación se describe los procesos de enfriamiento que se llevan a cabo en la planta de extracción de líquido Santa Bárbara.

4.1.3.1. Intercambiador criogénico

El intercambiador criogénico también conocido como caja fría es una forma de enfriamiento muy eficiente por donde pasa el gas una vez que sale de los tamices moleculares. A diferencia de los intercambiadores de calor, comúnmente conocidos de tubo y coraza, éste tiene la particularidad de que su interior está constituido por láminas muy delgadas de aluminio lo cual permite un mayor contacto entre los fluidos, una mayor transferencia de energía y por ende mayor caída de temperatura.

La figura 4.12 muestra el proceso de operación que maneja el intercambiador criogénico de la planta de extracción de líquidos Santa Bárbara. Como se puede observar consta de tres alimentaciones las cuales al pasar por el interior de la caja fría salen a una temperatura menor.

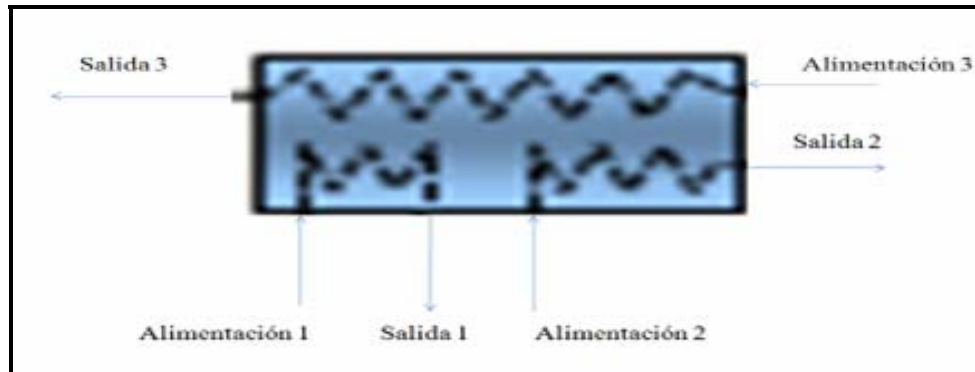


Figura 4.12. Esquema de operación del intercambiador criogénico

La corriente que sale de los tamices moleculares se divide en dos. Una de las divisiones constituye la alimentación 1, la cual entra a una temperatura de 90°F y sale a una temperatura de -1°F. La otra corriente es desviada a los intercambiadores laterales de la columna de recobro, y luego pasan por una serie de procesos (que serán mencionados posteriormente) antes de entrar al intercambiador como la alimentación 2; dicha corriente sale a una temperatura de -118°F y entra a la torre de recobro. La alimentación 3 es el gas que sale por el tope de la torre de recobro a una temperatura de -101°F, este gas es el que recibe la energía de la alimentación 1 y 2, y el incremento de temperatura que adquiere una vez que pasa por el intercambiador lo necesita ya que éste debe ser reenviado a la planta compresora.

4.1.3.2. Intercambiador con propano

El intercambiador con propano al igual que la caja fría se encuentra justo después de la deshidratación con los tamices moleculares y antes de que el gas entre a la torre de recobro; su función es recibir la energía que trae el gas para que de esta manera se inicie la extracción de líquidos del gas natural. A continuación se presenta el esquema operativo del

intercambiador con propano que se lleva a cabo en la planta de extracción de líquido Santa Bárbara y se muestra en la figura 4.13.

El proceso del sistema de refrigeración mecánica con propano, se inicia a la salida del tambor acumulador D8.11.1002. En este tambor se recogen y estabilizan los líquidos provenientes de los condensadores de propano (D2.11.1001), el cual opera a 229 psig y 118°F, con una capacidad de almacenamiento de 750 barriles. El propano líquido proveniente del acumulador pasa por dos válvulas de expansión, la primera LV.11.03131, la cual reduce la presión y la temperatura desde 229 psig y 118°F hasta 127 psig y 77°F para enfriar el gas desde 120 hasta 90°F (primera etapa de enfriamiento) en el intercambiador de alta presión gas/propano D2.11.0301 (chiller). Por la segunda válvula de expansión LV.11.1029, pasa una corriente de líquido proveniente también del tambor acumulador para producir una corriente bifásica a 126 psig y 78°F, la cual pasa al tambor separador (D8.11.1003), donde se separan los vapores generados en el intercambiador (D2.11.0301) y los generados por la misma válvula, para ser alimentados a la tercera etapa de succión de los compresores de propano (D4.11.1001/1002).

La corriente de líquidos provenientes del tambor separador (D8.11.1003) se divide en dos, una de las cuales es expandida en la válvula LV.11.1001 desde 126 psig y 78°F hasta 40 psig y 21°F, formando una corriente bifásica que será separada en el tambor D8.11.1004; la otra corriente es alimentada al condensador parcial D2.11.0308 (chiller), previa expansión en la válvula LV.11.3106 desde 126 psig y 78°F hasta 40 psig y 21°F para enfriar la corriente de tope de la torre desmetanizadora desde 42 hasta 32°F.

El propano evaporado en el condensador D2.11.0308, es separado en el tambor D8.11.2004 junto con los vapores generados por la expansión de la válvula LV.11.1001, para ser alimentados a la segunda etapa de succión de los compresores. Los líquidos del tambor D8.11.1004 son enviados al evaporador (D.11.0303), el cual proporciona la segunda etapa de enfriamiento en el gas de proceso. Estos líquidos antes de pasar por el chiller son expandidos en la válvula LV.11.3107, desde 40 psig y 21°F hasta 14 psig y -10°F para enfriar el gas desde 20 hasta -4°F, los vapores formados entran al tambor D8.11.1001, para constituirse en la succión de la primera etapa de los compresores.

Los compresores centrífugos (D4.11.1001/1002) de tres etapas de compresión accionadas cada uno de ellos por una turbina de gas de 5.000 hp comprimen los vapores provenientes de cada tambor separador hasta una temperatura y presión de 153°F y 236 psig. Los vapores comprimidos son enfriados hasta 229 psig y 118°F en el condensador de propano (D2.11.1001), el cual está constituido por 40 ventiladores (tiro forzado) de aire; los líquidos generados en el condensador son almacenados en el acumulador, cerrando así el ciclo de refrigeración de tres etapas de compresión de la planta de extracción Santa Bárbara.

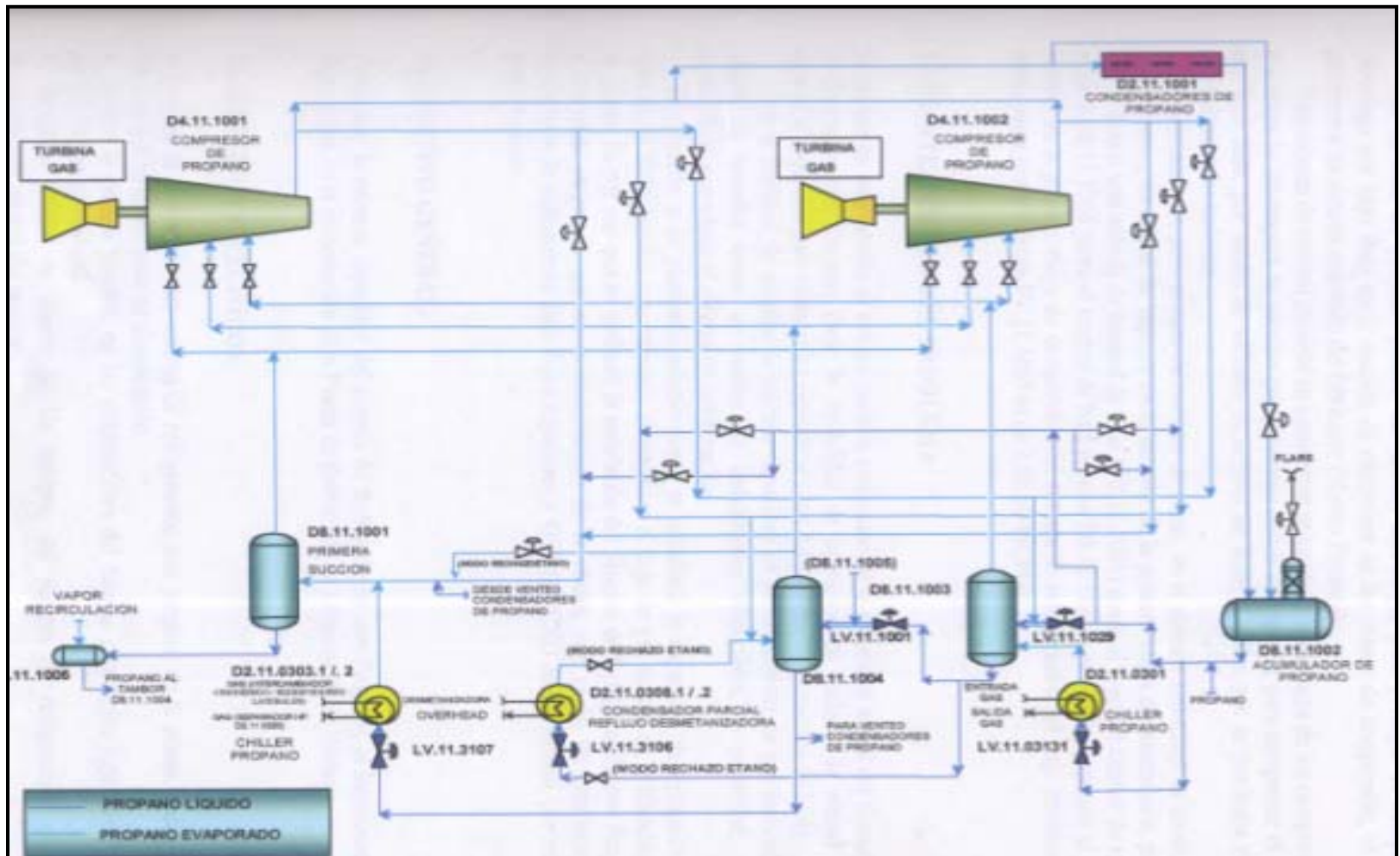


Figura 4.13. Proceso del sistema de refrigeración mecánica con propano (modo rechazo de etano)

4.1.3.3. Expansión

El proceso de expansión en la planta de extracción de líquidos Santa Bárbara se lleva a cabo mediante los siguientes equipos:

Turbo-expansor

La corriente que sale del chiller de propano (segunda etapa de enfriamiento del gas de proceso) a -4°F pasa a un separador bifásico, donde por el fondo salen los líquidos que son enviados hacia el quinto plato de la columna de recobro y por el tope sale la mezcla gaseosa que no ha condensado, la cual requiere de una expansión mayor que se obtiene mediante un turbo-expansor. Un proceso de expansión se conoce como aquel en el cual un fluido pasa de mayor a menor presión. Esta disminución de presión, trae asociado una disminución de la temperatura con el propósito de condensar una mayor cantidad de componentes. En este equipo la presión cae bruscamente y el gas se enfría sensiblemente alcanzando bajas temperaturas, con la consecuente obtención de líquidos del gas natural.

Válvulas Joule Thompson (J.T)

En el proceso de extracción de líquidos de la planta Santa Bárbara, las válvulas Joule Thompson se encuentran a la salida de los equipos que rigen los procesos de enfriamiento y expansión (turbo-expansión). Su objetivo dentro del proceso radica en que a través de ella se puede lograr que la mezcla de líquidos condensados alcance la presión que necesitan para entrar a la columna de recobro (400 psig); además se logra la licuefacción de los componentes que no lo han hecho hasta este punto. Las válvulas J.T son dispositivos auxiliares, donde ocurre el proceso de expansión de manera

isoentálpica. La disminución de la presión y la temperatura lograda en las válvulas J.T es menor a la de los turbo-expansores, por lo tanto, la recuperación de LGN es menor.

4.1.4. Sistema de estabilización de condensado y desetanización

La columna de recobro de condensado (D8.11.0321) separa aproximadamente el 92% de propano de la corriente de alimentación. La relación metano/etano (C_1/C_2) se controla en 0,12 mediante el calentamiento (en los rehervidores) del fondo de la columna a 78°F, lográndose en el tope - 101°F. La corriente de tope de la columna constituye el fluido frío para el intercambio de calor en el intercambiador criogénico. Además, se mantiene en el tope un mínimo de 20°F por encima de la temperatura de congelamiento del CO₂.

El gas que sale de la columna de recobro a -101°F gana calor en el intercambiador criogénico saliendo a 54°F. Esta corriente se mezcla con el gas que proviene del tope de la columna desetanizadora y alimentan a la etapa de compresión del gas.

El líquido de fondo de la columna de recobro entra a la columna desetanizadora (D8.11.0322), la cual lleva a especificación de calidad el LGN, controlando en el fondo la relación etano/propano (C_2/C_3) en 0,02 (2% máximo de etano) como valor permitido en la planta de fraccionamiento Jose. La desetanizadora opera a 440 psig en el tope y 445 psig en el fondo, para el modo de rechazo de etano. El reflujo de la torre se garantiza por un condensador parcial que utiliza propano de baja presión como medio de enfriamiento. El producto de fondo es calentado por dos rehervidores de aceite para así mantener la relación C_2/C_3 del producto en especificación.

Los líquidos obtenidos por el fondo de la columna desetanizadora son bombeados a una etapa de enfriamiento con ventiladores por aire hasta alcanzar los 120°F para ser enviados a fraccionamiento. Las condiciones de operación de los equipos presentes en esta etapa se especifican en la tabla 4.2.

Tabla 4.2. Especificaciones de los equipos que conforman el sistema de estabilización de condensado en la planta Santa Bárbara

Equipos		Parámetros
Estabilizador de condensado	D8.11.0321	P= 450 psig T= 150°F
Bomba fondo estabilizadora	D3.11.0310	$\Delta P = 83$ psi
Rehervidor de aceite caliente fondo estabilizadora	D2.11.0307	T= 77°F
Desetanizadora	D8.11.0322	P= 445 psig T= 150°F
Condensador reflujo desetanizadora	D2.11.0308	P= 435 psig T= 32°F
Bomba tope desetanizadora	D3.11.-0312	$\Delta P = 63$ psi
Rehervidor de aceite caliente fondo desetanizadora	D8.11.0324	T= 218°F
Bomba fondo desetanizadora	D8.11.0324	$\Delta P = 0$ psi
Ventiladores	D3.11.0310	P= 1.170 psig T= 120°F

4.1.5. Manejo y disposición del gas a venta

La corriente del gas residual (metano) pasa por el compresor asociado al expansor donde se comprime hasta 484 psig (D4.11.0302/0303). Se toma una cantidad de este gas para cumplir con los requerimientos de la planta en gas combustible y otra para ser usado como gas de regeneración de los tamices moleculares. Luego de la regeneración, el gas húmedo a 120°F se mezcla con el flujo principal para su compresión final.

El flujo total de gas metano es comprimido por dos compresores de una sola etapa hasta 1.200 psig. Luego, es enfriado por unos ventiladores (D2.11.0319) hasta 120°F para seguir a la tubería de gas a la venta.

4.2. Establecimiento de las variables que se manipulan y controlan en una planta de extracción de líquidos del gas natural (LGN)

Los procesos de enfriamiento y expansión dentro de una planta de extracción de líquidos del gas natural tienen como finalidad lograr la mayor condensación de los hidrocarburos líquidos presentes en el gas de proceso; las variables a ser manipuladas y controladas en dichos procesos están relacionadas entre sí y se describen a continuación.

Presencia de agua

En estos procesos la presencia de agua debe ser cero o por lo menos debe estar en pequeñas cantidades expresadas en partes por millón (ppm), ya que la misma ocasionaría problemas operacionales muy graves: el agua que satura la corriente de gas a su llegada a la planta de extracción puede congelarse provocando obstrucciones en varias partes de la misma, además,

las bajas temperaturas favorecen la formación de hidratos al aumentar la condensación de vapor de agua (los hidratos se destruyen a presión atmosférica, pero en las plantas de licuefacción la presión ha de mantenerse elevada hasta el final del proceso). En la planta de extracción Santa Bárbara la cantidad de agua permitida o manejable en estos procesos es de 0,01 ppm; si este valor asciende es un indicador de que la deshidratación o control de punto de rocío de agua no se está llevando efectivamente y por ende es un indicador de que la deshidratación o control de punto de rocío de agua no se está llevando a cabo efectivamente y su vez afectará el proceso de extracción se verá seriamente afectado.

Riqueza del gas o galones de gas condensable por cada 1.000 PCE (GPM)

Esta variable tiene una gran influencia sobre la producción de LGN, el GPM representa la riqueza del gas o los galones condensables que se encuentran en 1.000 PCE del mismo. Las plantas de extracción están diseñadas para obtener la máxima cantidad de líquidos del gas natural que las alimenta, por lo que al aumentar la riqueza del gas que es suministrado a la planta, estarían ingresando una mayor cantidad de líquidos condensables que pueden ser extraídos incrementándose así la producción. Por el contrario, si la mezcla gaseosa que es procesada tiene un GPM bajo la cuota de producción de líquidos extraídos disminuiría. La planta de extracción de Santa Bárbara fue diseñada para manejar una mezcla de gas con un GPM de 3,08. El valor del GPM del gas depende de los pozos productores que alimenten a la planta compresora que a su vez alimenta a la planta de extracción de Santa Bárbara.

Contenido de impurezas presente en el gas

Debido a las temperaturas extremadamente bajas propias de la producción del LGN, el gas de gasoductos típico debe someterse a un proceso extensivo de limpieza antes de la licuación. La eliminación de impurezas en una planta de LGN se realiza con el propósito de abordar tres problemas potenciales. En primer lugar, los contaminantes como el agua (H₂O) y el dióxido de carbono (CO₂), son eliminados con métodos agresivos para evitar el congelamiento durante la licuefacción, ya que dicho congelamiento podría provocar el taponamiento de las líneas y otros equipos. En segundo lugar, el nitrógeno (N₂) puede constituir una causa potencial de la estratificación en los tanques de LGN, y habitualmente su concentración se reduce a menos de 1% mol. Por último, el mercurio es eliminado hasta alcanzar un nivel inferior a 0,01 µg/m³. Los niveles de mercurio más elevados corroen el aluminio de los intercambiadores de calor de la licuefacción y finalmente causan falla; ver tabla 4.3.

Tabla 4.3. Límites para sustancias perjudiciales en la licuefacción

[7]

Sustancia	Límite
S total (H ₂ S, CO ₂ y mercaptanos)	10 a 40 mg/Nm ³
H ₂ S	3 ppm
CO ₂	50 ppm
H ₂ O	0,1 ppm
Hg	0,001 ppm
Hidrocarburos aromáticos	5 ppm

Flujo de gas que entra a la planta

Si el flujo que se maneja en la planta se encuentra por encima del flujo de diseño del expansor trae como consecuencia el desvío de gas por la válvula J.T permitiendo así procesar el exceso de flujo de gas, originando ello un calentamiento de los flujos de entrada a la torre (columna de recobro) y en el perfil de temperatura de la torre desetanizadora causando disminución en el recobro, pero permitiendo procesar mayor cantidad de gas para obtener mayor producción de líquidos. Esto concuerda con la teoría ya que se conoce que la expansión isoentálpica que ocurre en la válvula J.T de baja presión es menos eficiente que la expansión isentrópica que ocurre en el expansor originando un impacto en las temperaturas de los fluidos que circulan a través de los mismos. La planta de extracción de Santa Bárbara fue diseñada para procesar 800 MMPCED con una eficiencia de 92%.

Para valores altos del flujo de alimentación a la planta de extracción, independiente de la presión que posea el gas a la entrada, se incrementan los flujos de alimentación a la torre desetanizadora y con ello el equilibrio líquido-vapor, afectando de manera directa la transferencia de masa y calor (gradientes internos de composición y temperatura) en cada etapa de separación en la torre. Al aumentar la riqueza del gas puede notarse que la relación C_2/C_3 en el fondo de la torre tiende a disminuir ya que se incrementa la cantidad de componentes pesados (C_{3+}) en el gas afectando la cantidad de condensados que entran a la torre desetanizadora y por ende la calidad del producto de LGN que sale en el fondo de la misma.

Presión del gas a la entrada de la planta

Con respecto a la presión del gas a la entrada sobre la producción de LGN, se puede decir, que valores altos de presión generan una mayor recuperación de líquidos, ya que la caída de presión en el turbo-expansor aumenta lo que conlleva a un incremento en la condensación de líquidos afectando positivamente a todos los componentes aguas abajo del turbo-expansor e incluso al compresor acoplado al mismo. La planta de extracción Santa Bárbara tiene una presión óptima de succión de 1.200 psi. Por lo general, la presión de operación que se maneja en la planta es inferior al valor de diseño provocando de esta manera disminución en los procesos de deshidratación, así como también, en los procesos de extracción de líquidos del gas natural (LGN).

Asimismo a mayor presión del gas a la entrada de la planta aumenta la relación C_2/C_3 en la torre desetanizadora ya que se condensa mayor cantidad de componentes aguas abajo del expansor, lo cual origina variaciones en la relación líquido-vapor de los flujos de alimentación a la torre ya que se incrementa el nivel de líquidos en los separadores de entrada y salida del expansor y sumado a ello la relación C_2/C_3 tiende a incrementarse, ya que por lo general al aumentar la presión del gas de entrada a la planta también lo hace la presión de la torre, siempre que se manejen altos flujos por la planta, lo que origina variaciones en las propiedades físicas de los componentes, haciéndose necesario agregar más carga energética en el fondo de la torre para poder lograr una separación eficiente de los componentes y mantener la calidad del LGN que es transportado hasta la planta de fraccionamiento de Jose.

Relación de compresión en el chiller de propano

El chiller de propano es el equipo usado en la Planta de Santa Bárbara para refrigerar las secciones que lo ameriten, este dispositivo está dentro del proceso de refrigeración mecánica. El propano una vez que intercambia calor con el gas de proceso pasa a un acumulador de succión, donde el propano que aun se encuentre en estado líquido queda allí retenido y el vapor producido va al compresor donde adquiere la presión adecuada para ser condensado posteriormente; debe controlarse la relación de compresión por dos razones principales: en primer lugar el gas a la salida del compresor debe estar en especificación, si se encuentra por encima de lo normal el condensador no podrá manejar todo el vapor que le sea suministrado, poniendo en riesgo el proceso de refrigeración, ya que el propano que sale del condensador va directo al acumulador donde debe estar a las condiciones de 229 Psig y 118°F y donde se debe mantener el equilibrio termodinámico (líquido-vapor), por lo que si no se logra una buena condensación este equilibrio no se cumplirá llegando a provocar el colapso del acumulador así como también un mal intercambio de energía en el chiller. Por otra parte la relación de compresión debe estar dentro del rango establecido porque podría causar la sobre operación del compresor, originando elevadas temperaturas que podría dejar fuera de servicio al equipo.

Temperatura y la presión de salida del gas

En los procesos de enfriamiento y expansión estas variables deben ser controladas puesto que indican qué tan eficientes son los dispositivos dispuestos para tales fines respectivamente. La cantidad de barriles de líquidos obtenidos por medios de estos procesos puede depender, entre

otros factores, del flujo de gas de alimentación a la planta y la presión de éste. La riqueza de la mezcla gaseosa (GPM) es el parámetro más importante del cual dependerá el recobro de líquidos, sin embargo, los valores de temperatura y presión determinan un buen funcionamiento. En la planta de extracción de líquidos de Santa Bárbara se logra descender la temperatura a valores por debajo de 0 °C por medio de la refrigeración en el intercambiador criogénico y los chiller de propano; mientras que, en la expansión la presión desciende de 1.200 a 450 psi y la temperatura desciende aún más, hasta llegar a valores criogénicos de -118 °F cerrando de esta manera el ciclo de extracción de los hidrocarburos condensables presentes en la mezcla gaseosa.

4.3. Evaluación de la factibilidad técnica de las dos nuevas tecnologías aplicadas en relación a la tecnología ya existente para la extracción de líquidos del gas natural (LGN), con el paquete de simulación Hysys Plant

4.3.1. Análisis de los casos planteados para variaciones de flujo, presión, temperatura y riqueza del gas de alimentación para la tecnología PRICO

4.3.1.1. Influencia de la variación de la presión del gas de entrada sobre la producción de LGN

En el proceso PRICO la clave para la extracción de líquidos eficiente del gas natural que se procesa es la transferencia de calor efectiva, por medio de equipos especializados de transferencia de calor. Para este proceso el equipo usado es la caja fría, donde el gas natural entra a las condiciones estándar de temperatura y presión a intercambiar calor con el

refrigerante, el cual también entra a las condiciones adecuadas de temperatura y presión con respecto al gas natural para asegurar que la temperatura de este se reduzca al mínimo. Cuando se lleva a cabo la transferencia de calor dentro de la caja fría, se evapora una parte del refrigerante al recibir la energía del gas natural, aumentando la temperatura de este, y disminuyéndose la presión del gas natural a la salida de la caja fría; si la presión es baja la fracción de vapor en la corriente de gas será mayor y por tanto el rendimiento en la obtención de los líquidos será menor. Si se varía la presión del gas a la entrada y se aumenta se puede observar como la fracción de vapor disminuye evidenciando una mayor presencia de líquidos en el gas y por tanto a la salida de la caja fría se obtuvieron valores de recobro de hasta 99,80 y 99,84% siendo estos los valores más significativos, como se observa en la figuras 4.14, 4.15 y 4.16. Ver tabla A.3 con todos los valores obtenidos de la simulación.

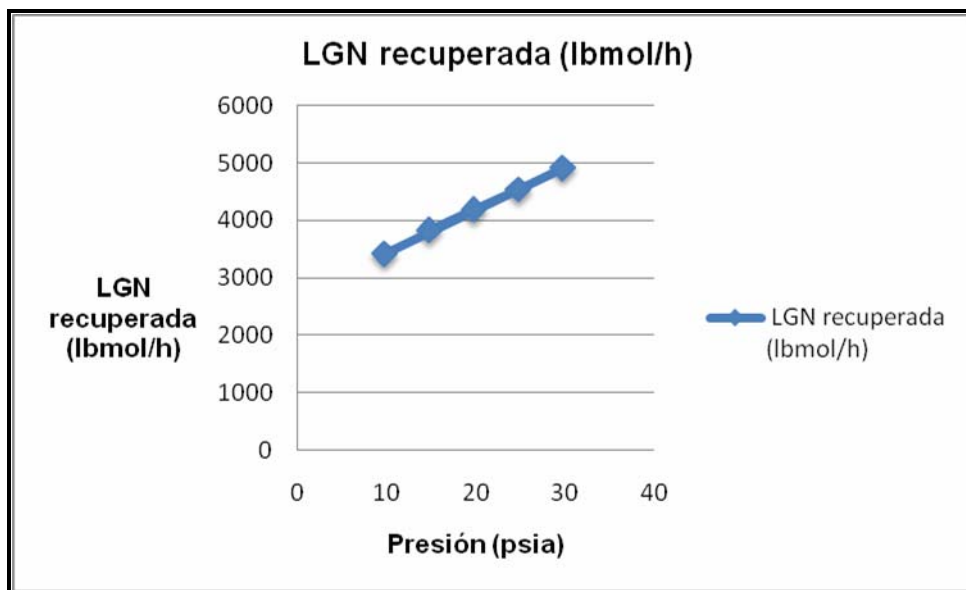


Figura 4.14. Variación de la presión del gas de entrada sobre la producción de LGN

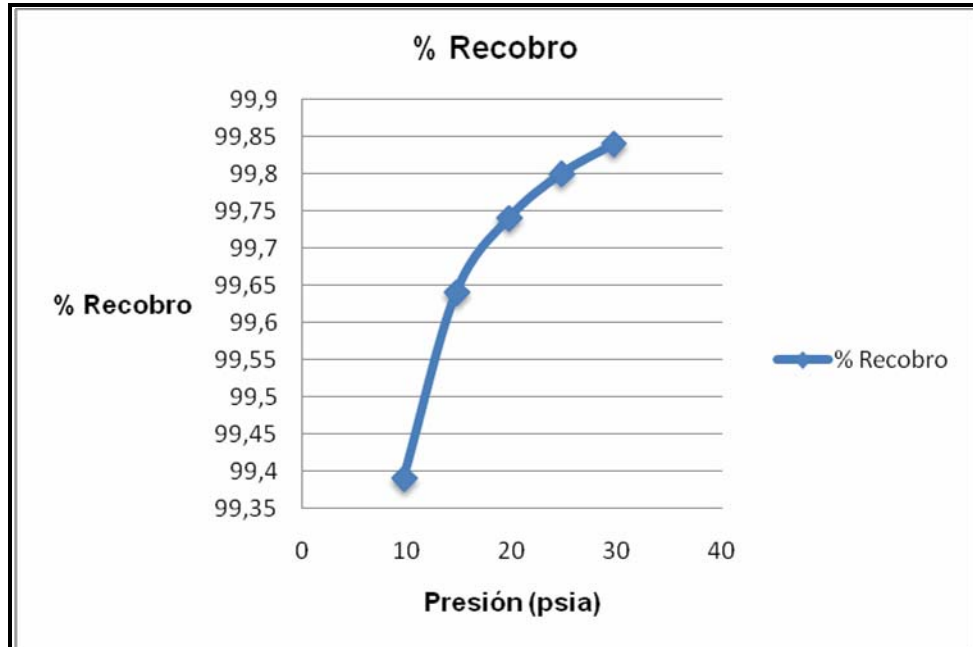


Figura 4.15. Porcentaje de recobro de LGN mediante la variación de presión

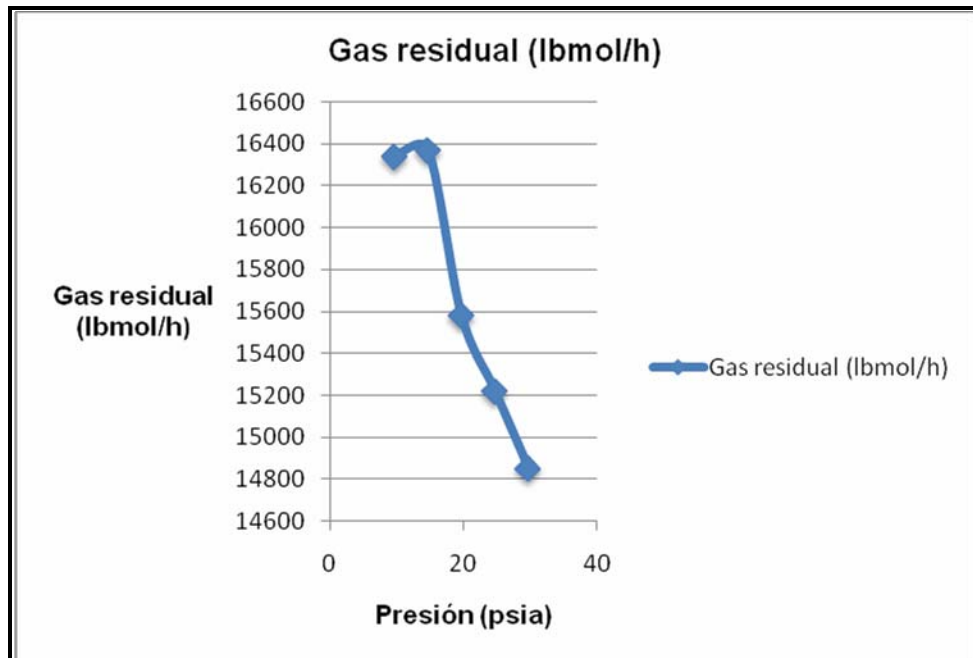


Figura 4.16. Cantidad de gas residual mediante la variación de la presión

4.3.1.2. Influencia de la variación del flujo del gas de alimentación sobre la producción de LGN

Para los diversos casos analizados se observó que para aquellos en los cuales el flujo excede la capacidad máxima de gas que se puede procesar por tren (205 y 220 MMPCED) la cantidad de LGN recuperado aumenta, siendo el valor del recobro obtenido de hasta 99,64%, lo cual coincide con la teoría puesto que es mayor la cantidad de gas que está entrando para ser procesado (figuras 4.17, 4.18 y 4.19). Además cabe destacar que el intercambiador de aletas y platos usado en el proceso en cuestión es de alta eficiencia y contribuye significativamente al intercambio de calor entre el gas natural y el refrigerante comprimido, sin embargo al ser procesado un flujo de gas natural mayor al valor máximo que puede procesarse con la tecnología PRICO puede acarrear el uso de una cantidad muy grande de refrigerante, para facilitar el enfriamiento del gas, lo que conlleva además a una necesidad de trabajo de compresión en el ciclo de refrigeración también muy elevada. Ver tabla A.4 con los valores obtenidos de la simulación.

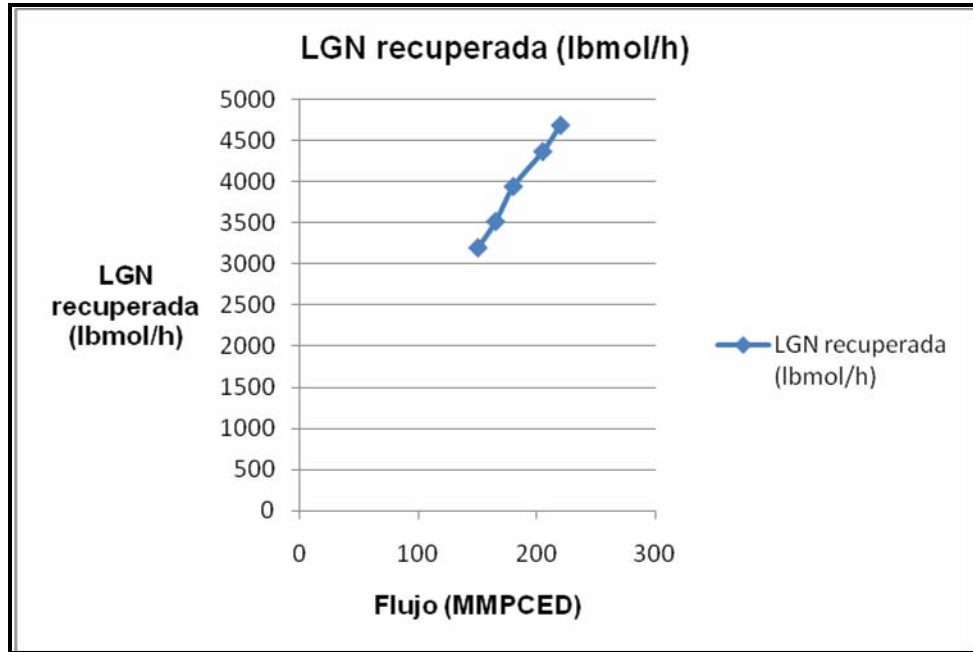


Figura 4.17. Variación de flujo del gas de entrada sobre la producción de LGN

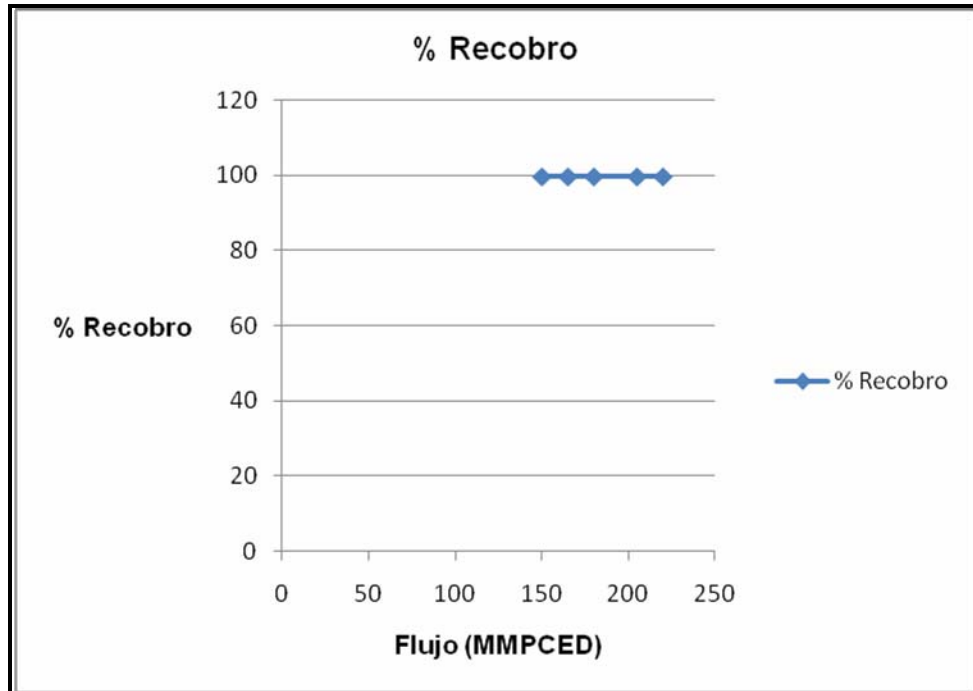


Figura 4.18. Porcentaje de recobro de LGN mediante la variación de flujo

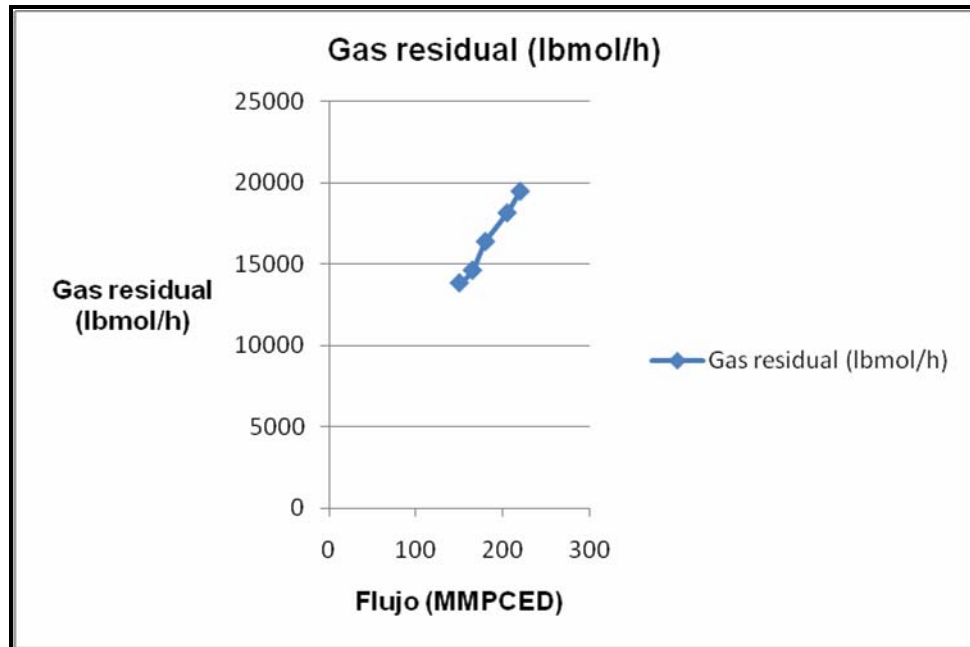


Figura 4.19. Cantidad de gas residual mediante la variación del flujo

4.3.1.3. Influencia de la variación de la riqueza del gas de alimentación sobre la producción de LGN

El efecto de una mayor riqueza del gas a la entrada del proceso radica en que será mayor la cantidad de líquidos que se pueden obtener de este. Para todos los casos estudiados que corresponden a gases cuyos GPM permiten catalogarlos como gases ricos (GPM 3,08) y gases pobres (GPM 2,0) se obtuvieron porcentajes de recobro de líquidos elevados, lo cual corresponde con el hecho de que el proceso PRICO es muy eficiente, seguro y eficaz (figuras 4.20, 4.21 y 4.22). Ver tabla A.5 con los valores obtenidos de la simulación.

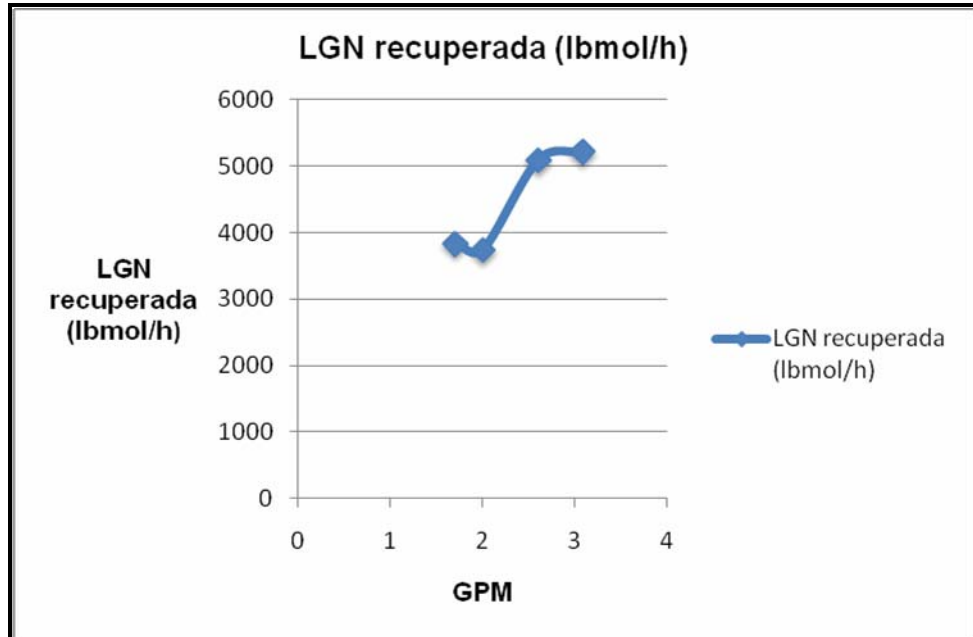


Figura 4.20. Variación del GPM del gas de entrada sobre la producción de LGN

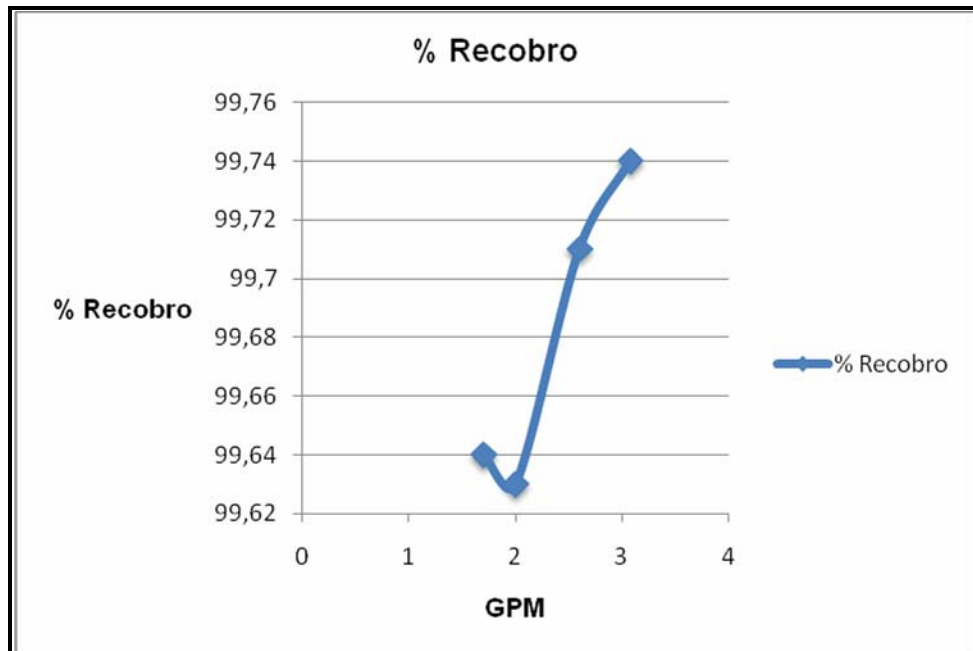


Figura 4.21. Porcentaje de recobro de LGN mediante la variación del GPM

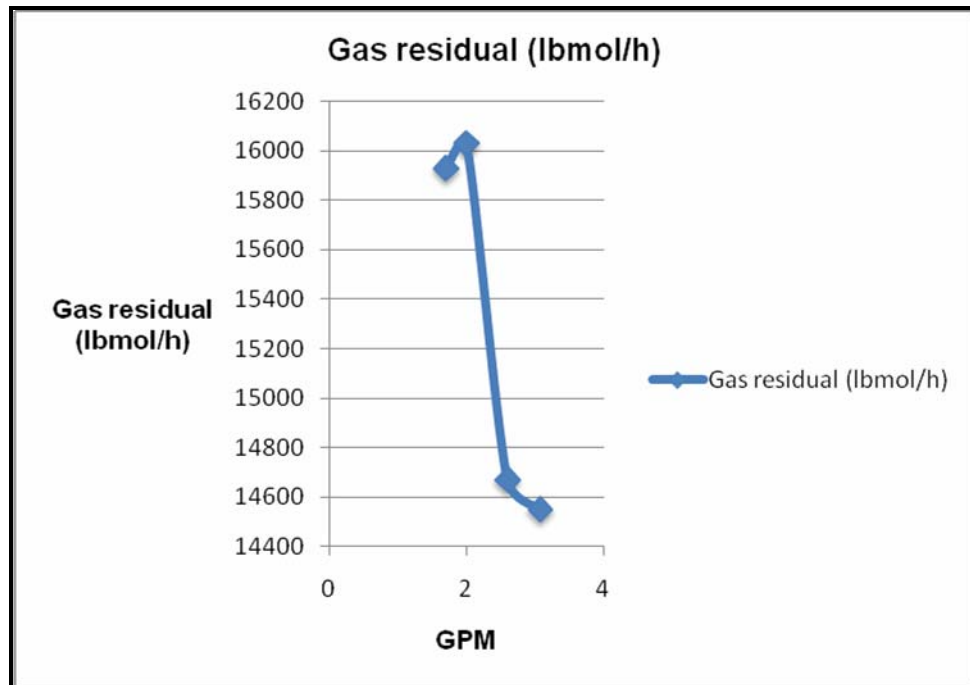


Figura 4.22. Cantidad de gas residual mediante la variación del GPM

4.3.1.4. Influencia de la variación de la temperatura del gas de alimentación sobre la producción de LGN

Un aumento en la temperatura de entrada del gas al proceso trae como consecuencia que deba existir un intercambio de calor mayor entre el refrigerante y el gas natural puro para poder ser llevado a las temperaturas bajas (a nivel criogénico) que exige un proceso de extracción de líquidos del gas natural, por lo que se hace necesario en este proceso el uso de un intercambiador de calor de alta eficiencia así como una cantidad de mezcla refrigerante alta que trae asociado un alto trabajo de compresión. En el proceso PRICO, el intercambiador de calor usado es una “caja fría” que constituye el equipo principal de operación en el sistema de extracción. La

“caja fría” en el sistema es una acumulación de intercambiadores de calor de platos y aletas de alta eficiencia que ayudan al proceso de intercambio entre el refrigerante comprimido y el gas natural puro. Al aumentar la temperatura a la entrada se obtuvieron porcentajes de recobro de líquidos bajos para temperaturas elevadas del orden 99,63 y 98,39% los cuales representan valores bajos con respecto a la eficiencia que se maneja en el tren de proceso. Esto puede deberse a que se requiera una cantidad mayor de refrigerante o a que se requiera un mejor rendimiento de operación en la caja fría, para que el intercambio de calor sea más efectivo y se logren las temperaturas deseadas a la salida de la misma, aunque a pesar de lo dicho anteriormente los porcentajes de recobro de líquidos obtenidos siguen siendo altos (cabe destacar que no presentan una disminución significativa con respecto a los valores de recobro manejados en los diferentes casos estudiados) lo cual demuestra lo dicho anteriormente referido a la alta efectividad de este proceso (figuras 4.23, 4.24 y 4.25). Ver tabla A.6 con los valores obtenidos de la simulación.

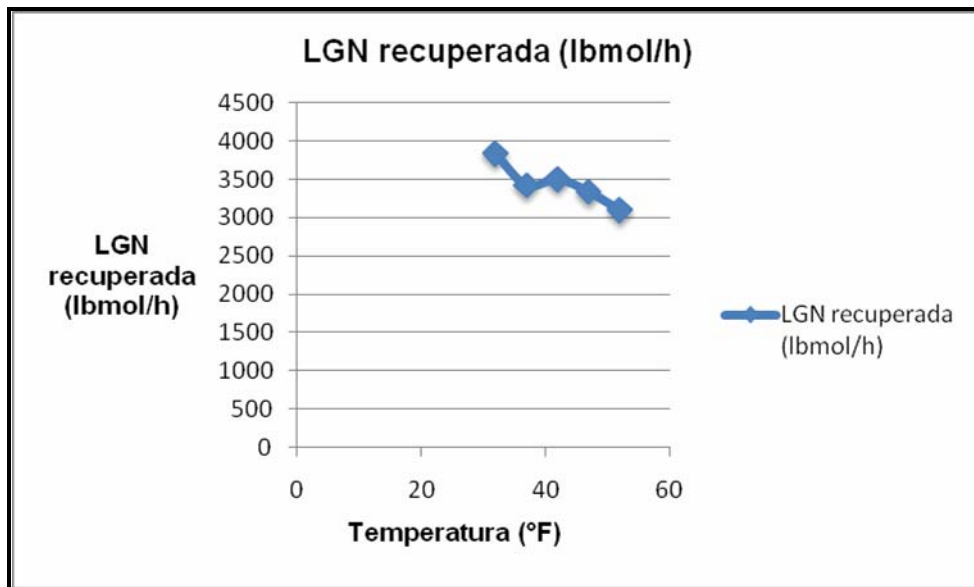


Figura 4.23. Variación de temperatura del gas de entrada sobre la temperatura

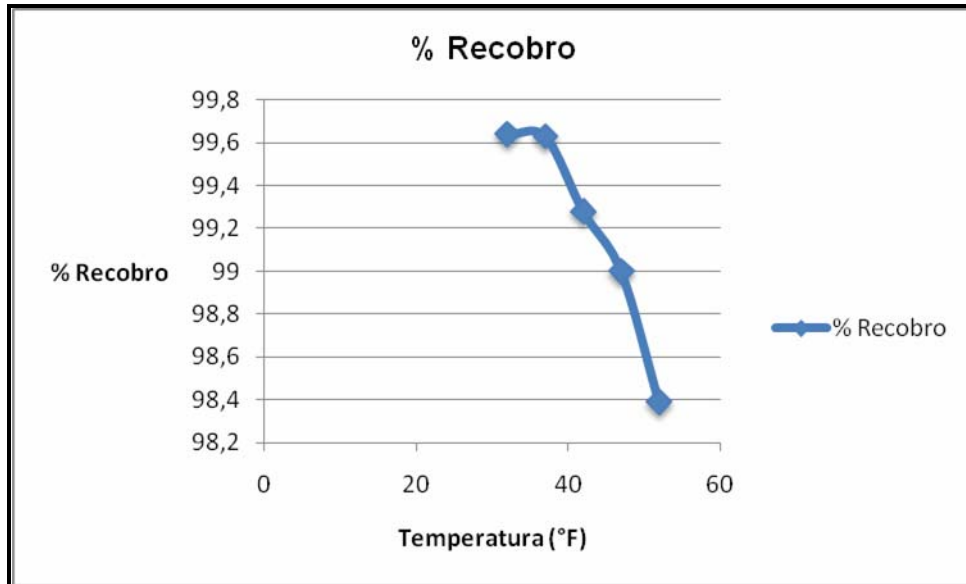


Figura 4.24. Porcentaje de recobro de LGN mediante la variación de temperatura

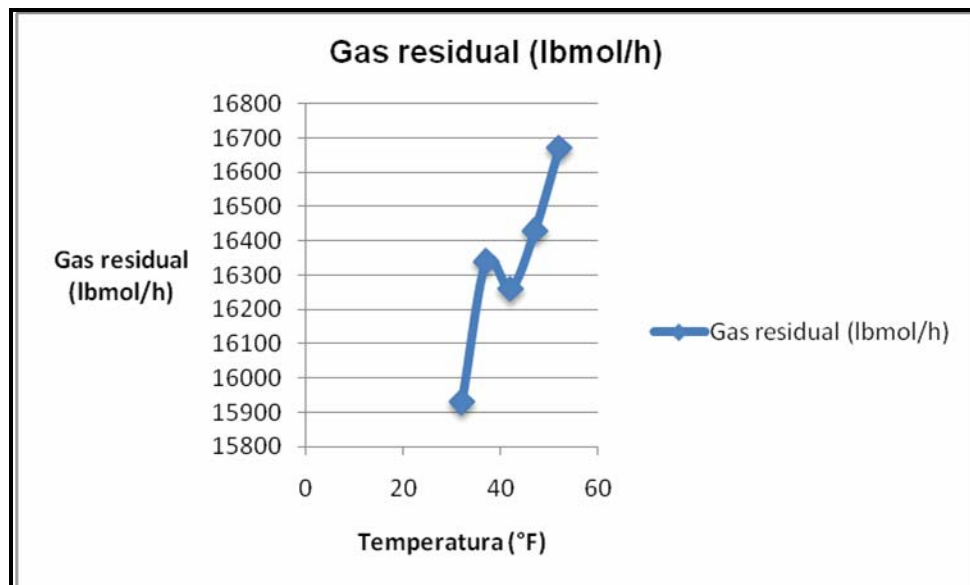


Figura 4.25. Cantidad de gas residual mediante la variación de temperatura

4.3.2. Análisis de los casos planteados para variaciones de flujo, presión, temperatura y riqueza del gas de alimentación para la planta de Santa Bárbara

4.3.2.1 Influencia de la variación de la presión del gas de entrada sobre la producción de LGN

Con respecto al impacto de la presión del gas a la entrada sobre la producción de LGN se puede observar que a mayor presión del gas de alimentación a la planta se incrementa la producción de líquidos del gas natural, pudiéndose obtener para un valor máximo de 1260 psi, un 96,75% de recobro de líquidos. Esto se debe principalmente a que al ser mayor la presión de entrada al expansor la caída de presión y temperatura en el mismo es significativa, ya que se incrementa la velocidad de giro del equipo y a la vez su eficiencia, generando cantidades considerables de líquidos condensados a la salida del expansor (figuras 4.25, 4.27 y 4.28).

Otro efecto importante que tiene sobre la planta el aumento de velocidad de giro y la eficiencia, es que se incrementa la energía entregada por el expansor al compresor, debido a que se encuentran acoplados a un mismo eje. Ver tabla A.7 con los valores obtenidos de la simulación.

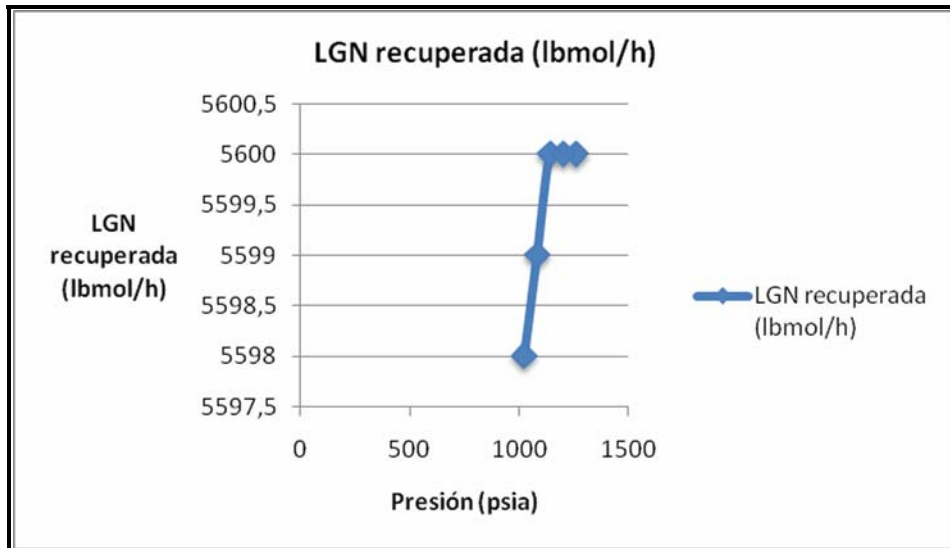


Figura 4.26. Variación de la presión del gas de entrada sobre la producción de LGN

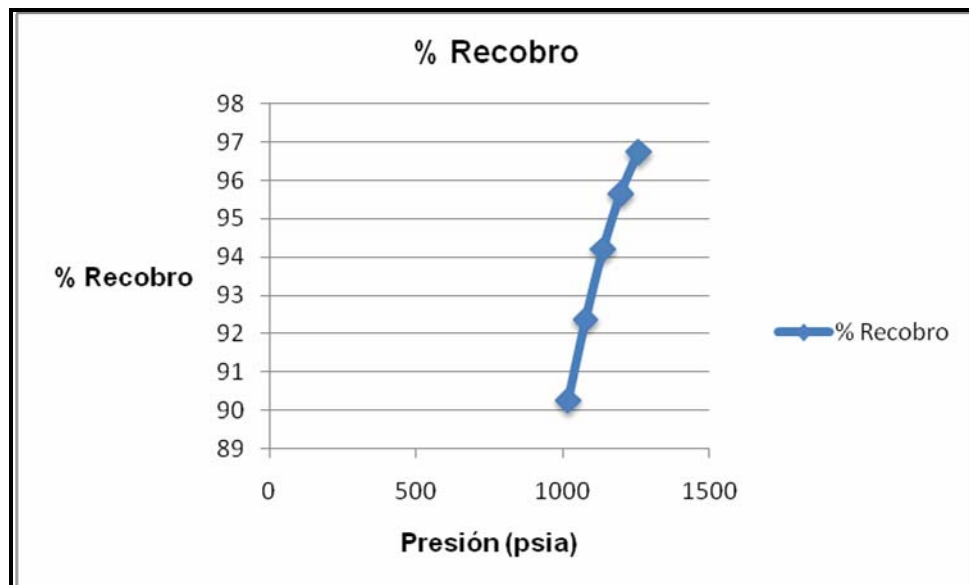


Figura 4.27. Porcentaje de recobro de LGN mediante la variación de la presión

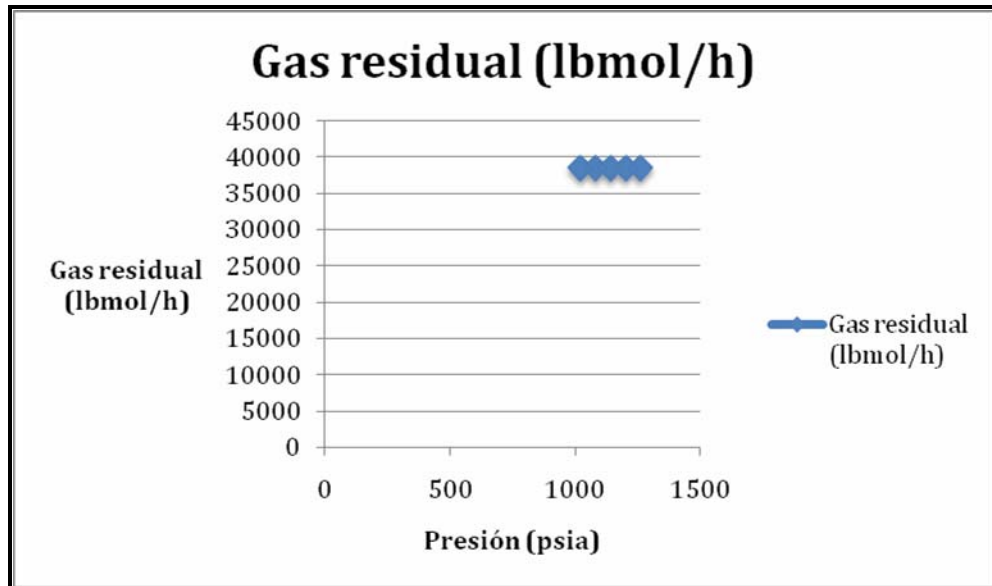


Figura 4.28. Cantidad de gas residual mediante la variación de la presión

4.3.2.2. Influencia de la variación del flujo del gas de alimentación sobre la producción de LGN

Para valores altos de flujo (425 y 440 MMPCED) se puede notar que se presentan valores de recobro por debajo del valor de recobro de diseño de la planta de la planta (94,99 y 94,98%) (figura 4.30). Esto puede ser ocasionado porque el flujo manejado se encuentra por encima del flujo de diseño del expansor lo que hace necesario desviar gas por la válvula Joule-Thompson de baja presión para permitir procesar el exceso de flujo originando ello un calentamiento, de los flujos de entrada a la torre de recobro y en el perfil de temperatura de la torre desetanizadora causando disminución en el recobro, pero permitiendo a su vez procesar mayor cantidad de gas para obtener mayor producción de líquidos. Esto concuerda con la teoría ya que se conoce que la expansión isoentálpica que ocurre en la válvula JT de baja presión es menos eficiente que la expansión isentropica

que ocurre en el expansor originando un impacto en las temperaturas de los flujos que circulan a través de los mismos (figuras 4.29, 4.31). Ver tabla A.8 con los valores obtenidos de la simulación.

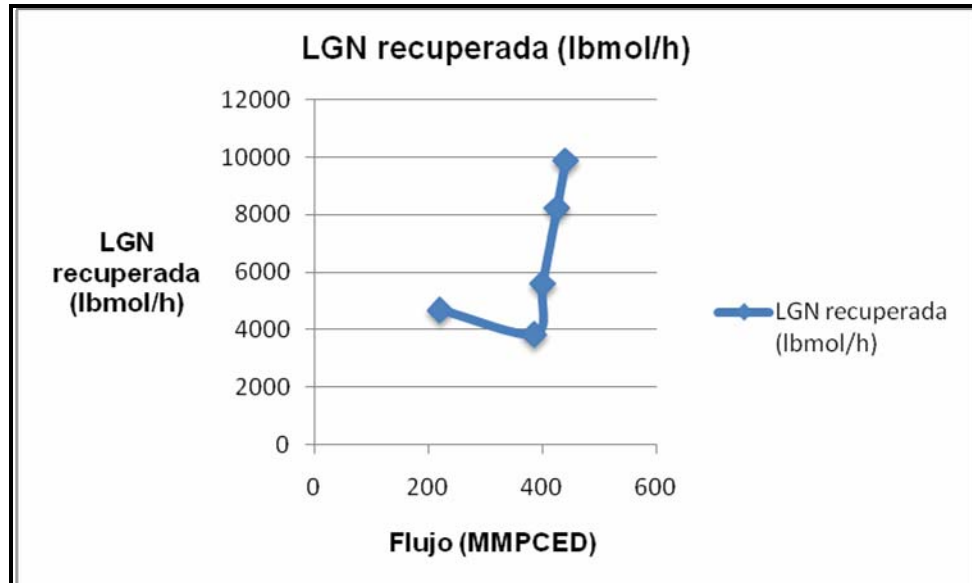


Figura 4.29. Variación del flujo del gas de entrada sobre la producción de LGN

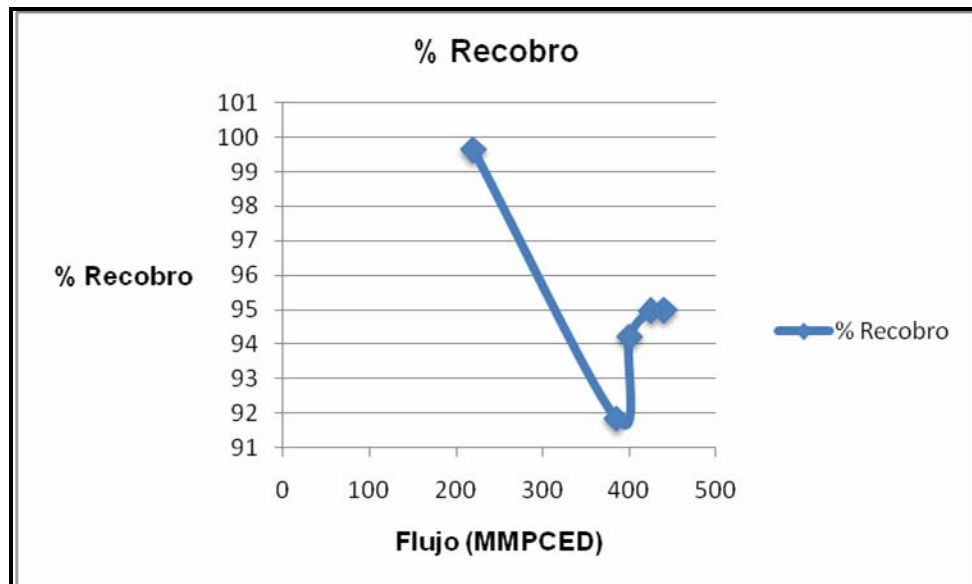


Figura 4.30. Porcentaje de recobro de LGN mediante la variación del flujo

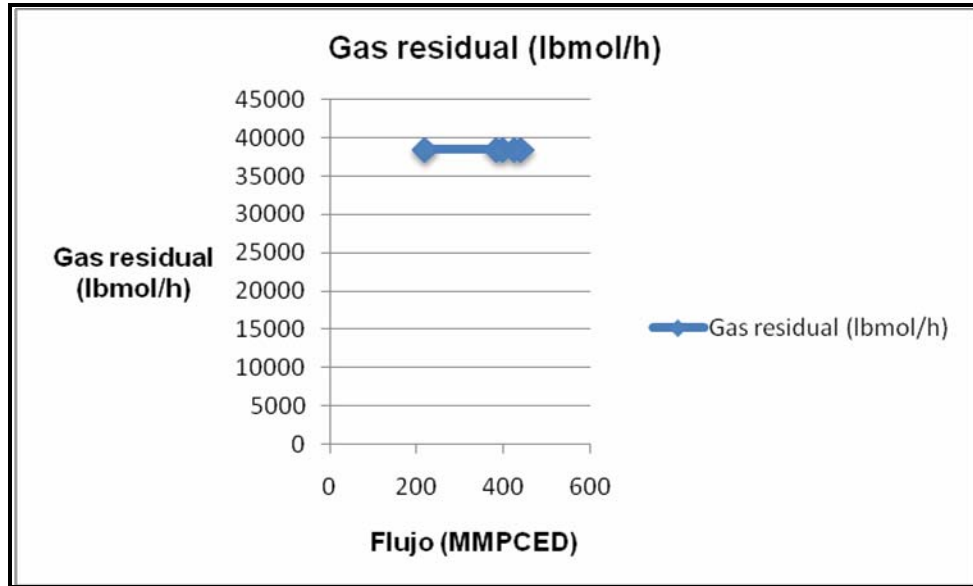


Figura 4.31. Cantidad de gas residual mediante la variación del flujo

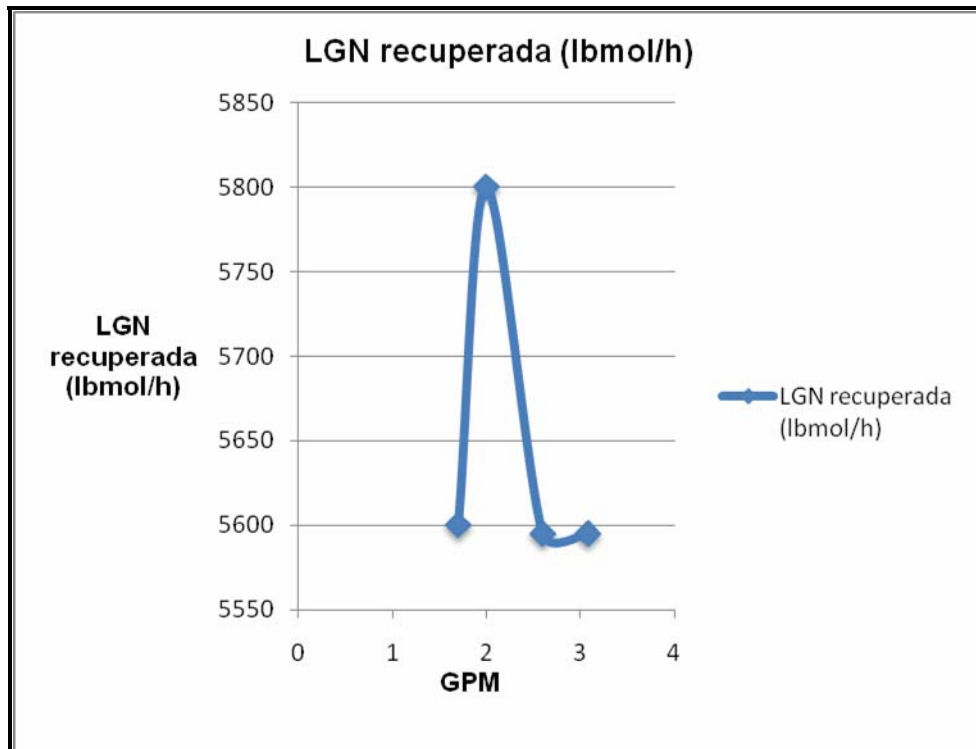


Figura 4.32. Variación del GPM del gas de entrada sobre la producción de LGN

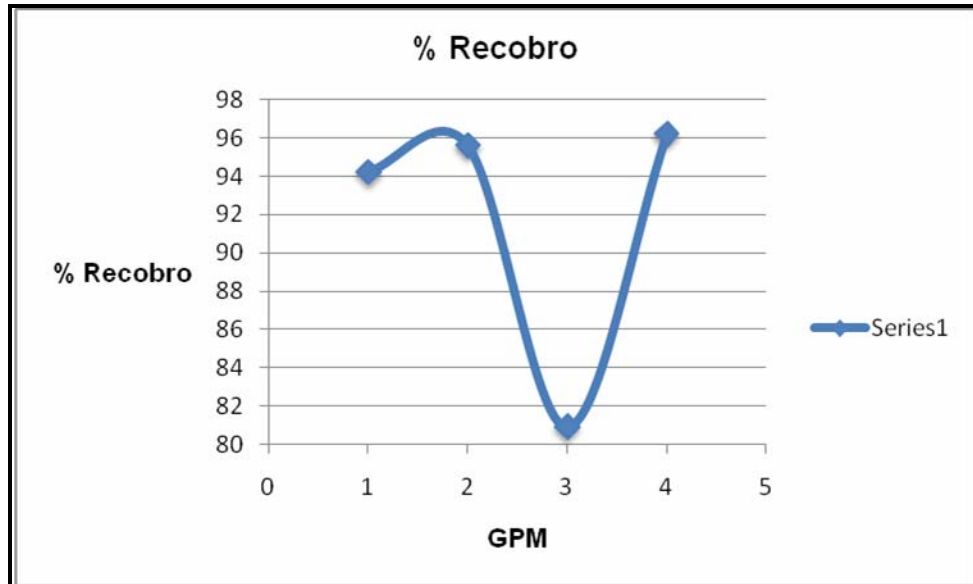


Figura 4.33. Porcentaje de recobro de LGN mediante la variación del GPM

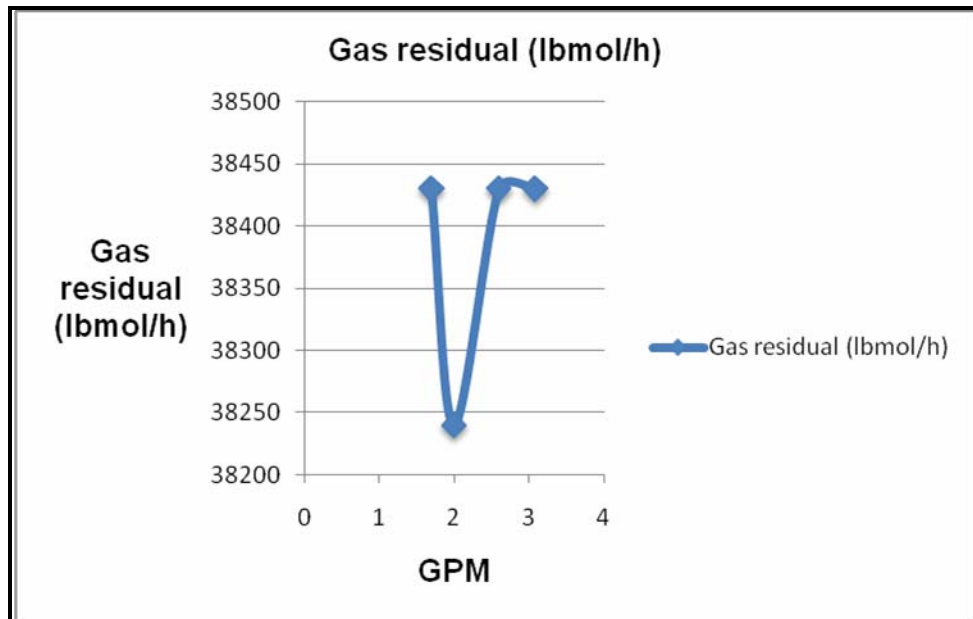


Figura 4.34. Cantidad de gas residual mediante la variación del GPM

4.3.2.4. Influencia de la variación de la temperatura del gas de alimentación sobre la producción de LGN

En la planta de Santa Bárbara el gas natural previamente deshidratado pasa a la sección de enfriamiento y expansión donde se divide en dos corrientes una de las cuales constituye la primera entrada a la caja fría donde el gas se pre-enfría para luego intercambiar calor con la otra corriente proveniente de los rehervidores laterales de la columna de recobro. Si la temperatura de entrada a dicho equipo es más elevada (100°F y 110°F) se requerirá un intercambio de calor mayor para obtener las temperaturas adecuadas que se requieren en los equipos donde se llevan a cabo la expansión, en particular en el turboexpansor, por lo que si la temperatura de entrada del gas es elevada, es decir éste entra más caliente no se logrará una reducción significativa en la temperatura del gas y por consiguiente será menor el recobro de líquidos que se obtiene (93,86 y 93,38% para los valores de temperatura antes mencionados respectivamente), aun cuando la expansión isentrópica llevada a cabo en el turboexpansor es más eficiente en comparación con la expansión isoentálpica llevada a cabo en la válvula Joule Thompson (figuras 4.35, 4.36 y 4.37). Ver tabla A.10 con los valores obtenidos de la simulación.

4.3.2.3. Influencia de la variación de la riqueza del gas de alimentación sobre la producción de LGN

En los casos sometidos a estudio a través del simulador, para verificar la obtención de LGN cuando se varía el GPM de la mezcla gaseosa de alimentación a la planta por debajo del GPM de diseño, dieron como resultado que cuando el mismo disminuye (caso GPM 2,0), aumenta la cantidad de LGN que sale por el fondo de la torre estabilizadora

obteniéndose porcentajes correspondientes a 95,62%. Este aumento se debe a que a mayor cantidad de CO₂, metano y etano sale con la mezcla de LGN, lo cual es un factor negativo para los procesos criogénicos que se llevan a cabo aguas abajo de esta torre, debido a que el metano y etano por ser gases muy volátiles desestabilizan los tanques de almacenamiento de los productos que van a venta como el propano, butanos y más pesados; mientras que la excesiva presencia de CO₂ origina congelamiento en las líneas de transporte de estos productos a venta (figuras 4.32, 4.33 y 4.34). En el caso de la variación realizada con el valor del GPM de diseño el porcentaje de recobro obtenido fue de 96,21%. Ver tabla A.9 con los valores obtenidos de la simulación.

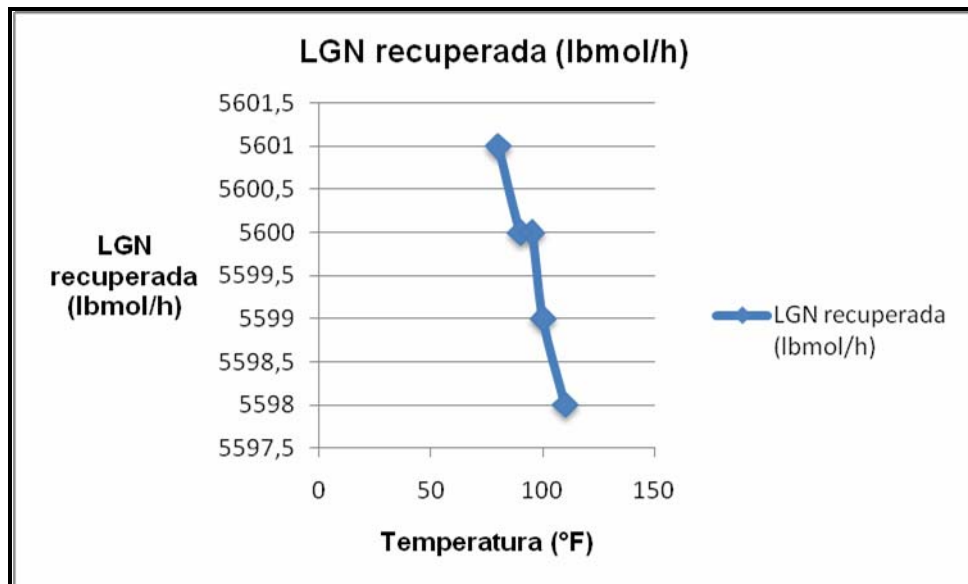


Figura 4.35. Variación de la temperatura del gas de entrada sobre la producción de LGN

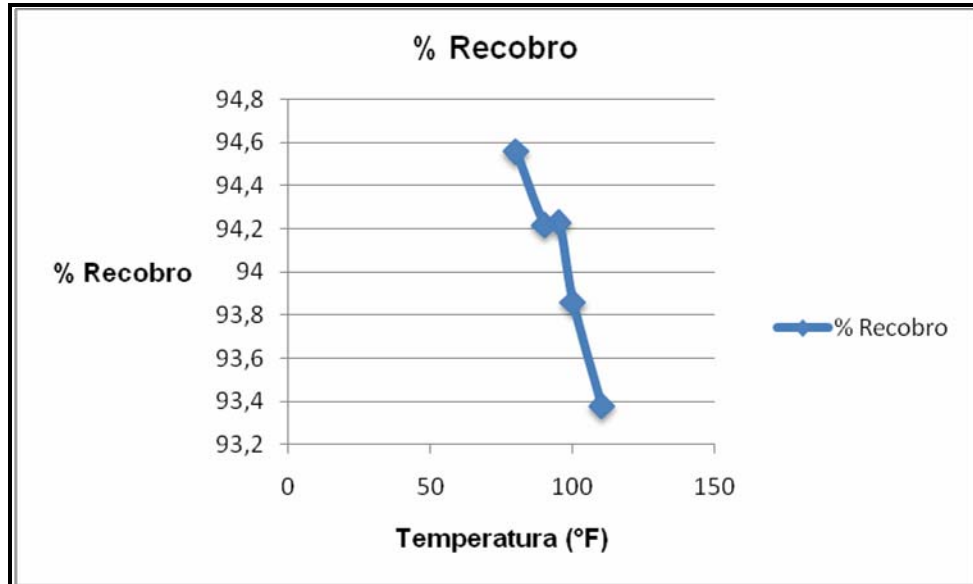


Figura 4.36. Porcentaje de recobro de LGN mediante la variación de la temperatura

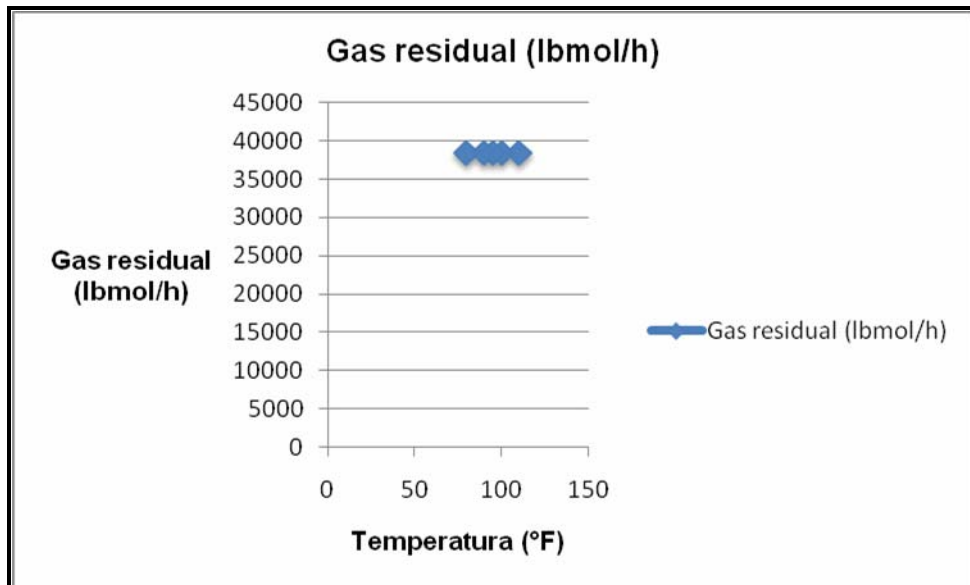


Figura 4.37. Cantidad de gas residual mediante la variación de la temperatura

4.3.3. Análisis de los casos planteados para variaciones de flujo, presión, temperatura y riqueza del gas de alimentación para el proceso de cascada de ConocoPhillips.

4.3.3.1. Influencia de la variación de la presión y la temperatura del gas a la entrada del proceso

El sistema de cascada es un proceso que consume una potencia más baja que los procesos ya descritos. Es un sistema donde una serie de líquidos (propano, etileno o etano y metano) con puntos de ebullición progresivamente más bajos son condensados bajo presión, en la temperatura producida por la evaporación del líquido de ebullición más alta. El proceso puede dividirse en tres unidades o sub-secciones; la primera es la de pre-enfriamiento, donde el gas natural entra a las condiciones de 75°F y 500 psi, en esta primera etapa se le retira la energía que trae el gas para iniciar así el proceso de licuefacción, el gas debe llevarse a un rango de temperaturas entre -25 y -30°F aproximadamente (condiciones del gas de entrada a la segunda caja fría) para asegurar que se lleve a cabo el proceso de licuefacción de manera eficiente (el recobro de pesados en el separador que se encuentra a la salida de la segunda caja fría será mayor), si la temperatura de entrada del gas natural al proceso es menor se requerirá un intercambio de calor menor en la primera caja fría para llevar el gas a las condiciones requeridas para la siguiente sección y esto trae consigo un gasto menor de energía y uso de cantidad de refrigerante además de un aumento en el recobro de líquidos (92,96 y 93,14%); todo lo contrario ocurre si la temperatura de entrada del gas al proceso es mayor (diferencias de temperatura elevadas traerá consigo un requerimiento de energía más elevado) y esto a su vez repercute en una disminución en el recobro ya que se lograron registrar valores de 92,42 y 92,69%; el proceso se completa con

una tercera sub-sección donde el gas es sub-enfriado y llevado a las condiciones requeridas para obtener el gas residual (figuras 4.38, 4.39 y 4.40). Ver tabla A.11 y A.12 con los valores obtenidos de la simulación.

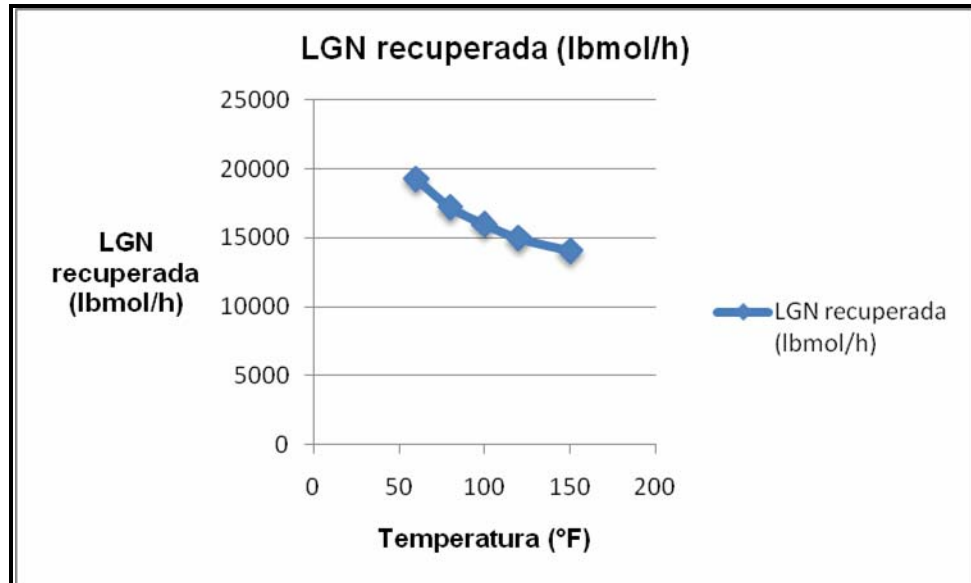


Figura 4.38. Variación de la temperatura del gas de entrada sobre la producción de LGN

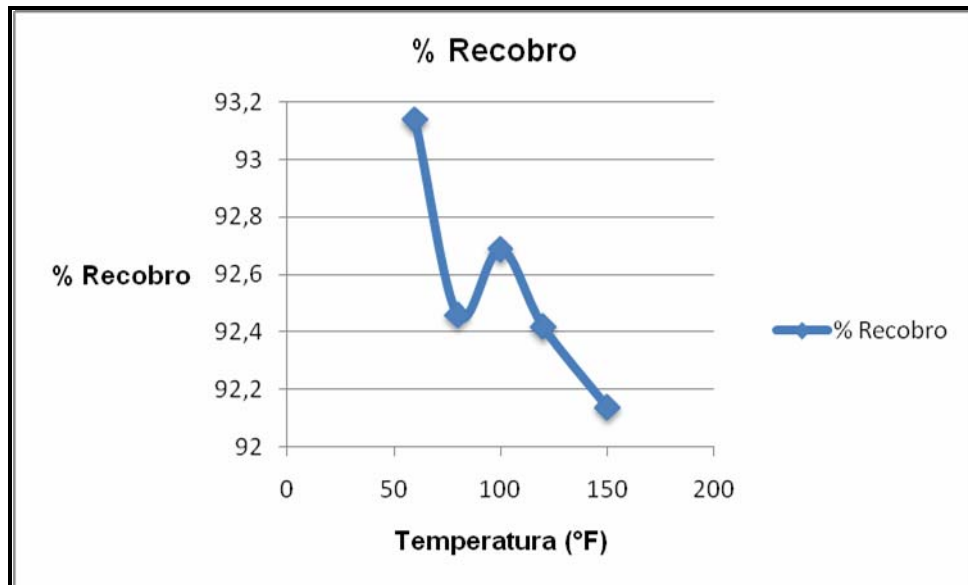


Figura 4.39. Porcentaje de recobro de LGN mediante la variación de la temperatura

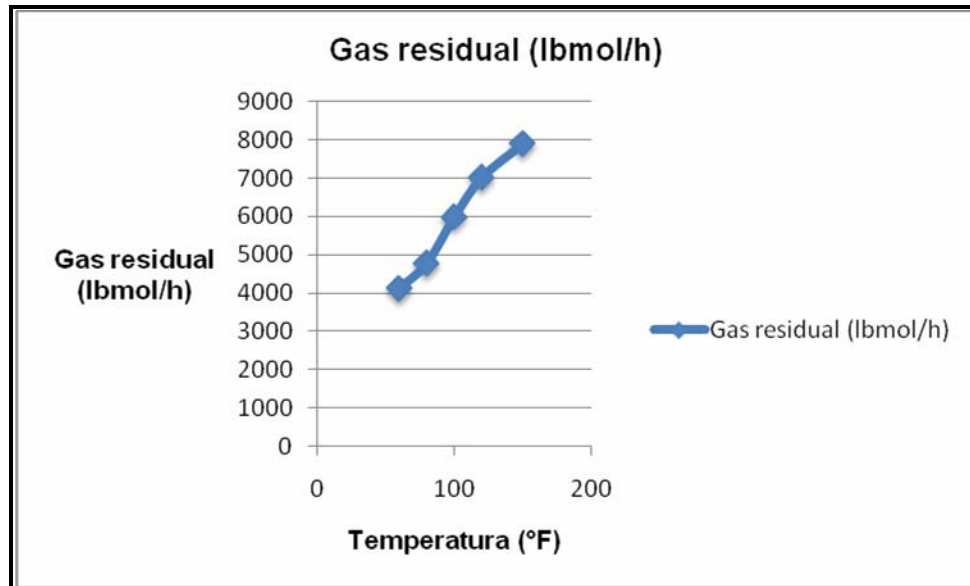


Figura 4.40. Cantidad de gas residual mediante la variación de la temperatura

En las corridas realizadas con el simulador se pudo apreciar que a medida que se aumenta la presión del gas al proceso este presenta una cantidad apreciable de líquidos es decir entra vapor saturado, por lo que en los procesos llevados a cabo en el tren de proceso empezando por la sección de pre- enfriamiento el requerimiento energético será menor y el equipo de intercambio de calor es decir la caja fría trabajara de manera holgada; por otra parte si la presión de entrada es menor a las condición de temperatura evaluada (es decir la condición inicial de temperatura con que entra el gas al proceso), será necesario un intercambio de calor más eficiente, en el cual cumple un papel muy importante la caja fría en la cual se lleva el proceso (puesto que esta debe tener un límite de eficiencia que le permite trabajar con el gas por cambios de presión) así como los refrigerantes usados para cada etapa del proceso debido a que se deberá tener en cuenta el nivel de presión para la evaporación y condensación del

refrigerante en cada etapa; para estas variaciones se pudieron obtener valores de 92,34 y 92,26% (figuras 4.41, 4.42 y 4.43).

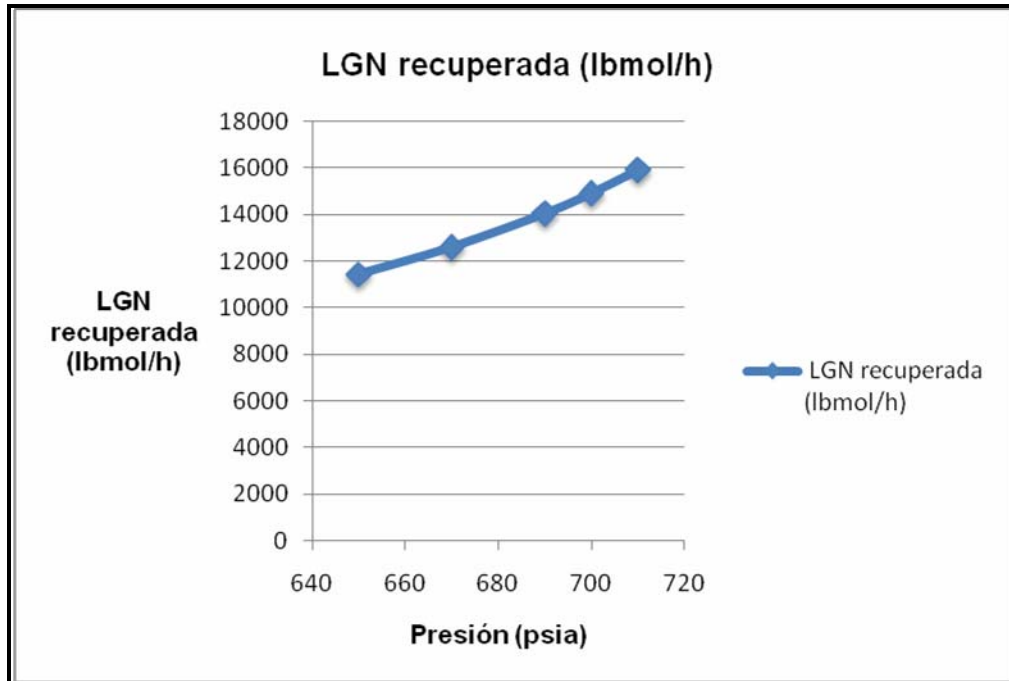


Figura 4.41. Variación de la presión del gas de entrada sobre la producción de LGN

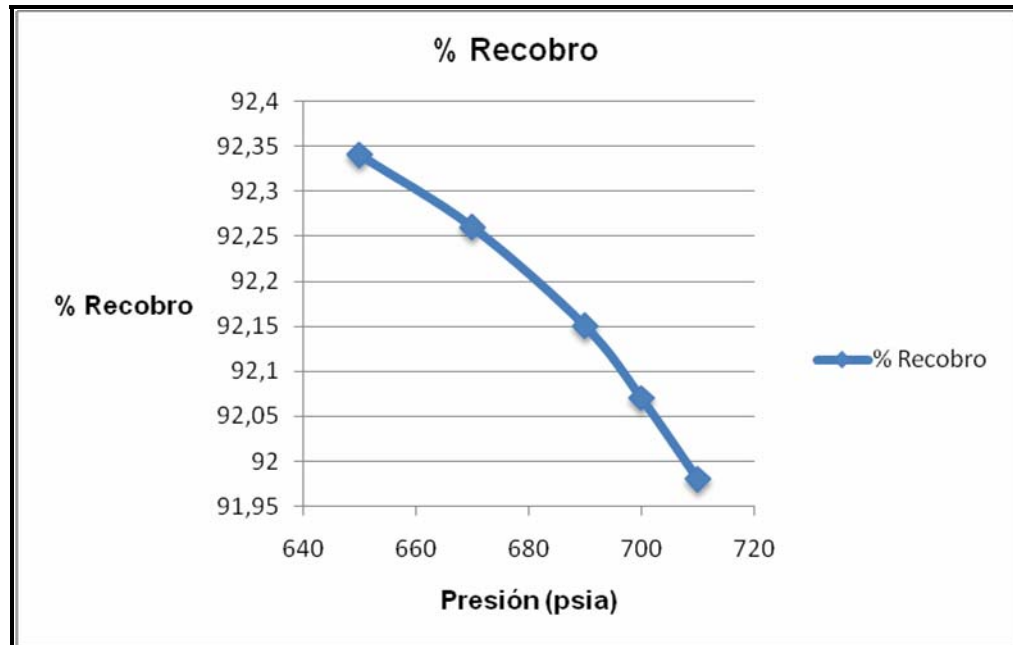


Figura 4.42. Porcentaje de recobro de LGN mediante la variación de la presión

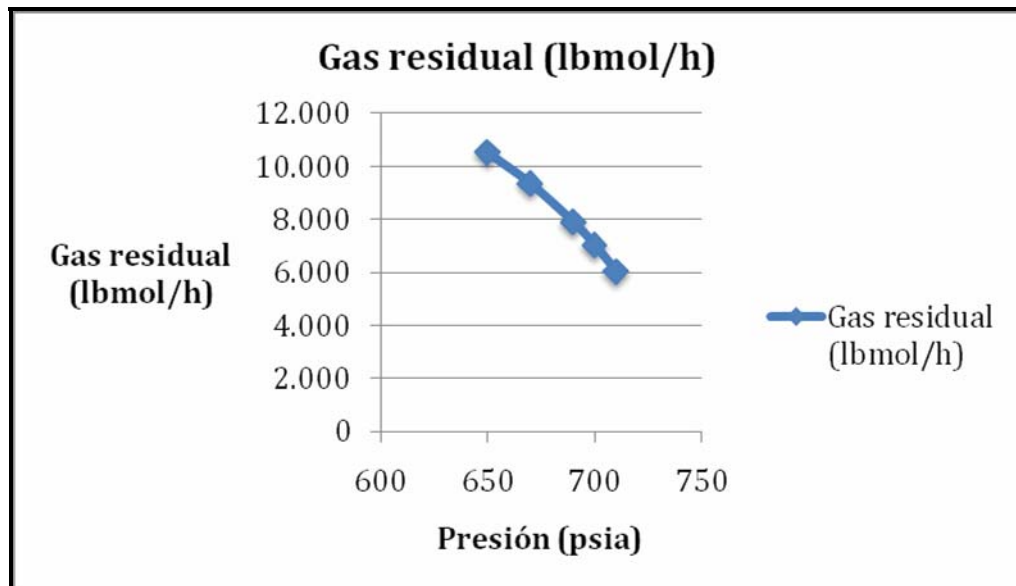


Figura 4.43. Cantidad de gas residual mediante la variación de la presión

4.3.3.2. Influencia de la variación del flujo del gas a la entrada del proceso

El proceso de refrigerante puro de ConocoPhillips tiene una capacidad operacional para el procesamiento del gas alta; si la cantidad de gas que entra a la planta es mayor (400 y 500 MMPCED fueron los casos correspondientes a esta condición sometidos a estudio) que el valor de diseño del gas a procesar los rendimientos en cuanto a la obtención de productos pesados y el gas residual aumentara (fueron obtenidos valores de recobro de 92,14 y 92,15%), sin embargo la planta deberá tener flexibilidad operacional en caso de que la cantidad de gas a procesar sea mayor a su valor de diseño para cada tren, teniendo claro que en dicha tecnología se pueden operar los ciclos de refrigeración por separado, y realizar así los ajustes necesarios en las etapas de compresión para cada ciclo por aumento en el flujo de los líquidos refrigerantes para el procesamiento de un mayor flujo de gas. Es necesario destacar que en este proceso los flujos de refrigerantes son bajos debido a una mayor diferencia de temperaturas en los intercambiadores; aunque la cantidad de refrigerante a ser usado no debe ser muy bajo pues podría generar cruces de temperaturas (diferencias de temperaturas negativas en el intercambiador de calor); figuras 4.44, 4.45 y 4.46. Ver tabla A.13 con los valores obtenidos de la simulación.

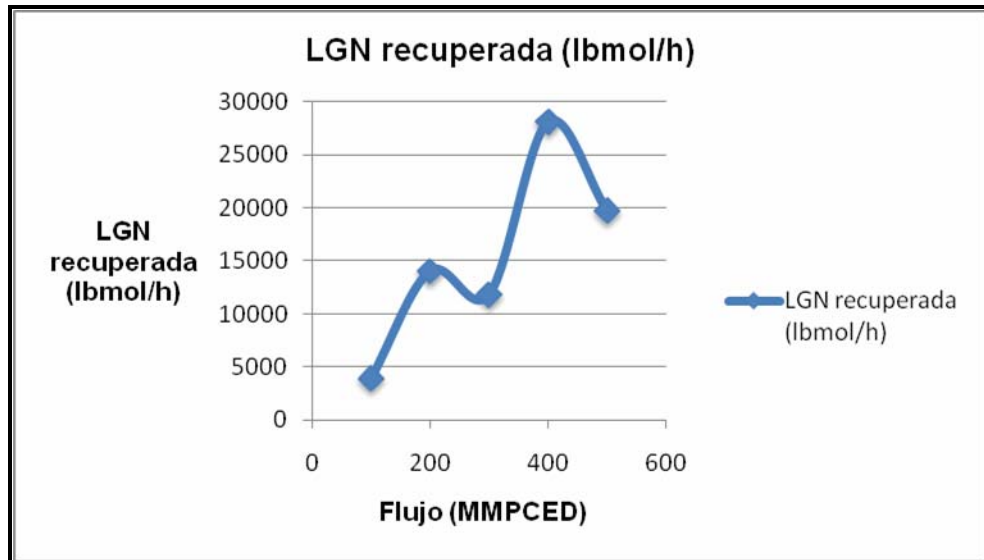


Figura 4.44. Variación del flujo del gas de entrada sobre la producción de LGN

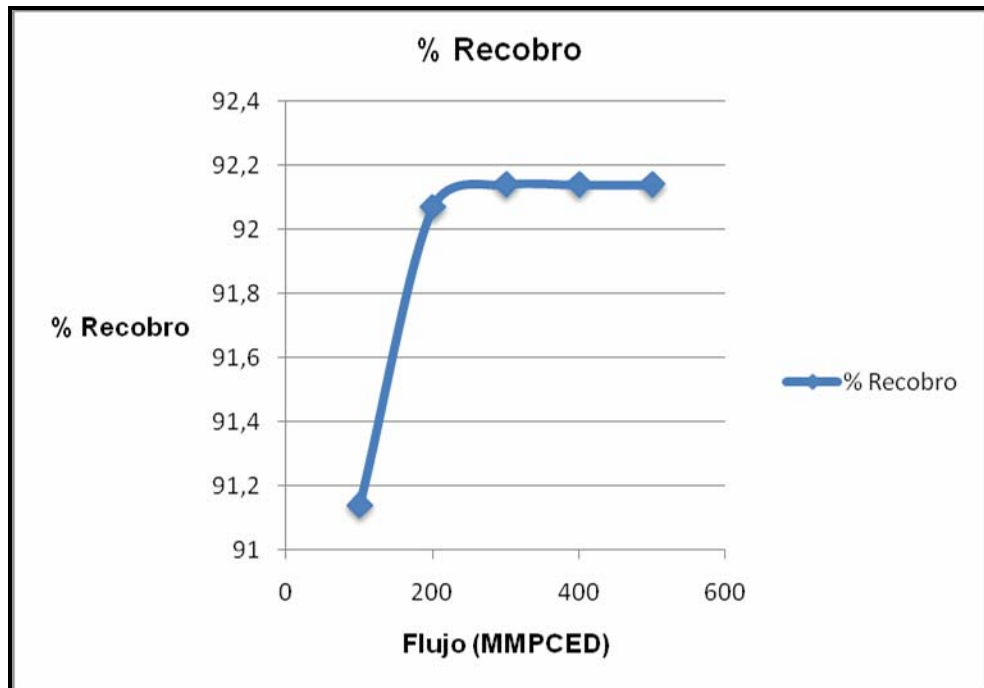


Figura 4.45. Porcentaje de recobro de LGN mediante la variación del flujo

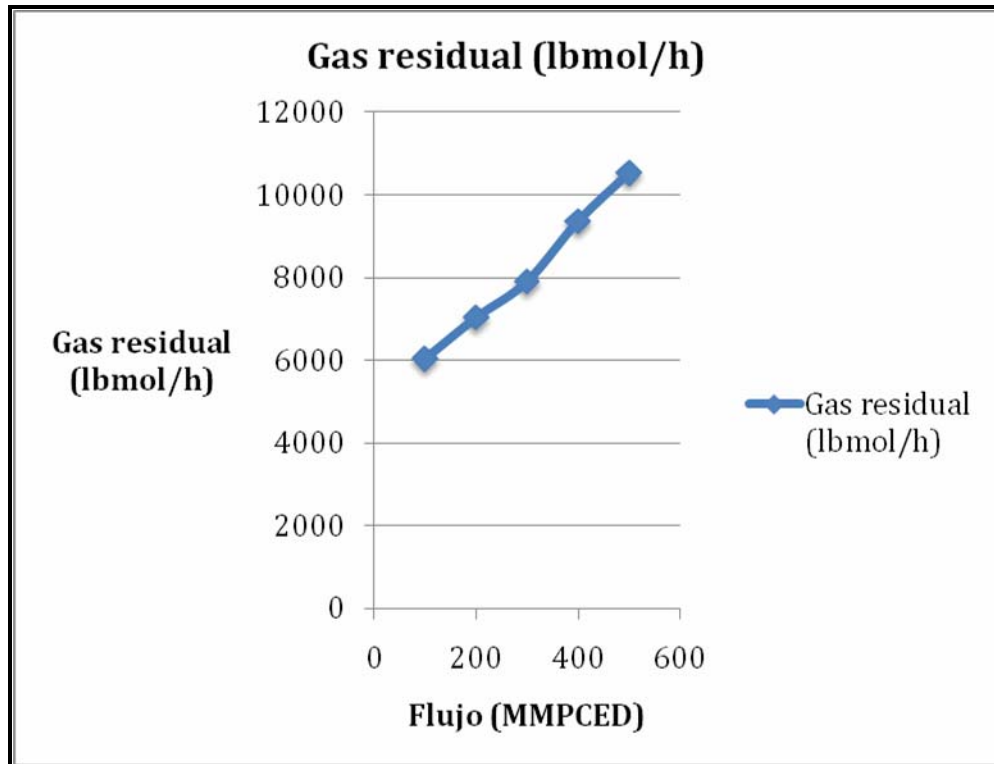


Figura 4.46. Cantidad de gas residual mediante la variación del flujo

4.3.3.3. Influencia en la variación de la riqueza del gas a la entrada del proceso

El GPM como ya se ha descrito en los procesos anteriores es una variable que determina drásticamente el recobro de líquidos del gas así como la obtención del gas residual. En la figuras 4.47, 4.48 y 4.49 se puede observar la influencia que tiene la riqueza del gas a la entrada del proceso sobre el rendimiento de esas dos variables operacionales; en el proceso CoconoPhillips los productos pesados son retirados luego de dos o más etapas de refrigeración con etileno y el gas residual se obtiene luego del ciclo

de refrigeración abierto con metano. Ver tabla A.14 con los valores obtenidos de la simulación.

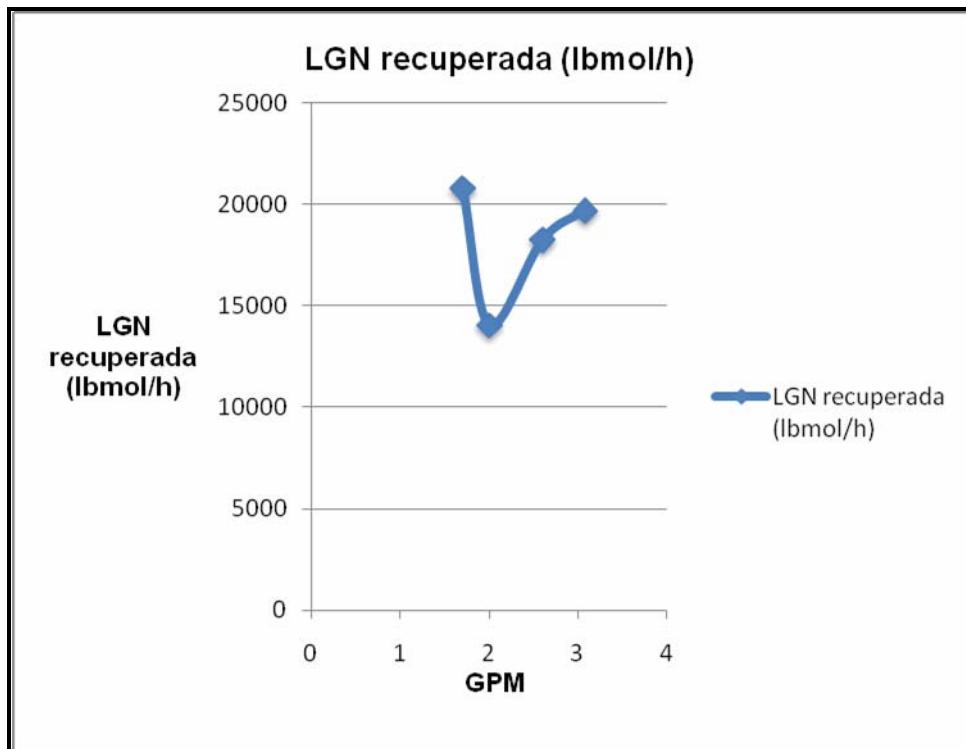


Figura 4.47. Variación del GPM del gas de entrada sobre la producción de LNG

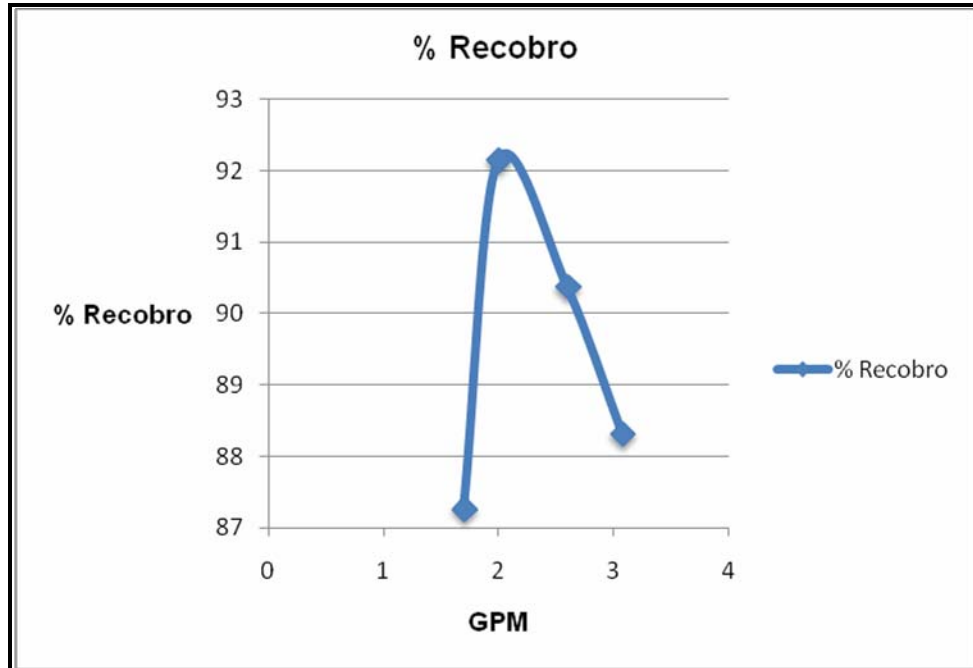


Figura 4.48. Porcentaje de recobro de LGN mediante la variación del GPM

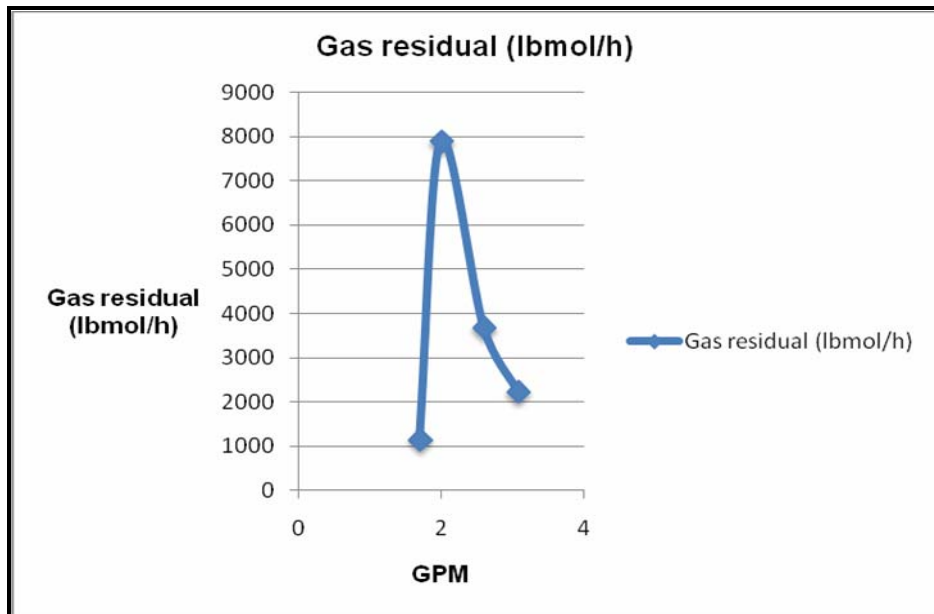


Figura 4.49. Cantidad de gas residual mediante la variación del GPM

4.3.4. Análisis de los requerimientos energéticos a través de los diagramas temperatura-entalpía (curvas de calentamiento y enfriamiento) para cada uno de los procesos estudiados

En los ciclos de refrigeración usados en la licuefacción del gas el principio básico para su enfriamiento y licuación usando refrigerantes es lograr el mayor acercamiento entre las curvas de enfriamiento del gas de proceso y calentamiento del refrigerante; esto resulta en un proceso termodinámicamente más eficiente.

En una curva de enfriamiento de un proceso de licuefacción típico, se pueden notar tres zonas que incluyen: una zona de pre-enfriamiento, una zona de licuefacción y una zona de sub-enfriamiento, todas estas zonas son caracterizadas por tener diferentes concavidades en la curva o calores específicos a lo largo del proceso. Todos los procesos de licuefacción de gas son diseñados para minimizar las diferencias entre las curvas de enfriamiento del gas y la de calentamiento del refrigerante. Cabe destacar que la forma de la curva del refrigerante depende de su composición; por lo tanto la selección de un componente puro o una mezcla en el ciclo de refrigeración es sumamente importante para el acercamiento entre estas curvas.

4.3.4.1. Proceso PRICO

En la figura 4.50 se muestra un esquema correspondiente al proceso PRICO de mezcla única de refrigerante para una sola etapa de compresión. En este proceso el gas es enfriado, licuado y sub-enfriado en el intercambiador de calor principal o “caja fría” por medio de una mezcla única de refrigerante con componentes C_1 , C_2 , C_3 , $i-C_5$ y N_2 .

El diseño de una mezcla refrigerante requiere de ciertos grados de libertad que deben ser manipulados simultáneamente, tres variables claves juegan un papel importante ya que pueden afectar el desempeño general del proceso de licuefacción. Estas variables son: nivel de presión, flujo de refrigerante y composición del refrigerante.

La selección de un nivel de presión para la evaporación de la mezcla de refrigerante afecta la diferencia en la temperatura entre la curva de enfriamiento del proceso y la curva de evaporación del refrigerante, ya que un incremento en la diferencia de temperatura elevará los requerimientos de energía del proceso.

Por su parte un incremento en el flujo de refrigerante puede aumentar la diferencia de temperatura entre la curva de enfriamiento del proceso y la curva de evaporación, y viceversa. Un incremento en el flujo de refrigerante aumenta los requerimientos de energía de la refrigeración. Sin embargo, si el flujo de refrigerante es muy bajo, pudiese causar un cruce de temperaturas (diferencias de temperatura negativas) en el intercambiador de calor.

La composición de la mezcla refrigerante puede ser manipulada para alcanzar las condiciones requeridas por el proceso y obtener así un mejor desempeño.

Las curvas de enfriamiento y calentamiento en la caja fría después de la separación de los pesados (separación de líquidos condensables) bajo las condiciones evaluadas presentan un acercamiento muy bueno (figura 4.50). Sin embargo la composición del refrigerante podría ser mejorada (disminuyendo la separación en el rango de -19.77°F a -123.4°F) para así

obtener una mayor eficiencia energética. Ver tabla A.15 con los valores obtenidos de la simulación.

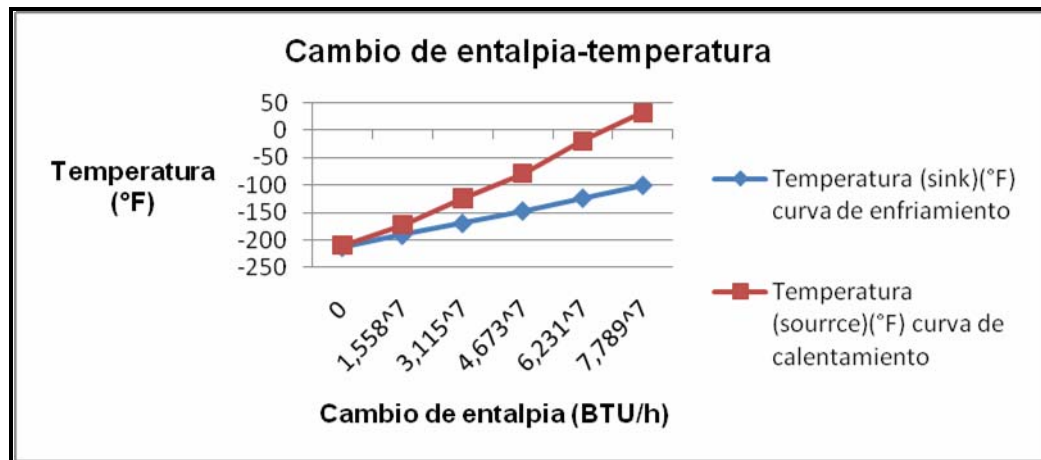


Figura 4.50. Esquema del proceso PRICO para una mezcla única de refrigerante de una sola etapa

A continuación se observa la simulación del proceso Prico;

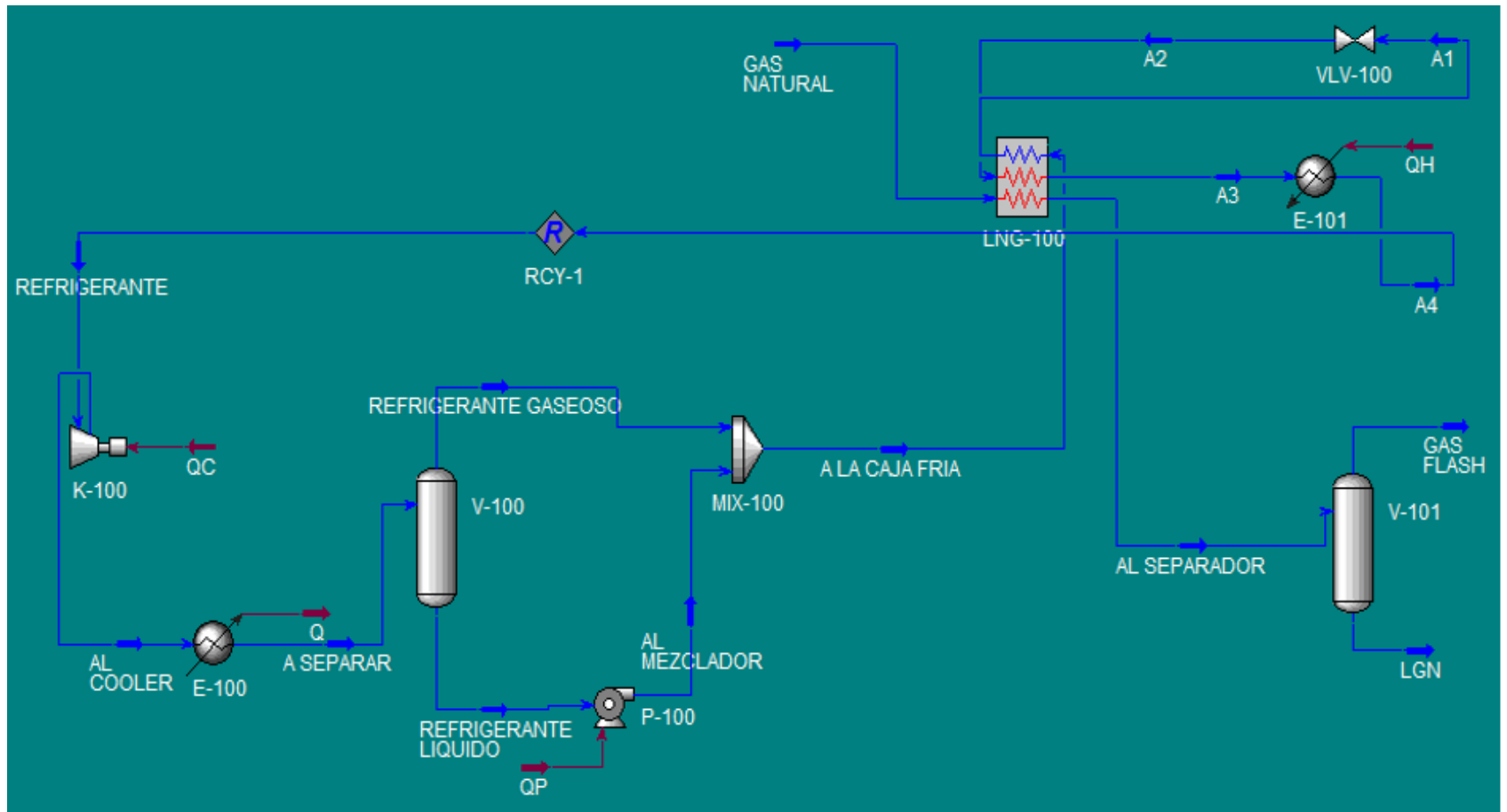


Figura 4.51. Simulación del proceso Prico

4.3.4.2. Proceso de licuefacción de la planta de Santa Bárbara

En la planta de Santa Bárbara el gas natural proveniente de la deshidratación es dividido en dos corrientes una va al intercambiador con propano y la otra va la “caja fría”. En el intercambiador con propano el gas se pone en contacto para intercambiar calor con una corriente de propano pre-enfriada (este pasa por un ciclo de refrigeración de tres etapas) retirando la energía que trae el gas y se inicie así la extracción de líquidos del gas natural. En la figura 4.52.A se muestran las curvas de calentamiento y enfriamiento a la salida del gas natural del intercambiador con propano pudiéndose observar que el acercamiento entre ambas curvas no es bueno; sin embargo es necesario destacar que en este equipo se busca reducir el rango de temperatura de enfriamiento y licuación del gas que se lleva a cabo posteriormente en el turboexpansor y las válvulas Joule-Thompson. Si se quisiera disminuir el rango temperaturas para obtener un mejor acercamiento está claro que se podría aumentar el flujo de refrigerante con el consecuente aumento en los requerimientos de energía asociados a los procesos de compresión.

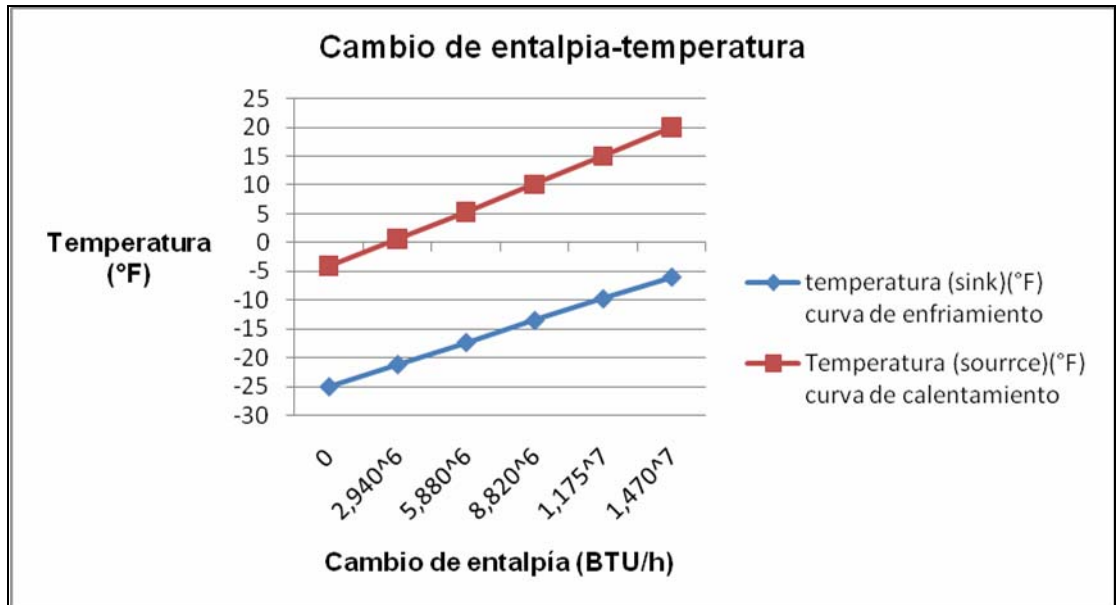


Figura 4.52.A. Curvas de calentamiento y enfriamiento a la salida del gas natural del intercambiador con propano

En intercambiador criogénico o “caja fría” presente en la planta de Santa Bárbara es una forma de enfriamiento muy eficiente por donde pasa el gas una vez que sale de los tamices moleculares del proceso de deshidratación. En la figura 4.52.B se muestran las curvas de calentamiento y enfriamiento representativas de las corrientes a la salida de la “caja fría”, las cuales muestran un acercamiento aceptable si se tiene en cuenta que estos son los rangos de temperatura requeridos por el proceso. Ver tabla A.16 y A.27 con los valores obtenidos de la simulación.

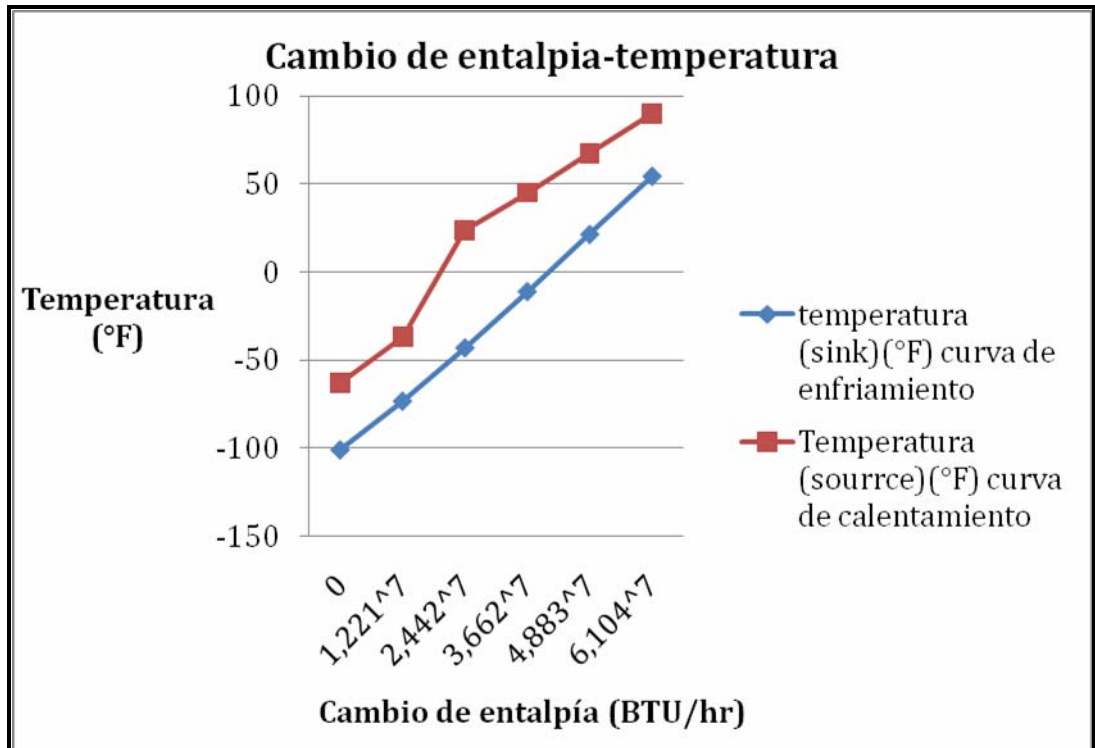


Figura 4.52.B. Curvas de calentamiento y enfriamiento en la caja fría

A continuación en la figura 4.53 se muestra la simulación de la planta Santa Bárbara.

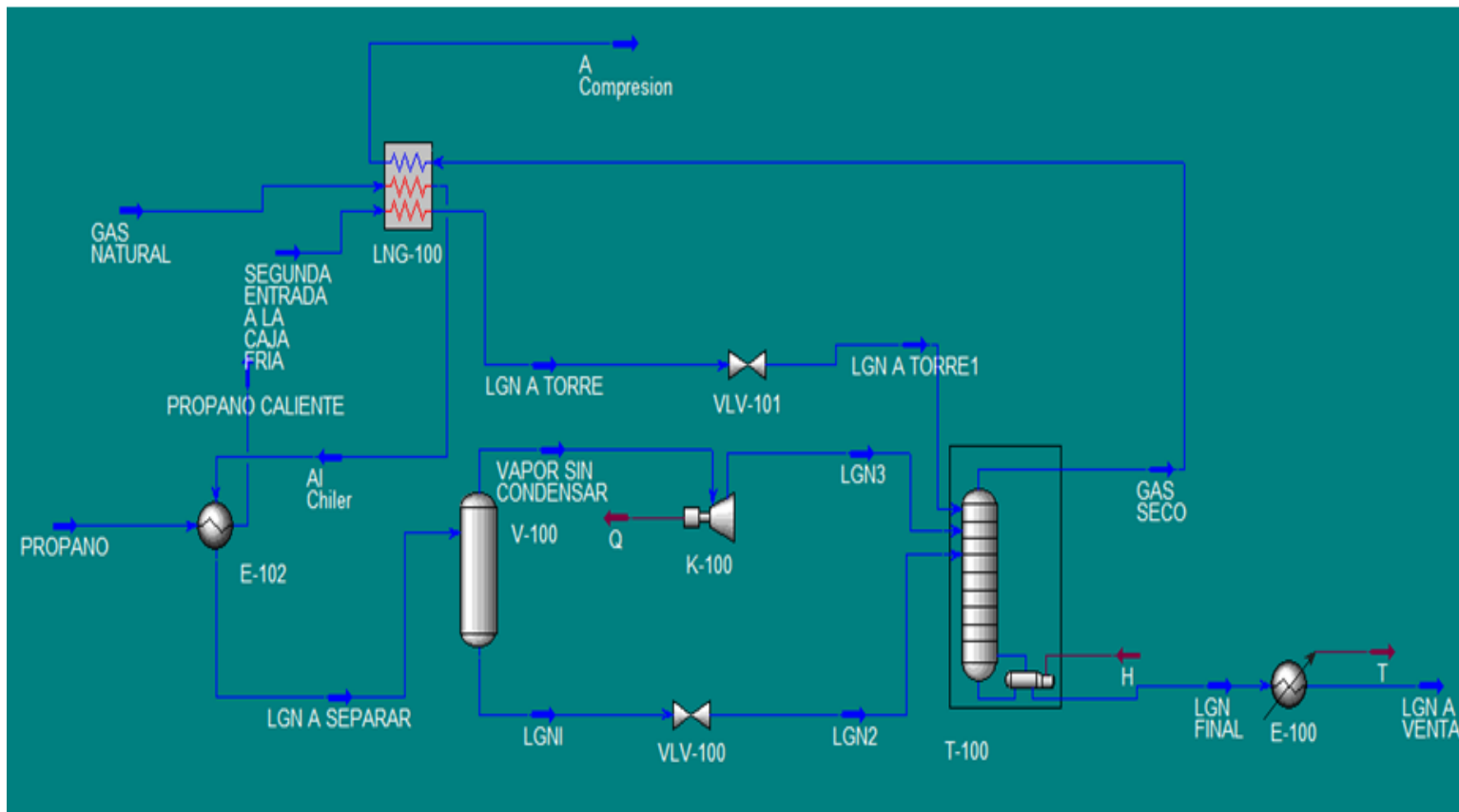


Figura 4.53. Simulación de la planta Santa Bárbara

4.3.4.3 Proceso en cascada de ConocoPhillips

Para el caso ConocoPhillips se analizaron las curvas de calentamiento correspondientes a cada una de las etapas en las cuales se lleva a cabo la licuefacción del gas. En la figura 4.54 correspondiente a la etapa de pre-enfriamiento llevada a cabo en la primera caja fría se puede observar que en líneas generales el acercamiento entre las curvas de calentamiento y enfriamiento es bueno (el consumo energético por parte de los compresores para cada etapa es mayor) considerando que se trata de la etapa de pre-enfriamiento donde el gas debe ser llevado a condiciones de temperatura que garanticen que se lleve a cabo adecuadamente el proceso de licuefacción posteriormente. Ver tabla A.18 con los valores obtenidos de la simulación.

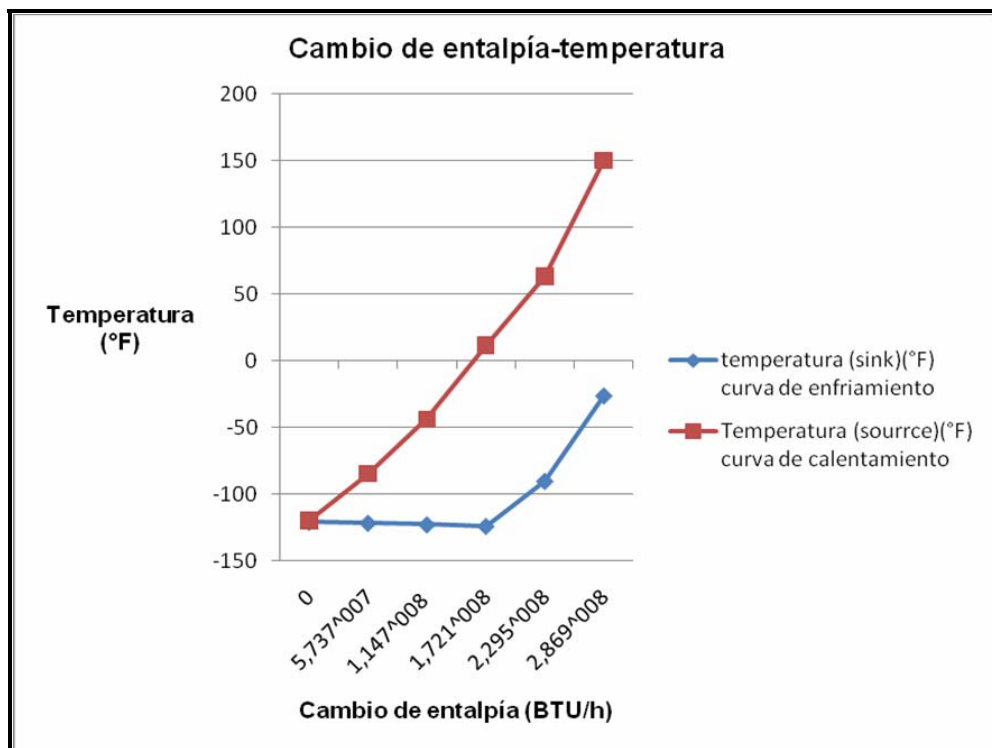


Figura 4.54. Primera etapa pre-enfriamiento (primera caja fría)

En la figura 4.55 correspondiente a la etapa de licuefacción se observa que el distanciamiento entre las curvas de enfriamiento y calentamiento es considerable, esto puede explicarse ya que en el proceso tipo cascada las irreversibilidades generadas debido a los gradientes de temperatura son mayores, la separación entre las curvas será mayor y por lo tanto el consumo energético del compresor debe ser mayor, sin embargo el acercamiento entre las mencionadas curvas en la última etapa es bueno con respecto al rango de temperatura en el cual se espera que salga el gas después del proceso de licuefacción. Ver tabla A.19 con los valores obtenidos de la simulación.

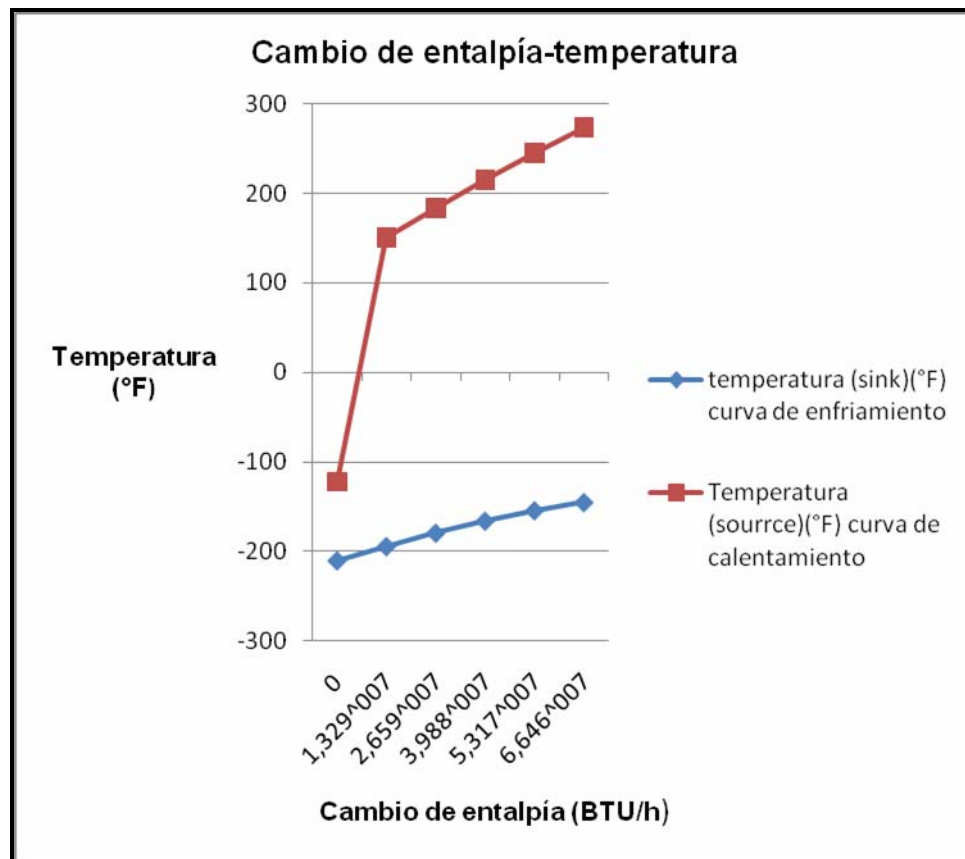


Figura 4.55. Etapa de licuefacción (segunda caja fría)

Para la etapa de sub-enfriamiento se tiene la figura 4.56 donde se puede observar fácilmente que el distanciamiento entre las curvas de

enfriamiento y calentamiento es pronunciado en todas las etapas menos en la última, en la cual el gas se encuentra a la temperatura requerida por el proceso para esta etapa; al igual que para la etapa de licuefacción sería necesario un mayor trabajo por parte de los compresores así como el uso de las tasas de flujo de refrigerantes óptima para lograr temperaturas mínimas de acercamiento en cada una de las etapas. Ver tabla A.20 con los valores obtenidos de la simulación.

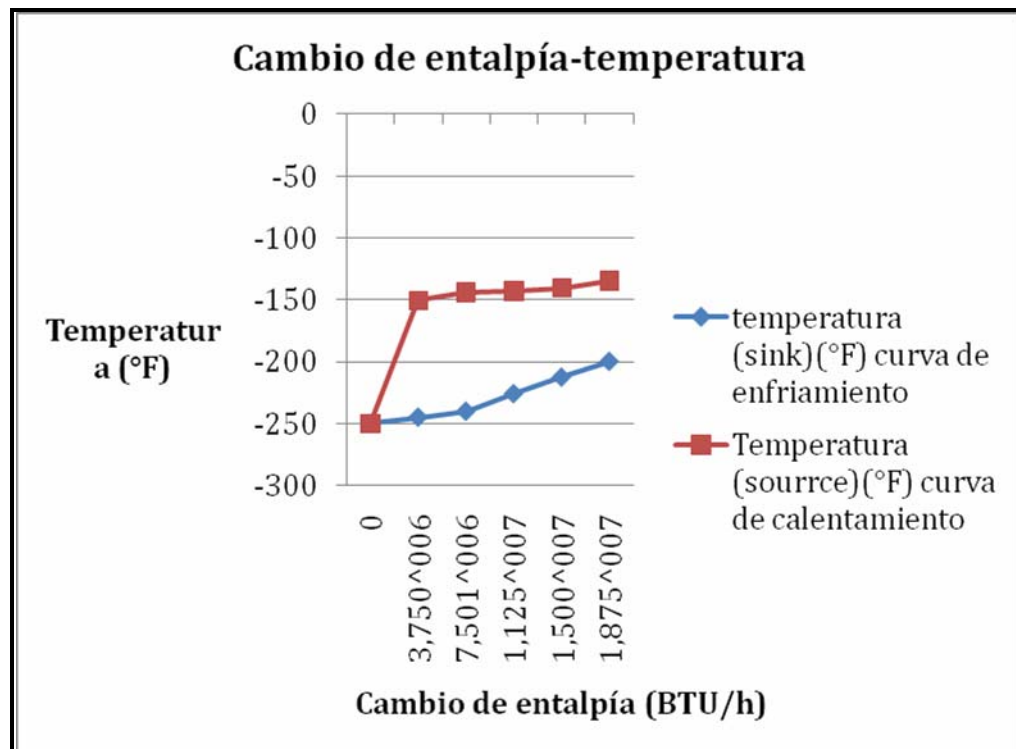


Figura 4.56. Etapa de sub-enfriamiento (tercera caja fría)

A continuación en la figura 4.53 se muestra la simulación de la planta Santa Bárbara.

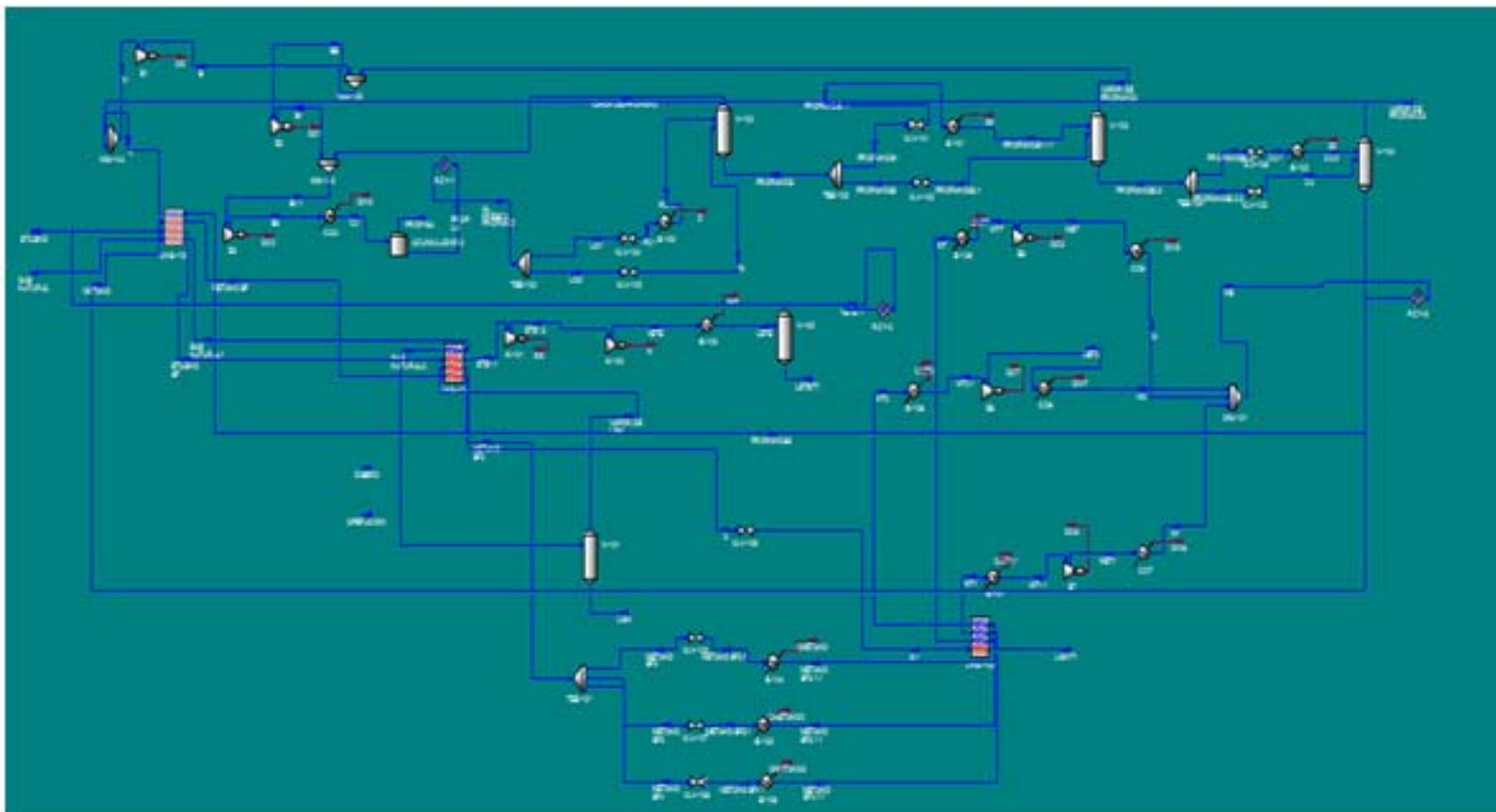


Figura 4.57. Simulación del proceso CoconoPhillips

4.4. Análisis de producción a condiciones estándar de las tecnologías PRICO y ConocoPhillips

Las tecnologías PRICO y ConocoPhillips

Tabla 4.4. Características del gas de entrada en los diferentes procesos

Proceso	Flujo (MMPCED)	GPM	Presión (psi)	Temperatura (F)
PRICO	300	3,08	14,7	32
CONOCOPHILLIPS			700	150
SANTA BARBARA			1.140	90

Tabla 4.5. Producción diaria en los diferentes procesos

PROCESO	Barriles diarios a condiciones estándar
PRICO	37.190
CONOCOPHILLIPS	61.450
SANTA BARBARA	46.140

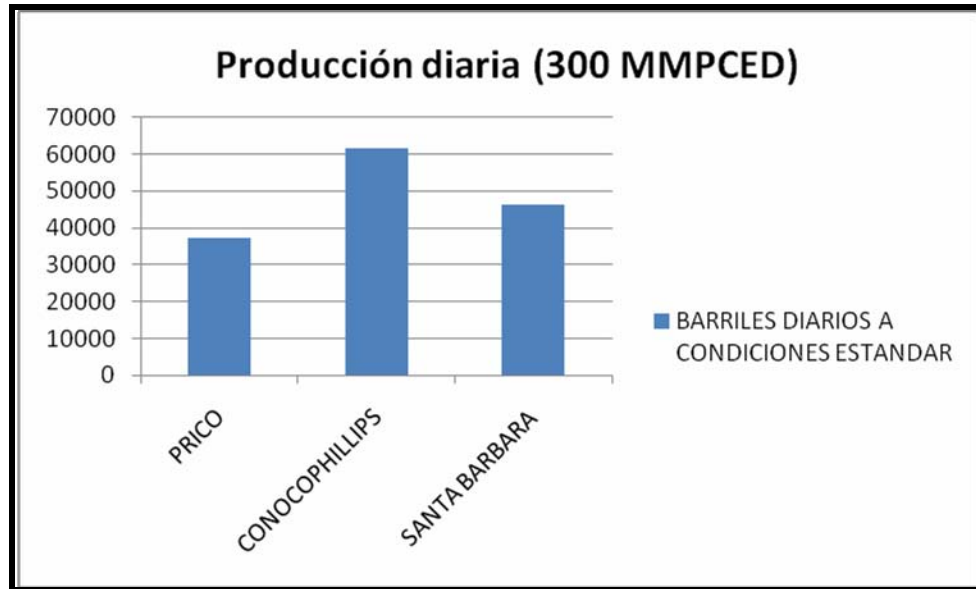


Figura 4.58. Producción diaria en los diferentes procesos

4.5. Estimado de costos para las dos nuevas tecnologías aplicadas

Para establecer los costos que implican la aplicación de las tecnologías propuestas para la extracción de líquidos del gas natural (PRICO y ConocoPhillips) se actualizaron los costos de las mismas, mediante el estudio de índices económicos.

En la tabla 4.6 se muestran los costos de inversión calculados.

Tabla 4.6. Costos de inversión

Tecnología	Capacidad de Proceso		Costos de Inversión (\$)
	(MMPCD)	(MMTMA)	
Santa Bárbara	400	2,4	168.487.562,2
ConocoPhillips	200	1,2	96.342.210,4
PRICO	180	1,08	72.601.382,3

Los costos por consumo energético para las tecnologías en estudio se muestran en la tabla 4.7.

Tabla 4.7. Costos por consumo energético

Tecnología	Consumo Energético		Costos Energéticos
	(MW)	(HP)	(\$)
ConocoPhillips	130	174.332,87	261.499.305
PRICO	41	54.981,91	82.472.865

Se debe contar con un criterio de selección específico en función de satisfacer los requerimientos de proyectos que impliquen estas tecnologías, puesto que tienen distintas configuraciones de diseño de equipos tales como: tamaño de los compresores, tanques e intercambiadores de calor, los cuales pueden incrementar o disminuir los costos, según sea el caso.

Se hace necesario involucrar más factores al tomar una decisión final en la selección del proceso. Algunas compañías tienen derechos prioritarios sobre estas técnicas y los costos de instalación deben incluir licencias de impuestos. Algunos procesos son vendidos sin derechos a clientes y algunos otros con acuerdos contractuales generalmente envolviendo beneficios sobre la venta del gas natural. Por otra parte, es difícil determinar externamente un riguroso proyecto de impacto económico. El uso de simulación basado en información disponible e investigación muestra una vista panorámica inicial y puede servir como un punto de comienzo antes de tomarse una decisión final.

4.6. CONCLUSIONES

1. El proceso de licuefacción de gas natural mediante componentes puros como refrigerantes, requieren un consumo de energía mayor de las unidades compresoras que los procesos que usan mezclas de refrigerantes.
2. La utilización de un proceso que emplee una etapa de pre-enfriamiento con propano, licuefacción y sub-enfriamiento es una buena opción desde el punto de vista energético, debido a que la disposición y utilización de estas tres etapas para la licuefacción del gas permite reducir la carga energética que debe entregar el gas para que se lleve a cabo la reducción de temperatura en el rango de enfriamiento deseado así como una disminución de los flujos máxicos requeridos del refrigerante.
3. La eficiencia operacional de los equipos que integran el proceso de extracción de líquidos del gas natural muchas veces es afectada por variables como el GPM, la presión, temperatura y flujo del gas de entrada; las cuales pueden conllevar a que la planta presente serios problemas operacionales, y por ende una baja eficiencia en la producción de LGN.
4. Dependiendo del proceso se usarán mezclas de refrigerantes o refrigerantes puros para enfriar el gas natural pero con el uso de equipos similares. Los factores que difieren de un proceso a otro son la instalación y el diseño.
5. Bajos costos de implementación y una alta capacidad operacional hacen que un proceso de licuefacción de gas natural sea factible.
6. Un método para determinar la eficiencia de un ciclo es el análisis de las curvas de calentamiento y enfriamiento mediante los diagramas de temperatura-entalpia.

7. En el proceso de cascada la utilización de etano o etileno en la segunda etapa no arroja diferencias tan significativas, por lo que su uso dependerá de la disponibilidad que se tenga de los mismos.
8. El número de etapas de compresión es un parámetro clave a considerar en el diseño de un proceso de licuefacción de gas natural.
9. Con el uso de componentes puros se obtienen rangos de temperatura de operación restringidos debido a las propiedades físico-químicas de cada uno de estos.
10. Para el proceso que usa pre-enfriamiento con propano y mezclas refrigerantes se obtuvieron valores correspondientes al recobro de líquidos de hasta 96 y 99% respectivamente lo cual demuestra una eficiencia mayor de estos procesos con respecto a los de mezcla única de refrigerantes y de cascada, para las condiciones y configuraciones de proceso usadas en estudio.

4.6 RECOMENDACIONES

1. Un análisis comparativo de tecnologías debe involucrar el conjunto de equipos y procedimientos industriales usados en cada una.
2. Para la realización de los modelos de simulación es esencial contar con la información de los equipos instalados, características de las corrientes (de alimentación, intermedias y de los productos), diagramas de flujo, equipos a simular y condiciones típicas de operación de los mismos.

4.7. BIBLIOGRAFÍA

1. Brito F. **“Estudio de sensibilidad de variables operacionales por cambios en las condiciones del gas de alimentación en la planta de extracción San Joaquín (PDVSA)”**, Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Puerto La Cruz (2008).
2. Canache S. y Salazar, L. **“Análisis de las variables a ser consideradas en el proceso de optimización de una planta controladora de punto de rocío”**, Monografía, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Puerto La Cruz (2010).
3. Rodríguez L. **“Determinación de la mejor opción técnico económica para el proceso de recuperación de LGN a utilizarse en el mejoramiento de crudos pesados”**. Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Puerto La Cruz (2004).
4. Rivera V, Aduku A., Harris O., **“Evaluation of LNG Technologies”**, paper, April, 2008.
5. **“Hydrocarbon Processing’s Gas Processes Handbooks”**. (2006).
6. Cedeño M. **“Evaluación técnico-económica de una nueva infraestructura de extracción de líquidos en el complejo criogénico Santa Bárbara”**, Tesis de Grado, Departamento de Ingeniería Química, UDO, Puerto La Cruz (2005).
7. Laucho W. **“Diseño de factibilidad del diseño de una planta de licuefacción de gas natural en el norte de la península de Paria”**. Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Puerto La Cruz (2008).
8. GPSA. **“Refrigeration, section 14”**.

GLOSARIO

- 1BMC = Billones de metros cúbicos
- 2BPC = Billones de Pies Cúbico = 1.000.000.000.000 pie³
- 3BTU = Unidad Térmica Británica (British Termal Units)
- 4FC = Flujo de caja
- 5GNL = Gas natural licuado
- 6GN = Gas natural
- 7GPSA = Asociación de productores y procesadores de gas
- 8IPPCN = Industria petrolera, petroquímica y carbonífera nacional
- 9LGN = Líquidos del gas natural
- 10 MMBTU = Millones de BTU
- 11 MMTMA = Millones de toneladas métricas al año
- 12 PCD = Pies cúbicos por día
- 13 PCND = Pies cúbicos normales por día
- 14 PCN = Pies cúbicos normales
- 15 TIR = Tasa interna de retorno

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

TÍTULO	EVALUACIÓN DE LA APLICACIÓN DE DOS PROCESOS DE EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS DE GAS NATURAL (LGN) COMPARÁNDOLA CON LA EXISTENTE EN LA PLANTA SANTA BÁRBARA EN EL ESTADO MONAGAS
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CULAC / E MAIL
Mendoza V, Julio E	CVLAC: 18.278.343 E MAIL: juliomendoza_90@hotmail.com
Romero O, Mercedes A	CVLAC: 16.927.456 E MAIL: alejandrinaorsetti@hotmail.com

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Extracción de líquidos de gas natural

LGN

Proceso de expansión

Planta Santa Bárbara

Refrigeración mecánica

Deshidratación con glicol y tamices moleculares

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÀREA	SUBÀREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería Química

RESUMEN (ABSTRACT):

La alternativa de monetización del gas natural via gas natural toma cada día más relevancia dentro del mercado energético internacional y nacional. En la industria del gas natural licuado, los procesos de mayor aplicación emplean refrigerantes como componentes puros o mezclas para lograr el enfriamiento, licuefacción y subenfriamiento del gas. En este trabajo se desarrolla una comparación conceptual entre la tecnología usada en la planta de extracción profunda de Santa Bárbara con una capacidad de 4,7 millones de toneladas anuales con otras dos tecnologías utilizadas para la licuefacción del gas natural. Además se describen los elementos claves y los aspectos principales del desempeño de estos procesos de licuefacción sobre una variable operacional, como lo es el recobro de líquidos. El consumo energético de cada uno de estos procesos es comparado y relacionado con el acercamiento de las curvas de enfriamiento y calentamiento; tipo de refrigerante, configuración del proceso, y número de etapas de compresión sobre la eficiencia del proceso. Los resultados obtenidos indican que el proceso que usa pre-enfriamiento con propano permite obtener un recobro de líquidos de hasta 96 % y los de mezclas refrigerantes por su parte arrojan un valor de hasta 99 % lo cual refleja que estos procesos resultan ser más eficientes que los procesos de mezcla única de refrigerantes y de cascada.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
Rondón, José	ROL	CA	AS	TU	JU
	CVLAC:	8.290.101			
	E_MAIL	rondonjj@gmail.com			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2010	07	30
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
Tesis.Tecnologiaextraccionliquido.doc	Aplication/ msword

CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS: A B C D E F G H
I J K L M N O P Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p q r s t u
v w x y z. 0 1 2 3 4 5 6 7 8 9.

ALCANCE

ESPACIAL: _____ (OPCIONAL)

TEMPORAL: _____ (OPCIONAL)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero Químico

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Pregrado

ÁREA DE ESTUDIO:

Departamento de ingeniería química

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente. Núcleo de Anzoátegui

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

DERECHOS

De acuerdo al artículo 41 del Reglamento de Trabajo de Grado:
“Los Trabajos de Grado son exclusiva propiedad de la
Universidad y solo podrán ser utilizados a otros fines con el
consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo
participará al Consejo Universitario”

Mendoza V, Julio E

AUTOR

Romero O, Mercedes A

AUTOR

José Rondón

TUTOR

Arturo Rodulfo

JURADO

Rayda Patiño

JURADO

Yraima Salas

POR LA SUBCOMISION DE TESIS