

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA
CURSOS ESPECIALES DE GRADO
ÁREAS DE GAS



**DESARROLLO DE INGENIERÍA CONCEPTUAL PARA LA
INFRAESTRUCTURA DE SUPERFICIE DE UN CAMPO COSTA
AFUERA**

Presentado por:

***MONTAGUTH ABREU, KELLY KARINA
MONTILLA ODDY, MONTIELDHI DEL CARMEN***

Trabajo de Grado presentado ante la Universidad de Oriente como Requisito

Parcial para optar al Título de:

INGENIERO QUÍMICO

Barcelona, Abril de 2011

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA
CURSOS ESPECIALES DE GRADO
ÁREAS DE GAS



PROYECTO DE TRABAJO DE GRADO

**DESARROLLO DE INGENIERÍA CONCEPTUAL PARA LA
INFAESTRUCTURA DE SUPERFICIE DE UN CAMPO COSTA AFUERA**

ASESOR

Ing. José J. Rondón (M.Sc)

Barcelona, Abril de 2011

RESOLUCIÓN

The logo of the Universidad de Oriente, Venezuela, is a circular emblem. It features a central white star with a grey outline, surrounded by a yellow atomic symbol with three elliptical orbits. The background of the inner circle is light blue. The outer ring of the emblem is red with the text "UNIVERSIDAD DE ORIENTE" at the top and "VENEZUELA" at the bottom in yellow capital letters.

DE ACUERDO AL ARTÍCULO 44 DEL REGLAMENTO DE TRABAJOS DE GRADO: “LOS TRABAJOS DE GRADO SON DE EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE Y SOLO PODRAN SER UTILIZADOS A OTROS FINES CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NUCLEO RESPECTIVO, EL CUAL NOTIFICARA AL CONSEJO UNIVERSITARIO”.

DEDICATORIA

Dedico esta tesis primeramente a Dios por guiarme siempre en todo momento, por darme serenidad en los momentos de tanta tormenta.

† A la memoria de mi padre JESÚS RAFAEL MONTILLA que desde el cielo me cuida.

A mi madre por el apoyo brindado.

A mis hermanos Angélica, Tirso y Rocco.

A mis hermosos sobrinos Rocke, Paulina, Jesús, Patricia, Angélica José y José Rafael para que este éxito les sirva como fuente motivadora en un futuro para su formación como profesionales. Se les AMA INMENSAMENTE mis niños.

A mis pocas amistades que con cariño y dedicación aportaron su granito de arena para hacerme la carga menos pesada.

A mí persona ya que a pesar de los momentos tan difíciles que he pasado, no abandoné mi carrera ante tantas adversidades, supere todos los obstáculos y pude demostrarle a mucha gente que no importa el tiempo que se dure estudiando lo importante es lograrlo y yo lo logré gracias a Dios y a mi gran voluntad.

Montieldhi del C Montilla O.

A Dios por guiarme en cada paso de mi vida, por darme la fortaleza para seguir adelante y superar todos los obstáculos en mi vida.

A mis padres Matilde y Elpidio, por su amor y apoyo incondicional a lo largo de toda mi vida. Para ustedes principalmente es el logro de este gran sueño, sin su ayuda y colaboración no hubiera sido posible. Los AMO inmensamente.

A mis hermanos Jahiber Montaguth y Jackson Montaguth que son mi orgullo, gracias a los dos por su ayuda y colaboración.

A toda mi familia por su cariño y por estar pendientes siempre de nuestro bienestar, especialmente a mi madrina Cecilia Lázaro por acompañarme y apoyarme en los momentos más importantes de mi vida. Te quiero mucho madrina.

A mis amigas Carolina y Yetzenia, que se han convertido en mis hermanas, ustedes son parte de mi vida.

A todos mis amigos y todas aquellas personas que creyeron en mí y me apoyaron y me apoyaron en este largo camino.

Kelly K. Montaguth A.

AGRADECIMIENTOS

A esa divina presencia que es **Dios** por permitirme estar con vida y salud, por sus grandes pruebas que nos hace crecer como persona, por enseñarme que no hay dificultades en el mundo que no se puedan superar, todo con la ayuda de Dios.

† A la memoria de mi padre **Jesús Rafael Montilla** cuya luz y amor siguen iluminando nuestras vidas, donde estés papá este triunfo también es por ti. Te amo y te extraño viejo!

A mi madre **Matilde Oddy**, que con tanta dedicación y amor me educó para hoy día ser lo que soy, una Ingeniero más en la familia. Te quiero mi vieja!

A mi querida hermana **Angélica María** por su valiosa ayuda, cuyo amor y apoyo no tienen límites. Te quiero Hermana!

A **David Rodríguez**, por su valiosa colaboración, que a pesar de la distancia no impidió que recibiera su apoyo y amor.

Al profesor **Jairo Uricare** y a nuestro asesor académico **José Rondón** por guiarnos en el transcurso de las áreas.

A mis compañeros de áreas por ser el único grupo excepcional en transcurso de toda mi carrera, en especial a **Graciela Tachinamo** por brindarme su apoyo cuando más lo necesité.

A los Ingenieros **Héctor Rodríguez** y **Raúl Guarino**, por su enorme colaboración.

A la **Universidad de Oriente** y a todos los profesores porque me brindaron parte de sus conocimientos.

A todas aquellas personas, familiares y amigos que de alguna u otra forma hicieron posible este sueño.

Montieldhi del C, Montilla O.

A Dios Todopoderoso por ser mi guía y darme fortaleza para seguir adelante cada día de mi vida. Gracias por esta segunda oportunidad que me has dado y por permitirme alcanzar uno de mis más grandes metas y sueños.

A mis dos infinitos seres amados, mi Madre Matilde de Montaguth y mi padre Elpidio Montaguth por su gran amor y apoyo incondicional a lo largo de toda mi vida. Sin el apoyo de ustedes no hubiera sido posible este gran sueño, gracias mami y papi por creer en mí y siempre estar presente en cada paso que doy. Son mi fuente de inspiración. LOS AMO.

A mis hermanos adorados Jahiber y Jackson por siempre estar pendiente de mí y por su apoyo incondicional, sobretodo en estos últimos meses. Los quiero inmensamente hermanitos.

A mis hermanas y amigas Carolina y Yetzenia, gracias por su amistad y apoyo incondicional, gracias por siempre estar conmigo y apoyarme en todo. Las quiero mucho.

A todos mis compañeros y amigos de las áreas por haber sido un grupo tan unido y especial, y el mejor con el que he compartido. Quiero agradecer especialmente a Pedro y a Erica por su amistad y apoyo durante todo este tiempo. Todos ustedes hicieron de estos meses una de las mejores etapas de mi vida.

A mi compañera de Áreas Monti, por compartir esta experiencia junto conmigo, y porque a pesar de las adversidades logramos salir adelante.

Al Ing. Héctor Rodríguez y Urimare García por toda su colaboración.

A los Profesores de Áreas de Grado; Jairo, Isvelia y a nuestro asesor académico José Rondón por su paciencia y colaboración en el transcurso de las áreas.

Kelly K, Montaguth A.

RESUMEN

El presente trabajo tiene como alcance el desarrollo de la infraestructura de superficie para un campo costa afuera; se identificaron las variables operacionales del proceso, donde éste consta de dos etapas de separación, en la etapa I la presión de alimentación proveniente del pozo es de 4963 psi y temperatura 194 °F, mediante una válvula ésta presión fue llevada a 1322 psi trabajando con un caudal de 50MMPCED y 8000 Barriles/día; el líquido separado en dicha etapa, luego de pasar por una válvula es llevado a la II etapa a 850 psi. En la etapa II el proceso trabaja con una presión menor a la que se desea que salga el gas (1280 psi), es por ello que posee un compresor a su salida para poder unirse con la línea de gas de la etapa I y ser recibida a la estación a la presión requerida (1280 psi), la línea de líquido extraído se recibe al cabezal a una presión de 782 psi. Luego de identificar las variables operacionales del proceso, se procedió a verificar que no condensaran líquidos a través de la tubería mediante el software Aspen HYSYS 2006.5, resultando una fracción de vapor de 0.9891, con lo que se demostró la presencia de líquidos condensados en la corriente de gas, por lo que se realizó los diagramas de flujo de los diferentes procesos utilizados en la extracción de líquidos del gas natural, como son Joule Thompson, Refrigeración Mecánica y Turbo Expansor mediante el programa Autocad para tener una mejor visión de estos procesos y posteriormente a través del software Aspen HYSYS 2006.5 evaluar dichos procesos, tomando en cuenta las variables más importantes para la selección del método más óptimo en cuanto a generación de líquidos extraídos del gas natural y requerimientos mínimos de energía que se usó en cada proceso que fueron: Barriles de líquido que se obtuvieron al final de cada proceso (barril/día),

fracción de vapor del gas después de compresión al final del proceso, potencia requerida que se utilizó en cada equipo (compresores, expansores, enfriadores, intercambiadores de calor y bombas) y el caudal de gas obtenido (MMPCED). Luego de estudiar los tres procesos el seleccionado fue el de Turbo-Expansión por ser el de mayor caudal de líquido generado y por tener el menor requerimiento energético utilizado en comparación a los otros procesos. Además se realizó el diseño de los separadores trifásicos horizontales involucrados en el proceso de Turbo-Expansión y el diseño del gasoducto y de la tubería que transporta LGN desde el campo costero hasta la estación de flujo. Así mismo se realizó la estimación de costos del proceso seleccionado, esta estimación fue del tipo clase V y el costo total de equipos fue de 673.000.000 MM Bs F.

TABLA DE CONTENIDO

RESOLUCIÓN	iii
DEDICATORIA	iv
AGRADECIMIENTOS.....	vi
RESUMEN.....	ix
TABLA DE CONTENIDO	xi
CAPITULO I.....	1
INTRODUCCIÓN	1
1.1 INTRODUCCIÓN.....	1
1.2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	2
1.3 OBJETIVOS	3
1.3.1 Objetivo General	3
1.3.2 Objetivos Específicos.....	3
CAPITULO II.....	4
MARCO TEÓRICO	4
2.1 ANTECEDENTES	4
2.2 INGENIERÍA CONCEPTUAL	5
2.3 DEFINICIÓN DEL GAS NATURAL.....	5
2.4 ORIGEN Y CLASIFICACIÓN.....	7
2.4.1 Tipos de Gases	9
2.6. RIQUEZA DEL GAS NATURAL	12
2.7 EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL.....	14

2.8 LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL (LGN)	16
2.9 CONTENIDO LÍQUIDO DE UN GAS (GPM)	16
2.10 RECOBRO	18
2.11 VARIABLES A ESTUDIAR EN EL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL	19
2.11.1 Punto De Rocío.....	19
2.11.2 Separación A Baja Temperatura (LTS)	19
2.11.3 Refrigeración.....	20
2.11.3.1 Proceso de refrigeración del Gas Natural	21
2.11.4 Proceso de recuperación de LGN	23
2.12 SEPARADORES	23
2.12.1 Etapas de separación de petróleo y gas.	23
2.12.2 Depuradores de Gas	24
2.12.3 Separadores.....	25
2.12.4 Funciones de los separadores	25
2.12.5 Secciones de un separador	26
2.12.6 Procesos de separación.....	28
2.12.7 Clasificación de los Separadores	29
2.12.8 Consideraciones de diseño de un separador	32
2.12.9 Factores que deben considerarse durante el diseño de separadores	39
2.13 COMPRESORES	45
2.13.1 Tipos de compresores utilizados en la industria.....	46

2.13.2 Proceso de compresión del Gas Natural.....	47
2.14 RECUPERACIÓN DE LÍQUIDOS A PARTIR DEL GAS NATURAL (NGL).....	48
2.14.1 Expansión Joule – Thompson	50
2.14.2 Turbinas de Expansión o Expansión Criogénica.....	55
2.14.2.1 Mecanismo de operación.....	56
2.14.2.2 Principio del enfriamiento.	57
2.14.2.3 Características de los turbo expansores o turbinas radiales de reacción.	60
2.14.2.4 Usos y aplicaciones	60
2.14.3 Refrigeración Mecánica.....	63
2.14.3.1 Sistema de Refrigeración por Absorción:	65
2.14.3.2 Sistema de Refrigeración por Compresión	67
CAPITULO III	70
METODOLOGÍA.....	70
3.1 IDENTIFICAR las variables operacionales deL CAMPO COSTA AFUERA.....	71
3.2 ESTUDIAR LAS CONDICIONES INICIALES DE LA CORRIENTE DE GAS PARA LA DETECCIÓN DE LÍQUIDOS CONDENSADOS EN LA TUBERÍA A TRAVÉS DEL SOFTWARE ASPEN HYSYS 2006.5.....	72
3.3 REALIZAR EL DIAGRAMA DE FLUJO PARA LOS DIFERENTES PROCESOS A ESTUDIAR (JOULE THOMPSON, REFRIGERACIÓN MECÁNICA, TURBO EXPANSOR).....	73
3.3.1 Expansión Joule Thompson.....	74

3.3.2 Refrigeración Mecánica	75
3.3.3 Turbo Expansor.....	76
3.4 EVALUAR LOS PROCESOS A TRAVÉS DEL SOFTWARE ASPEN HYSYS 2006.5	77
3.5 REALIZAR EL DISEÑO DE LOS SEPARADORES, LÍNEAS DE GAS Y DE LÍQUIDO A SU RESPECTIVA ESTACIÓN.....	81
3.5.1 Diseño de los separadores trifásicos	81
3.5.2 Diseño del gasoducto.....	88
3.5.3 Análisis de velocidades en el gasoducto.....	91
3.5.4 Diseño de la tubería que transporta LGN.....	92
3.6 ESTIMACIÓN DE COSTOS DEL PROCESO SELECCIONADO	93
3.6.1 Estimación de costos clase v	93
CAPITULO IV.....	104
DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	104
4.1 IDENTIFICAR LAS VARIABLES OPERACIONALES DEL CAMPO COSTA AFUERA.....	104
4.2 ESTUDIAR LAS CONDICIONES INICIALES DE LA CORRIENTE DE GAS PARA LA DETECCIÓN DE LÍQUIDOS CONDENSADOS EN LA TUBERÍA A TRAVÉS DEL SOFTWARE ASPEN HYSYS 2006.5.....	105
4.3 REALIZAR EL DIAGRAMA DE FLUJO PARA LOS DIFERENTES PROCESOS A ESTUDIAR (JOULE THOMPSON, REFRIGERACIÓN MECÁNICA, TURBO EXPANSOR).....	107
4.3.1 Expansión Joule Thompson.....	108
4.3.2 Refrigeración Mecánica.	110

4.3.3 Turbo Expansión.....	114
4.4 EVALUAR LOS PROCESOS ESTUDIADOS A TRAVÉS DEL SOFTWARE ASPEN HYSYS 2006.5.....	116
4.5 REALIZAR EL DISEÑO DE LOS SEPARADORES, LÍNEAS DE GAS Y DE LÍQUIDO DE LLEGADA A SU ESTACIÓN RESPECTIVA. ...	120
4.5.1 Diseño de los separadores trifásicos	120
4.5.1.1 Diseño del gasoducto	121
4.5.1.2 Diseño de la tubería que transporta LGN.	122
4.5.2 Estimación de costos del proceso seleccionado.....	124
4.6 CONCLUSIONES.....	125
4.7 RECOMENDACIONES	126
BIBLIOGRAFÍA.....	127
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:.....	129

CAPITULO I

INTRODUCCIÓN

1.1 INTRODUCCIÓN

El gas natural está considerado hoy en día como el combustible con mayor aceptación a nivel mundial, producto del elevado alcance del recurso, buena rentabilidad y daños mínimos en el ambiente por ser el combustible más limpio del yacimiento.

La producción de gas en Venezuela representa un papel muy importante en la matriz energética del país. La zona Oriental posee el mayor porcentaje de reservas probadas de gas natural y un porcentaje menor en las zonas costa afuera, lo que es una cifra considerable que permite inferir el próspero futuro de esta fuente de energía y su actuación en la economía venezolana.

Con el descubrimiento de nuevos yacimientos, Venezuela ha pasado a tener la mayor reserva de gas natural de Sudamérica y la octava del mundo. Pero el país sólo ha percibido recientemente la importancia estratégica de este recurso natural. Según la OPEP, la producción comercial de gas natural de Venezuela asciende a 26.000 millones de metros cúbicos. Según el Ente Nacional de Gas, casi la totalidad de este hidrocarburo se destina al consumo interno.

En este capítulo se presenta de manera específica el proceso bajo el cual se aplica ingeniería conceptual para el desarrollo de la infraestructura de

superficie para un campo costa afuera, en el mismo se explican los procedimientos experimentales utilizados para la obtención de valores, cálculos, simulaciones y métodos utilizados para el cumplimiento de cada una de las etapas planteadas en el desarrollo de este proyecto.

1.2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Son muchas las áreas de la actividad petrolera, en las que el gas natural ha sido de una u otra forma, un factor importante de desarrollo en los últimos años y cada día son ampliadas redes de producción de gas, originadas mediante la política de incremento del potencial de producción del país. Esto lleva a pensar en realizar grandes inversiones para adecuar la infraestructura de las plantas de extracción.

Uno de los grandes beneficios obtenidos con la separación de los líquidos es un mejor acondicionamiento del gas residual, también llamado “gas seco” o gas metano, el cuál va ahora al mercado interno para su comercialización como combustible, con especificaciones más acordes con los requerimientos de los clientes. Así mismo este acondicionamiento ha permitido una reducción considerable en los costos de mantenimiento de los gasoductos y equipos.

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 relacionados a la extracción de líquidos del gas natural y de esta manera satisfacer los requerimientos de la industria petroquímica nacional.

En virtud de esto, surge la necesidad de desarrollar ingeniería conceptual para la infraestructura de superficie de un campo costa afuera a fin de lograr extraer los líquidos del gas natural (LGN) previniendo la condensación de hidrocarburos pesados en la tubería y así obtener una corriente de gas libre de líquido que será destinada a una planta de procesamiento en la estación, recibida a una determinada presión y; una corriente del líquido extraído hacia el cabezal, empleando los diferentes procesos que son aplicados para la extracción del líquido del gas natural como lo son Turbo Expansor, Joule Thompson y Refrigeración Mecánica, así estableciendo las diferentes comparaciones para seleccionar el proceso más adecuado, utilizando para ello el programa de simulación de procesos Aspen HYSYS 2006.5.

1.3 OBJETIVOS

1.3.1 Objetivo General

Desarrollar ingeniería conceptual para la infraestructura de superficie de un campo costa afuera.

1.3.2 Objetivos Específicos

1. Identificar las variables operacionales del campo costa afuera.
2. Estudiar las condiciones iniciales de la corriente de gas para la detección de líquidos condensados en la tubería a través del Aspen Hysys 2006.5.
3. Realizar el diagrama de proceso para los diferentes métodos a estudiar (Joule Thompson, Refrigeración Mecánica y Turbo Expansor).
4. Evaluar los diferentes procesos a través del Aspen Hysys 2006.5.
5. Realizar el diseño de los separadores, líneas de gas y líquidos de llegada a su estación respectiva.
6. Estimar los costos del proceso seleccionado.

CAPITULO II

MARCO TEÓRICO

2.1 ANTECEDENTES

Sánchez C. y Barrios M. (2009), “Evaluaron el punto de rocío y la humedad durante el transporte y almacenamiento del gas natural libre y asociado en Venezuela. Para realizar esta evaluación se utilizó la herramienta HYSYS versión 3.2, para simular tres composiciones típicas correspondientes a un gas seco, gas medianamente rico y gas rico, para así comparar de acuerdo a su composición el recorrido y el acondicionamiento de éstos gases en el negocio del gas natural”.^[1]

Martínez, M (2005), afirma que cuando el hombre de la industria del gas natural conoce el diagrama correspondiente al fluido que maneja, estará en condiciones de predecir el estado de la mezcla en cualquier momento, dependiendo de la presión y temperatura a la que esté trabajando. Eso le permitirá tomar las acciones que correspondan en cada momento. Obviamente la forma del diagrama y el comportamiento de la mezcla estarán en función de la composición del fluido; al cambiar dicha composición también cambiará la forma del diagrama y el comportamiento del fluido remanente.^[2]

GPSA (1998), plantea que cuando el gas se transporta en gasoductos, debe tomarse en cuenta el control de la formación de hidrocarburos líquidos en el sistema de tuberías. La condensación de líquidos es un problema de medición y de caída presión a condiciones de operación. Para prevenir la formación de líquidos en el sistema, es necesario controlar el punto de rocío

del hidrocarburo por debajo de las condiciones de funcionamiento del gasoducto. [3]

2.2 INGENIERÍA CONCEPTUAL

La ingeniería conceptual sirve para identificar la viabilidad técnica y económica del proyecto y marcará la pauta para el desarrollo de la ingeniería básica y de detalle. Se basa en un estudio previo (estudio de viabilidad) y en la definición de los requerimientos del proyecto.

Los principales conceptos a analizar y estudiar en esta fase son:

- Productos y capacidad de producción.
- Normativa y regulación.
- Descripción del proceso de fabricación y requerimientos de usuario.
- Descripción general de instalación.
- Plan, diagramas de bloques, distribución de salas, planos de flujos de materiales y personas, planos de áreas clasificadas, diagramas de procesos básicos.
- Estimación de requerimientos de servicios auxiliares.
- Lista de equipos preliminar.
- Estimación económica de la inversión \pm 30%.

2.3 DEFINICIÓN DEL GAS NATURAL

El gas natural es un combustible que se obtiene de rocas porosas del interior de la corteza terrestre y se encuentra mezclado con el petróleo crudo cerca de los yacimientos. Como se trata de un gas, puede encontrarse sólo

en yacimientos separados. La manera más común en que se encuentra este combustible es atrapado entre el petróleo y una capa rocosa impermeable. En condiciones de alta presión se mezcla o disuelve aceite crudo.

El principal componente del gas natural es el metano. El metano está compuesto por un carbono y cuatro átomos de hidrogeno (CH_4), su forma estructural es tetraédrica y la unión de sus átomos es el tipo enlace covalente sencillo. Cuando el gas natural es producido, este posee muchas otras moléculas, como etano (usado por la industria química), propano (usado en la industria petroquímica para la obtención de etileno y propileno), butano, pentano y más pesados; como también pequeñas cantidades de nitrógeno, dióxido de carbono, compuestos de azufre y agua. El sulfuro de hidrógeno aparece en el gas de muchos yacimientos petrolíferos y gasíferos, generalmente desde trazas hasta 10% molar, pero también en cantidades excepcionalmente mayores.

El gas natural arrastra desde los yacimientos componentes indeseables como son: el sulfuro de hidrógeno (H_2S), dióxido de carbono (CO_2), vapor de agua, nitrógeno, helio entre otros, por lo que se dice que el gas que se recibe es un gas húmedo, amargo e hidratado; amargo por los componentes ácidos que contiene, húmedo por la presencia de hidrocarburos líquidos e hidratado por la presencia de agua que arrastra desde los yacimientos.

El gas natural está constituido principalmente por etano, metano y en menor proporción propano, butano, pentano, hexano e impurezas, como se muestra en la figura 2.1.

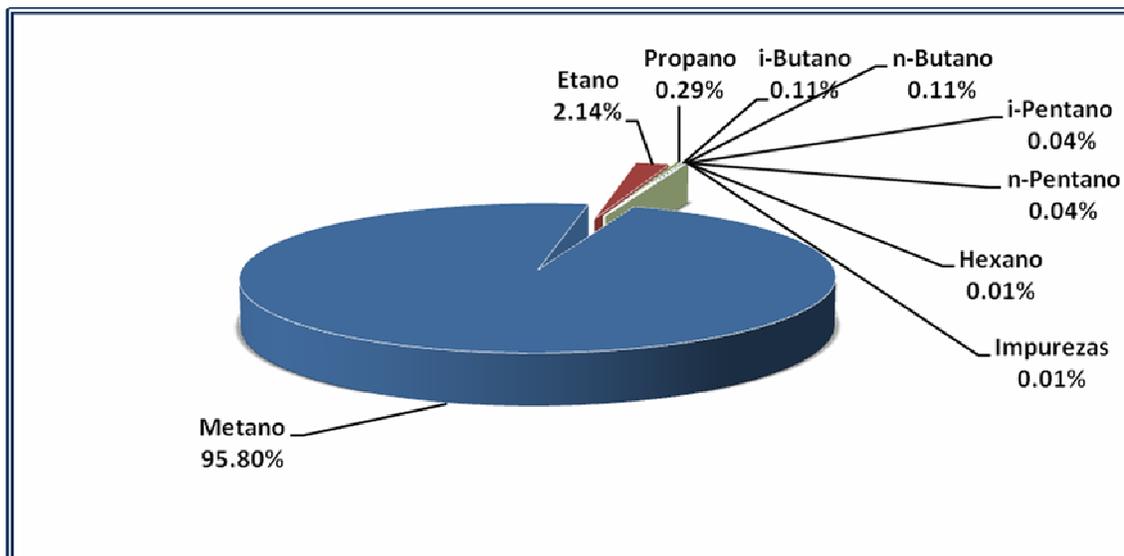


Figura 2.1. Composición típica del Gas Natural

En la figura anterior, como en la tabla 2.1 se muestra la variación de porcentajes que podrían tener los componentes del gas. Se muestra que el componente principal es el metano; los otros hidrocarburos, unos como gas y otros como líquidos, son parte del gas en menores porcentajes. Sin embargo, por medio del análisis de muestra de gas de un yacimiento se puede calcular la cantidad de líquidos susceptibles de extracción a través del cálculo de la calidad o riqueza del gas GPM (galones de propano y más pesados por mil pies cúbicos de gas) y las posibilidades de comercialización, ya que los líquidos del gas natural (LGN) son ricos en componentes como propano, butano, pentano y gasolina natural que pueden ser procesados en refinerías y son potencialmente comerciables.

2.4 ORIGEN Y CLASIFICACIÓN

El gas natural tiene su origen en la transformación de la materia orgánica proveniente de animales y vegetales sometida a la acción bacteriológica,

altas presiones y temperaturas durante millones de años, por efecto del asentamiento de las capas de sedimentos que la contiene.

Tabla 2.1 Componentes del gas natural

Componente	Formula Química	Estado	Variación % 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

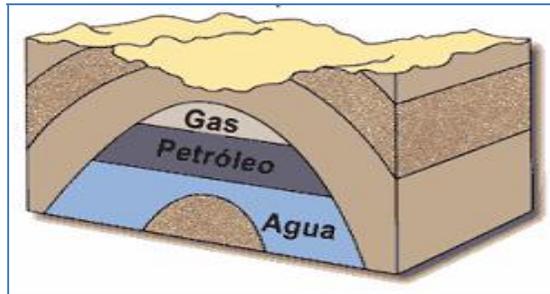


Figura 2.2 Localización típica del gas.

2.4.1 Tipos de Gases

El gas natural sometido a variaciones controladas de presión, volumen y temperatura se puede licuar, ya que sus moléculas se aproximan aumentando la fuerza de adhesión convirtiéndose en líquidos.

El gas natural se clasifica de diferente manera, atendiendo a diversas circunstancias, algunas de las cuales estableceremos de la siguiente manera:

a. Por la forma como se encuentra en el yacimiento

Si el gas natural está solo o junto con el petróleo en el subsuelo, se clasifica en:

- ✿ **Gas Asociado:** Es aquel que se encuentra en contacto o disuelto en un yacimiento donde predominan los hidrocarburos líquidos en forma de petróleo o condensado.

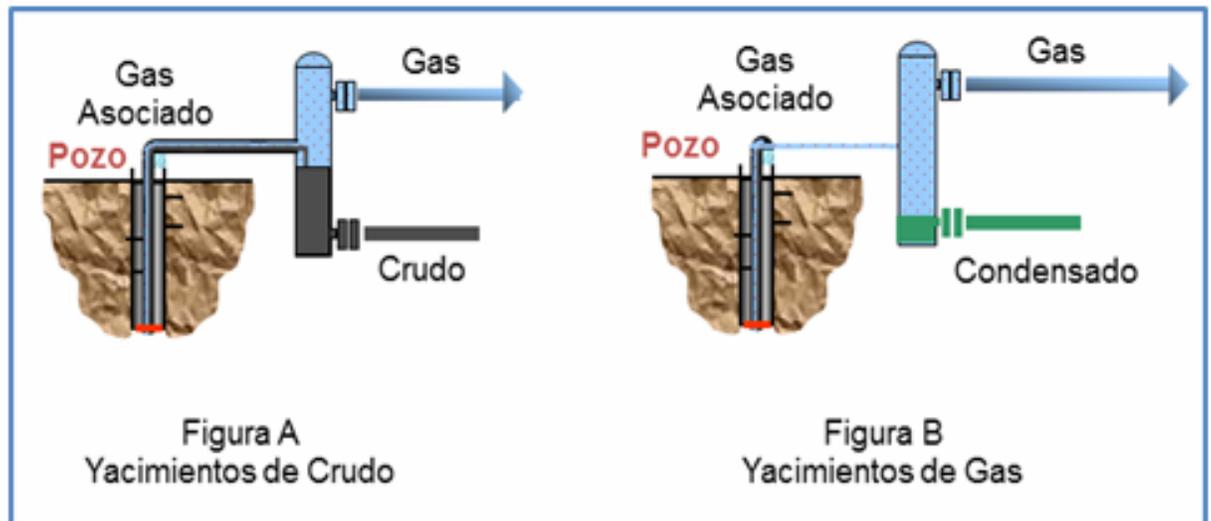


Figura 2.3. Tipos de Yacimientos Asociados al Gas Natural

- ❁ **Gas condensado:** Es un yacimiento de gas con líquido disuelto. La temperatura del yacimiento se encuentra entre la temperatura crítica y la temperatura cricondentérmica.

- ❁ **Gas No Asociado:** Es aquel que se encuentra en yacimientos que no contienen crudo, a las condiciones de presión y temperatura originales. El gas no asociado puede hallarse como húmedo ácido, húmedo dulce o seco.

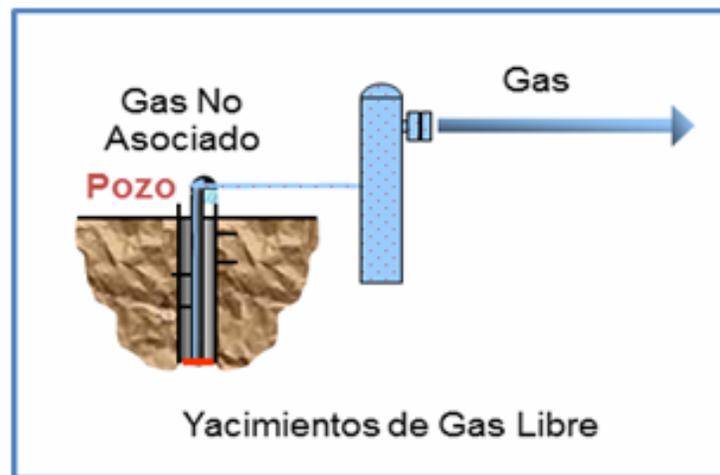


Figura 2.4. Tipo de Yacimiento No Asociados

b. Por la concentración de impurezas que contenga

Dependiendo de este porcentaje de licuefacción y de las partículas líquidas en suspensión (GLP) según la cantidad de impurezas corrosivas que contenga el gas natural este se clasifica como:

- **Gas natural ácido:** Es un gas que contiene altas concentraciones de componentes azufrados (sulfuro de hidrógeno, mercaptanos y otros) y/o dióxido de carbono que hacen impracticable su uso sin una previa purificación, debido a los efectos tóxicos y/o corrosivos en las Tuberías y equipos.
- **Gas natural dulce:** Es un gas natural que contiene compuestos de azufre en pequeñas cantidades, según una normatividad lo que hace que pueda ser usado sin necesidad de un proceso de purificación.

c. Por su contenido de fracciones condensables.

Por la cantidad de componentes fácilmente condensables como el propano, butano y pentano, el gas natural se clasifica en:

- ✿ **Gas natural rico:** Es el gas natural que contiene una importante cantidad de hidrocarburos fácilmente condensables como el propano, butano y pentano, por lo que se alimenta a una planta de procesamiento de gas para la recuperación de los llamados líquidos del gas natural (LGN). Los líquidos del gas natural (LGN), son una mezcla de propano, butano, pentano y otros hidrocarburos más pesados. Es un producto intermedio en el procesamiento del gas natural.
- ✿ **Gas natural seco:** Gas natural que carece o tiene pequeñas cantidades de hidrocarburos, comercialmente recuperables como productos líquidos. El gas natural seco, viene a ser el metano con pequeñas cantidades de etano. Es el gas que se usa como combustible e insumo de la industria.

2.6. RIQUEZA DEL GAS NATURAL.

Un concepto muy usado en el procesamiento del gas natural es el referente a su riqueza, que puede ser definida como el contenido máximo de líquidos constituidos por etano y más pesados, que pueden ser obtenidos del procesamiento primario. Se expresa en galones de líquidos a 60°F y a 1atm (condiciones estándares) por 1000 pies cúbicos estándar (PCS).

Es común también expresar la riqueza del gas únicamente en términos del porcentaje molar y, en este caso, consiste en la suma de los porcentajes

de todos los componentes a partir del propano inclusive. De acuerdo con este criterio, de más fácil utilización que el anterior, un gas es considerado rico si presenta una riqueza superior al 7%. Se entiende por procesamiento primario del gas natural la secuencia de operaciones que tiene por objeto separar del gas las fracciones más pesadas, de mayor valor económico, lo que da origen a otro gas de menor valor energético denominado residual. Las fracciones pesadas separadas en estado líquido, están constituidas por hidrocarburos de mayor peso molecular, mientras que el gas residual está compuesto básicamente por metano y etano que juntos representan cerca del 90% en volumen del gas natural.

Conforme a lo definido anteriormente, del procesamiento del gas natural resulta la recuperación de hidrocarburos líquidos y la obtención del gas residual. Varios son los productos que pueden ser obtenidos en una Unidad de Procesamiento de Gas Natural (UPGN). La alternativa más simple consiste en producir solo líquidos del gas natural (LGN), que es una mezcla de propano e hidrocarburos más pesados; otra alternativa incluye además del LGN, la producción de etano líquido. En algunas unidades el procesamiento, además del etano líquido y del GNL, incluye a separación del GNL en Gas licuado de petróleo (GLP) y condensados C₅; es posible incorporar parte del etano al GLP en proporciones que no alteren las especificaciones de presión de vapor fijadas para este derivado. La recuperación de líquidos que puede lograrse, depende del tipo de proceso utilizado y de la riqueza del gas. Comúnmente se consigue recuperar el 100% de los butanos y los hidrocarburos más pesados, 90 a 95% de propano y hasta cerca del 80% del etano, en porcentajes molares. Cabe anotar que la recuperación del etano ya sea en el GLP o como producto líquido, ocasiona una reducción del poder calorífico del gas residual obtenido.

2.7 EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL

Los procesos de remoción de los hidrocarburos pesados de la corriente de gas natural se conocen como extracción de líquidos del gas natural. Estos hidrocarburos líquidos, conocidos como líquidos del gas natural (LGN) están conformados principalmente por etano, propano, butanos y gasolina natural. La recuperación de dichos componentes se requiere no solo para el control de punto de rocío de hidrocarburos en la corriente de gas natural, con el fin de evitar la formación de una fase líquida durante el transporte y asegurar la especificación para una entrega y combustión segura, sino también debido a que estos componentes son una fuente atractiva de ingresos, ya que tienen un valor significativamente más grande cuando son vendidos por separados.

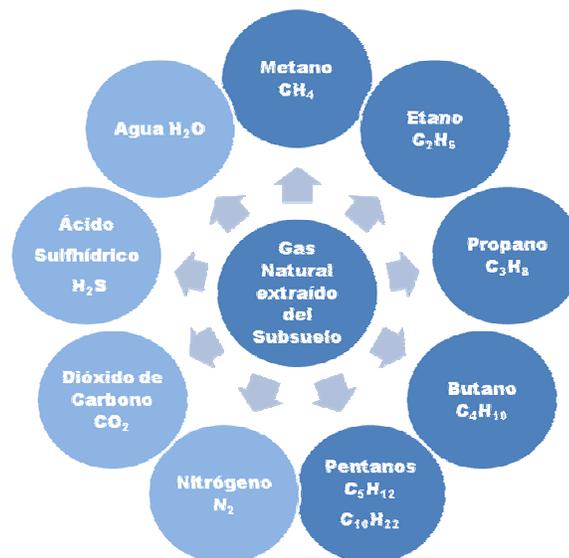


Figura 2.5 Esquema de los Componentes del Gas natural

El nivel deseado de recuperación de LGN es establecido muchas veces por la diferencia entre el precio de venta de este como líquido y como combustible, lo que se conoce como valor de reducción. La decisión para

instalar una planta de procesamiento del gas natural depende fundamentalmente de las características y cantidad de gas que se requiere procesar, del mercado de los productos, del capital y de la tecnología. Los hidrocarburos que se pueden condensar deben ser extraídos antes de que el gas entre a los gasoductos.

Los procesos de extracción de líquidos del gas natural cubren una gran variedad de tecnologías. Algunas de esas tecnologías operan a temperaturas de nivel criogénico, condiciones a las cuales, de haber agua presente, formaría hidratos y/o congelaría el proceso. El gas natural usualmente contiene H_2S y CO_2 en su composición. Estos compuestos son corrosivos y su presencia contamina los productos. El CO_2 adicionalmente puede producir congelamiento cuando se trata de recobrar etano. Por estas razones expuestas es necesario deshidratar y endulzar el gas antes de someterlo a cualquier tecnología de extracción.

La extracción del agua, del dióxido de carbono y del ácido sulfúrico evita la corrosión en los gasoductos y aumenta la capacidad de transporte de hidrocarburos en los mismos. El uso de separadores y compresores puede ayudar a la recuperación de los condensados más pesados en el gas natural. No obstante, mediante el uso de plantas de procesamientos se puede lograr incrementar de manera apreciable la recuperación de líquidos valiosos.

Las plantas de procesamientos de gas se pueden justificar en algunos casos por la recuperación de solamente unos pocos hidrocarburos, cuando estos representen una pequeña fracción de la corriente del gas natural. Por ejemplo, es posible justificar una planta para obtener pequeños porcentajes de butanos y propanos. En este caso, la cantidad de gas residual (gas que

sale de las plantas de procesamiento) es apreciable y cumple con los requerimientos de transporte en gasoductos y comercialización.

Además, como se manejan grandes cantidades de gas, las cantidades de propano y butano, también puede representar volúmenes sustanciales. Por lo tanto, de este ejemplo se deduce, que en la mayoría de los casos se requiere de un volumen relativamente apreciable del gas natural para justificar desde el punto de vista económico la construcción de una planta de procesamiento. Los productos recuperados a menudo tienen un valor especial como alimentación a otras plantas. De esto también se puede dictaminar, que las plantas de procesamiento de gas cumplen con dos fines:

1. Obtener un gas apropiado que permita ser manejado eficientemente en gasoductos y que sea comerciable.
2. Obtener líquidos valiosos como LGN, que posteriormente pueda ser fraccionado en productos tales como: etano, propano, butano, pentano y gasolina natural.

2.8 LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL (LGN)

Es una mezcla compuesta por los hidrocarburos condensables presentes en la corriente de Gas Natural, el cual es separado por distintos métodos. Entre los componentes de esta mezcla están etano (la cantidad depende si este se recobra o rechaza en los procesos de recuperación de líquidos), propano, butanos, pentanos y fracción C_6^{+1} .

2.9 CONTENIDO LÍQUIDO DE UN GAS (GPM)

También se conoce con el nombre de riqueza de un Gas. Se define como el número de galones de líquido que pueden obtenerse de 1.000 pies cúbicos normales de gas natural. Se expresa generalmente con las letras GPM. Es un factor muy usado y conocido principalmente en problemas relacionados con plantas de extracción de líquidos del gas natural. Debido a que sólo el propano y compuestos más pesados, pueden en la práctica recuperarse como líquidos, el metano y el etano no se consideran al calcular el contenido de líquido, GPM, del gas natural.

Este proceso es al que se somete el gas natural rico libre de impurezas, con la finalidad de separar el gas Metano seco CH_4 de los llamados Líquidos del Gas Natural, (LGN,) integrados por Etano, Propano; Butanos, Pentanos, etc. El principal objetivo del proceso de extracción es el estudio del comportamiento de las mezclas de hidrocarburos en equilibrio bifásico. Los componentes más livianos de la mezcla Como Metano y Etano, los cuales principalmente) se concentran en la fase de vapor, mientras que los más pesados Propano; Butanos y Pentanos se acumulan en la fase líquida.

La distribución de los componentes que se encuentran presentes en ambas fases se predice mediante las constantes de equilibrio bajo las condiciones de presión y temperatura. Al disminuir la temperatura y aumentar la presión se favorece la concentración de los compuestos pesados en la fase líquida y se obtienen los (LGN). Esto explica la necesidad de los procesos de extracción de líquidos de operar a temperaturas bajas. El gas natural que se envía a las plantas de extracción está constituido por metano, etano, propano, butano e hidrocarburos más pesados, así como por impurezas tales como el azufre, y otros componentes de gas natural que se consideran impurezas, y que de alguna forma pueden hacer que el proceso que se evalúa tenga una baja eficiencia, y por lo tanto cause problemas de

rentabilidad. El procesamiento de gas cubre una gran variedad de operaciones para preparar el gas para la comercialización.

En algunos casos, los hidrocarburos pesados son removidos para controlar el punto de rocío del gas y evitar la condensación de los líquidos en las líneas de transmisión y sistemas de combustible. En este caso, los líquidos son un sub-producto del proceso y si existen mercados para colocarlos, se usan como combustible. De otra manera, los líquidos pueden ser estabilizados y comercializados como condensados.

2.10 RECOBRO

El término LGN (líquidos del gas natural) es un término general que se aplica a líquidos recuperados del gas natural y como tal se refiere al etano y productos más pesados. El término LPG (gas licuado de petróleo) describe mezclas de hidrocarburos en los cuales en el LPG los componentes principales son: propano, iso-butano y n-butano, propileno y butilenos. Normalmente en la producción de gas natural las olefinas no se encuentran presentes en el GLP.

El recobro de hidrocarburos líquidos livianos de corrientes de gas natural puede variar desde un simple control de punto de rocío hasta plantas de extracción profunda. El grado deseado de recobro de líquidos tiene un efecto determinante en la selección del proceso, la complejidad y el costo de las facilidades de procesamiento.

2.11 VARIABLES A ESTUDIAR EN EL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL

2.11.1 Punto De Rocío

Cuando el gas es transportado en gasoductos, se debe considerar el control de la formación de hidrocarburos líquidos en el sistema. La condensación de líquidos representa un problema en la medición, la caída de presión y la operación segura.

Para prevenir la formación de líquidos en el sistema, se requiere controlar el punto de rocío de los hidrocarburos por debajo de las condiciones de operación del gasoducto. En vista de que las condiciones de operación son fijadas por las condiciones ambientales, el flujo en una sola fase solo puede asegurarse mediante la remoción de los hidrocarburos pesados contenidos en el gas.

2.11.2 Separación A Baja Temperatura (LTS)

Para la reducción del punto de rocío se puede usar dos métodos: Si hay suficiente presión disponible, se puede usar una refrigeración por expansión en un sistema LTS (Separación a baja temperatura). El sistema de refrigeración por expansión utiliza el efecto Joule Thompson para reducir la temperatura mediante expansión. Esta reducción de temperatura permite además de la condensación de los hidrocarburos, la condensación de agua, por lo que el proceso puede permitir la remoción de hidrocarburos y agua en una misma unidad.

El punto de rocío que puede alcanzarse está limitado tanto por la caída de presión disponible como por la composición del gas. Este proceso es atractivo donde se puede lograr suficiente remoción de líquidos a las condiciones de operación disponibles. A este proceso se le inyecta glicol al gas de alta presión para reducir el punto de rocío del agua. El uso de glicol ayuda a asegurar que no habrá formación de hidratos.

2.11.3 Refrigeración

Se entiende por refrigeración al proceso, por el cual se obtiene una pérdida neta de energía calorífica. Esta pérdida puede mantener el elemento que se enfría en su fase original o puede producir un cambio de fase. Generalmente, no se dispone de suficiente presión para operar un sistema LTS.

La presión del gas a través del proceso se mantiene casi constante. El gas es pre-enfriado y luego enfriado con el Chiller hasta una temperatura determinada. El líquido se separa en el separador de baja temperatura. La temperatura del separador es fijada para proporcionar el punto de rocío deseado. Esta especificación de temperatura debe considerar el Gas recombinado que proviene de la estabilización, además de las variaciones de presión del Gas de alimentación. Se recomienda tomar previsiones para evitar la formación de hidratos, bien por medio de deshidratación o por inyección de glicol. Los sistemas de refrigeración son de uso común en la industria de procesamiento del Gas Natural y los procesos relacionados con el petróleo, petroquímica e industrias químicas. Algunas aplicaciones incluyen el recobro de líquidos del Gas Natural, recobro de Gas licuado de petróleo, control de punto de rocío de hidrocarburos, condensación de reflujo para fraccionadores de hidrocarburos livianos y plantas de LGN.

La selección del refrigerante está basada en los requerimientos de temperatura, disponibilidad, economía y experiencia previa, por ejemplo, en una planta de procesamiento de Gas se dispone de etano y propano, mientras que en una planta de olefinas se dispone de etileno y propileno. El propano o propileno no son recomendables en una planta de amoníaco, por la posibilidad de contaminación, pero puede usarse amoníaco para este propósito. Los halocarbonados han sido usados ampliamente debido a sus características de no inflamabilidad.

En el sentido técnico, refrigeración significa mantener un sistema a temperatura menor que la de sus alrededores. Esto no puede suceder de forma natural, de modo que debe emplearse un dispositivo que permita lograr lo anterior. Refrigeración es el proceso por el que se reduce la temperatura de un espacio determinado y se mantiene esta temperatura baja. La refrigeración evita el crecimiento de bacterias e impide algunas reacciones químicas no deseadas que pueden tener lugar a temperatura ambiente. La eficacia del hielo como refrigerante es debida a que tiene una temperatura de fusión de 0 °C y para fundirse tiene que absorber una cantidad de calor equivalente a 333,1 (KJ/kg). El dióxido de carbono sólido, conocido como hielo seco o nieve carbónica, también se usa como refrigerante. A la presión atmosférica normal no tiene fase líquida, y sublima directamente de la fase sólida a la gaseosa a una temperatura de -78,5 °C. La nieve carbónica es eficaz para conservar productos a bajas temperaturas mientras dura su sublimación.

2.11.3.1 Proceso de refrigeración del Gas Natural

En este caso la mezcla gaseosa se enfría a una temperatura tal que se puedan condensar las fracciones de Gas Licuado de Petróleo (GLP) y los

Líquidos del Gas Natural (LGN). Los refrigerantes más usados en este caso son freón o propano. El Gas inicialmente se hace pasar por un separador para removerle el agua y los hidrocarburos líquidos. Al salir el Gas del separador se le agrega glicol o algún inhibidor de hidratos para evitar que estos se formen durante el enfriamiento. Luego el Gas pasa por un intercambiador donde se somete a un pre-enfriamiento antes de entrar al sistema de enfriamiento definitivo para llevarlo hasta aproximadamente -15 °F. De este sistema el Gas pasa a un separador de baja temperatura donde habrá remoción del glicol y el agua, y los hidrocarburos, como mezcla bifásica, pasan a una torre de fraccionamiento en la cual se le remueven los hidrocarburos livianos, donde es básicamente metano, en forma gaseosa como Gas residual que sale por la parte superior; los hidrocarburos intermedios, tales como Etano, Propano, Butano y más pesados salen por la parte inferior hacia almacenamiento si no se va hacer separación de, al menos del (GLP y LGN), o hacia fraccionamiento si es lo contrario.

Parte de los gases que tratan de salir de la torre de fraccionamiento son condensados y reciclados para reducir el arrastre de hidrocarburos intermedios en el Gas. El calentamiento en el fondo de la torre se hace para evaporar el metano y el etano; reduciendo la presión y aumentando la temperatura, se puede conseguir una mejor separación del metano y el etano de la fase líquida.

Los niveles típicos de remoción de Propano, Butano, Pentano y más pesados por este proceso son Propano = 98%. Es posible recuperar pequeños porcentajes de Etano, en este tipo de plantas, pero está limitado por el hecho de que no es posible, con las refrigerantes actuales, bajar la temperatura del Gas antes de entrar a la torre absorbidora a valores por debajo de -40 °F aproximadamente. La mayoría de las plantas usan freón

como refrigerante y limitan la temperatura del Gas de entrada a (-20 °F), porque a temperaturas por debajo de este límite las propiedades mecánicas del acero de las tuberías se ven afectadas. [5]

2.11.4 Proceso de recuperación de LGN

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 pueden lograr que algunos de ellos se condensen y otros se vaporicen. Esto ocurre a medida que estos componentes tratan de alcanzar una nueva condición de equilibrio. Generalmente, las condiciones que más suelen cambiar son presión y temperatura.

2.12 SEPARADORES

2.12.1 Etapas de separación de petróleo y gas.

Cuando los fluidos producidos por el pozo fluyen a través de más de un separador, es decir, a través de separadores puestos en serie, los separadores son referidos como etapas de separación, las cuales dependerán de la presión con la cual el crudo proveniente de cada pozo, haga su entrada a la estación de flujo. Las etapas de separación de petróleo y gas (comúnmente denominadas trenes de separación) están definidas como una serie de separadores operando a presiones que son reducidas secuencialmente. El líquido es descargado de un separador de alta presión al próximo separador de más baja presión. El propósito de esta separación por etapa es obtener el máximo recobro de líquidos hidrocarburos proveniente de los fluidos de los pozos y proveer la máxima estabilización de líquido y gas.

En una instalación de separadores multietapas ocurren dos procesos de liberación de gas. Estos son la separación instantánea o flash y la separación diferencial. La separación instantánea se lleva a cabo cuando se reduce la presión en el sistema permaneciendo en contacto el líquido y el gas durante tal disminución, a través de este proceso se obtiene el máximo de gas y el mínimo de líquido, y se presenta cuando los fluidos del pozo fluyen a través de la formación, tuberías, choques, reguladores de presión y líneas de superficie. La liberación diferencial se origina cuando el gas que se encontraba en solución en el crudo y el que permanece libre con él, es removido del contacto con el líquido durante la reducción de presión en el sistema, a través de este proceso se obtiene el máximo de líquido y el mínimo de gas, y se presenta cuando el fluido pasa a través de un separador, donde el petróleo y el gas son separados y descargados por separados.

2.12.2 Depuradores de Gas

Son equipos fundamentales en el proceso previo a la distribución del gas fuera de la estación. Estos pueden definirse como recipientes a presión, que se utilizan básicamente para remover pequeñas cantidades de líquido de una mezcla predominantemente gaseosa, proveniente del tren de separación.

Los depuradores son separadores no convencionales, que no poseen capacidad para hacer una separación gas/líquido eficiente, cuando los volúmenes de líquidos son muy altos. También es función de este recipiente recoger el líquido proveniente de cualquier mal funcionamiento de los separadores.



Figura 2.6 Depuradores Interetapas de compresión.

2.12.3 Separadores

Los separadores de gas petróleo constituyen la primera instalación de procesamiento del fluido obtenido del pozo. El fluido que se obtiene de un pozo de petróleo, normalmente es de carácter multifásico en el que encuentran mezclas complejas de hidrocarburos, agua, partículas de arena y contaminantes. La separación físicas de dichas fases representan una operación fundamental en la separación, procesamiento y tratamiento del crudo y del gas, y para ello en las áreas de producción se utilizan los separadores gas líquido, los cuales separan el gas del petróleo y del agua.

2.12.4 Funciones de los separadores

- La energía del fluido al entrar al recipiente debe ser controlada.
- Las tasas de flujo de las fases líquida y gaseosa deben estar comprendidas dentro de ciertos límites, que serán definidos a medida que se analice el diseño. Esto hace posible que la separación inicial se

efectúe gracias a las fuerzas gravitacionales las cuales actúan sobre esos fluidos.

- La turbulencia que ocurre en la sección ocupada por el gas debe ser minimizada.
- Las fases líquidas y gaseosas; luego debe ser separadas no pueden volverse a poner en contacto.
- Las salidas del líquido deben estar provistas de controles de presión y nivel.
- Las regiones del separador donde se pueden acumular sólidos deben en lo posible tener las provisiones para la remoción de los mismos.
- El separador requiere de válvulas de alivio para evitar presiones excesivas.
- El separador debe poseer manómetros, termómetros y controles de nivel.
- Es conveniente que cada recipiente posea boquillas para inspección.

2.12.5 Secciones de un separador

Los separadores poseen cuatro secciones en las cuales ocurren las distintas etapas de separación. Estas secciones son las siguientes:

- **Sección de separación**

Comprende la entrada de los fluidos al separador. Esta sección permite absorber la cantidad de movimiento de los fluidos de alimentación. En ella también se controla el cambio abrupto de la corriente, lo que produce en una separación inicial.

❁ **Sección de las fuerzas gravitacionales**

Las fuerzas de gravedad dominan el proceso de separación. Las gotas de líquido están bajo la influencia de varias fuerzas, siendo las principales: las fuerzas de gravedad y las originadas por el movimiento del gas. La velocidad del gas debe ser menor a la velocidad crítica para que el movimiento de las gotas sea controlado por las fuerzas de gravedad. Sin embargo, cuando las velocidades están por encima de la crítica, las fuerzas dominantes son las originadas por el movimiento del gas. Por lo tanto, cuando se diseña esta sección es necesario tratar de obtener una velocidad menor que la crítica. Esto, con el fin de lograr que las fuerzas de gravedad hagan caer las gotas de líquido y no sean arrastradas por el gas.

❁ **Sección de extracción de neblina**

Aquí se separan las minúsculas partículas de líquidos que aun contiene el gas, después de haber pasado por las dos secciones anteriores. La mayoría de los separadores utilizan, como mecanismo principal de extracción de neblina, la fuerza centrífuga o el principio de choque. En ambos métodos, las pequeñas gotas de líquido son recolectadas en una superficie, donde son separadas de la corriente del gas en forma de grandes gotas, que luego caen en la primera sección de separación.

❁ **Sección de acumulación de líquido**

Los líquidos separados en las secciones anteriores se acumulan en la parte inferior del separador. Por lo tanto, se requiere de un tiempo mínimo de retención que permita llevar a cabo el proceso de separación. También se necesita un volumen mínimo de alimentación, especialmente cuando el flujo

es intermitente. Esta sección posee controles de nivel para manejar los volúmenes de líquido obtenidos durante la operación de separación.



Figura 2.7 Secciones de un Separador.

2.12.6 Procesos de separación.

En el caso de mezclas gas-líquido, la mezcla de estas fases entra al separador y, si fuese diseñado con deflector, choca contra este aditamento (añadidura) interno ubicado en la entrada, lo cual hace que cambie el momentum de la mezcla, provocando así una separación gruesa de las fases.

Seguidamente, en la sección de decantación (espacio libre) del separador, en donde actúa la fuerza de gravedad sobre el fluido permitiendo que el líquido abandone la fase vapor y caiga hacia el fondo del separador (sección de acumulación de líquido). Esta sección proporciona el tiempo de retención suficiente para que los equipos aguas abajo puedan operar satisfactoriamente y, si se ha tomado la previsión correspondiente, liberar el líquido de las burbujas de gas atrapadas. En el caso de separaciones que incluyan dos fases líquidas cualquiera que éstas sean, se necesita de disponer de un tiempo de residencia mucho mayor, dentro del tambor

separador, lo suficientemente alto para la decantación de una fase líquida pesada, y la “flotación” de una fase líquida más liviana.



Figura 2.8 Separador Horizontal por Gravedad.

2.12.7 Clasificación de los Separadores

Los separadores pueden ser clasificados de diversas maneras, entre ella se encuentran:

a. Según su aplicación

- ✿ **Separador de prueba:** Es utilizado para separar y medir los fluidos provenientes del pozo. Estos pueden estar permanentemente instalados o ser portátiles, además pueden estar equipados con diferentes tipos de instrumentos para la medición de petróleo, gas y agua, para pruebas de potencial, pruebas de producción periódicas, pruebas de pozos marginales, etc.



Figura 2.9 Separador de Prueba.

- **Separador de producción:** Es utilizado para separar los fluidos producidos provenientes de un pozo o un grupo de pozos a través de la línea general del múltiple de producción.



Figura 2.10 Separador de Producción.

- **Separadores horizontales con bota decantadora:** Se usan cuando la cantidad de fase líquida pesada a contener por el separador es bastante pequeña (muy poco tiempo de residencia y/o muy bajos flujos de fase líquida pesada).

En este tipo de separadores, el criterio primordial de diseño es que la fase líquida liviana esté libre de gotas de líquido pesado. Cuando se inicia el diseño de un separador vapor-líquido-líquido, son los primeros a tratar de diseñar, ya que ahorran costos al no poner en el cilindro principal el volumen del líquido pesado, ahorrando diámetro (y longitud también), en el cuerpo principal del recipiente, teniendo un costo extra por tener la bota decantadora, pero este costo es menor que si se tuviera la fase líquida pesada dentro del cuerpo principal del separador.

En estos equipos, existe un control de nivel gas-líquido en el cuerpo principal, y un control de nivel de interfase líquido-líquido en la bota

decantadora. (Debe recordarse que el control de nivel de interfase es más difícil y, a veces, menos confiable que el control de nivel gas-líquido).

El volumen de operación y de emergencia para la fase líquida liviana está contenido en el cuerpo principal del separador. El volumen de operación (en estos casos, casi nunca se tiene volumen de emergencia), para el líquido pesado, lo contiene la bota decantadora.

b. Según su forma

- **Separadores Cilíndricos:** Son aquellos que presentan geometrías en su cuerpo y son las más comúnmente usados en la industria petrolera.
- **Separadores Esféricos:** El separador esférico fue diseñado para producir el uso máximo de todas las formas conocidas y ayudar a la separación de petróleo y gas, es decir, gravedad, velocidad baja, fuerza centrífuga y contacto con la superficie. Por la forma de su cuerpo son difíciles de construir, y por lo tanto, son pocos usados en la industria petrolera.

c. Según su posición

Los separadores gas líquido se clasifican según su posición en tres tipos: Verticales, horizontales y tipo tuberías.

2.12.8 Consideraciones de diseño de un separador

a) Servicio a prestar

La necesidad de un tambor separador aparece para cumplir una nueva etapa dentro de un proceso de refinación del petróleo o de producción, etc. Estos pueden ser:

- Tambores de abastecimiento de líquidos y tambores de destilados.
- Tambores separadores para la succión e inter-etapas de compresores.
- Separadores de aceites y lubricantes para la descarga de compresores.
- Tambores separadores de gas combustibles localizados aguas arriba de hornos.
- Tambores de recolección central de gases combustibles.
- Tambores de vapor para servicios de calderas.
- Tambores de separación de aguas.
- Tambores de descarga.
- Separadores de alta presión.

b) Áreas de flujo de vapor

Los principios básicos de los tambores separadores: la velocidad crítica es una velocidad de vapor calculada empíricamente que se utiliza para asegurar que la velocidad de vapor a través del tambor separador sea lo suficientemente baja para prevenir un arrastre excesivo de líquido.

c) Niveles/Tiempos de residencias

Para identificar los niveles de un recipiente liquido-vapor se tiene la siguiente tabla:

Tabla 2.2 Identificación de los niveles de un recipiente.

Siglas típicas en español	Descripción Típica	Siglas típicas en ingles
NAAL	Nivel Alto-Alto de líquido	HHLL
NAL	Nivel Alto de líquido	HLL
NNL	Nivel Normal de líquido	NLL
NBL	Nivel Bajo de liquido	LLL
NBBL	Nivel Bajo-Bajo de líquido	LLLL

d) Volumen de Operación

Es el volumen de líquido existente entre NAL y NBL. Este volumen, también conocido como volumen retenido de líquido, y en inglés como “surge volume” o “liquidhold up”, se fija de acuerdo a los requerimientos del proceso, para asegurar un control adecuado, continuidad de las operaciones durante perturbaciones operacionales y para proveer suficiente volumen de líquido para un parada ordenada y segura cuando se suceden perturbaciones mayores de operación.

e) Tiempo de Residencia de Operación

Es el tiempo correspondiente en el cual el flujo de líquido puede llenar el volumen de operación en el recipiente bajo estudio. La mayoría de las veces cuando se quiere especificar el volumen de operación, lo que realmente se

indica cuantos minutos deben transcurrir entre NAL y NBL. También es conocido como “Surge Time”.

f) Tiempo de Respuesta del operador

Es el tiempo que tarda el operador (o grupo de operadores), en responder cuando suena una alarma de nivel en el panel y resolver la perturbación operativa que origino la alarma, antes que otros sistemas automatizados (interruptores o switches de nivel), originen paradas seguras de equipos aguas abajo y/o de la planta completa.

g) Volumen de Emergencia

Es el volumen adicional que corresponde al líquido que debe satisfacer el llamado “tiempo de respuesta o de intervención del operador “. Cuando se tengan interruptores y/o alarmas de NAAL o NBBL, se tendrán cinco minutos adicionales de tiempo de residencia de líquido por interruptor/alarma, lo que indica que, cuando se tiene NAAL y NBBL, se añaden diez minutos de tiempo de residencia a lo cual corresponde un volumen de líquido de emergencia de diez minutos del máximo flujo del líquido.

h) Nivel Bajo-Bajo de líquido

La distancia mínima del Nivel Bajo-Bajo de líquido, si se tiene un interruptor y/o alarma de NBBL, hasta la boquilla de salida del líquido es 230 mm mínimo.

i) Longitud Efectiva de Operación (Leff)

Es la longitud de tambor requerida para que se suceda la separación vapor/gas-líquido, y se puedan tener los volúmenes requeridos de líquido, tanto de operación como de emergencia. Esta es la longitud que normalmente se obtiene por puros cálculos de proceso. En el caso de tambores horizontales de una sola boquilla de alimentación, corresponde a la distancia entre la boquilla de entrada y salida de gas, la cual es la distancia horizontal que viaja una gota de líquido desde la boquilla de entrada, hasta que se decanta totalmente y se une al líquido retenido en el recipiente, sin ser arrastrada por la fase vapor que sale por la boquilla de salida de gas.

j) Arrastre en la superficie del líquido

En muchas operaciones, especialmente a altas presiones y temperaturas, el líquido puede ser arrastrado de la superficie líquida llevado hacia arriba. La proporción de arrastre depende de la velocidad del gas en la tubería de entrada del tipo de boquilla de entrada, de la distancia entre boquilla de entrada y el nivel de líquido o la superficie de choque, de la tensión superficial del líquido y de las densidades y viscosidades del líquido y del gas. [4]

El separador representa la primera instalación del procesamiento. El término separador es aplicado a una gran variedad de equipos usados para separar mezclas de dos o más fases. Estas mezclas pueden estar formadas por: una fase vapor y una líquida, una fase vapor y una sólida, dos fases líquidas inmiscibles, una fase vapor y dos líquidas o alguna otra combinación de las anteriores.

En el caso de mezclas vapor-liquido, la mezcla de fases entra al separador, y si existe, choca contra un aditamento interno ubicado en la entrada, lo cual hace que cambie el momentum de la mezcla, provocando así una separación gruesa de las fases. En el caso de las separaciones que incluyan dos fases liquidas, se necesitan tener un tiempo de residencia adicional, dentro del tambor, lo suficientemente alto para la decantación de una fase liquida pesada y la “flotación” de una fase liquida liviana.

Las principales funciones que debe cumplir un separador:

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

Un diseño apropiado de los separadores es de suma importancia, debido a que estos tipos de recipiente son normalmente los equipos iniciales en muchos procesos. 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 puedan tener las diferentes fuerzas o principios físicos.

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

1. El momentum o cantidad de movimiento: Fluidos con diferentes densidades tienen diferentes momentum. Si una corriente de dos fases se 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 las de la fase liviana, este fenómeno provoca la separación.
2. La 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.
3. 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 poder de esta forma separarse 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.

Para satisfacer las funciones que debe cumplir un separador, es necesario tomar en cuenta los puntos siguientes:

1. La energía que posee el fluido al entrar al recipiente debe ser controlada.
2. Las tasas de flujo de las fases líquida y gaseosa deben estar comprendidas dentro de ciertos límites, que serán definidos a medida que se analice el diseño. Esto hace posible que inicialmente la separación se efectúe gracias a las fuerzas gravitacionales, las cuales actúan sobre esos fluidos, y que se establezca un equilibrio entre las fases líquido-vapor.
3. La turbulencia que ocurre en la sección ocupada por el gas debe ser minimizada.
4. La acumulación de espumas y partículas contaminantes ha de ser controlada.
5. Las fases líquida y gaseosa no se deben poner en contacto una vez separadas.
6. Las salidas de los fluidos necesitan estar provistas de controles de presión y/o nivel.
7. Las regiones del separador donde se pueden acumular sólidos deben, en lo posible, tener las previsiones para la remoción de esos sólidos.
8. El separador requiere válvulas de alivio, con el fin de evitar presiones excesivas, debido a diferentes causas, por ejemplo: líneas obstaculizadas.

9. El separador debe estar dotado de manómetros, termómetros, controles de nivel, visibles; para hacer, en lo posible, revisiones visuales.
10. Es conveniente que todo recipiente tenga una boca de visitas, para facilitar la inspección y mantenimiento.

El cumplimiento de los puntos antes mencionados es fundamental para obtener la eficiencia requerida. Por consiguiente, la separación depende, con preferencia, del diseño del equipo usado en el procesamiento y de las condiciones tanto corriente arriba como corriente abajo.

2.12.9 Factores que deben considerarse durante el diseño de separadores

Cuando se diseña un separador es necesario tomar en cuenta ciertos parámetros que intervienen en el diseño. Estos son los siguientes:

- Composición del fluido a separar

Es cierto que la mayoría de los ingenieros no analizan con antelación la composición de la alimentación, sino parten de un determinado volumen y tipo de fluido supuestamente conocido al hacer la selección. Por lo tanto, es conveniente que el diseñador esté familiarizado con el concepto de equilibrio de fases y separación instantánea, con el fin de predecir cuál será la cantidad y la calidad del gas y del líquido que se formaría en el separador, en las condiciones de presión y temperatura del diseño.

• Caudal del Gas a condiciones normales

Para diseñar un separador es preciso conocer los volúmenes de gas y de líquido que se van a manejar durante la vida útil del proyecto. La variación de estas cantidades en el tiempo y el impacto de los cambios estacionarios obligan a verificar el comportamiento del separador en las condiciones más desfavorable.

• Presión y Temperatura de operación

El estudio previo de las variaciones de la presión y temperatura en el sitio donde se instalará la unidad, afecta de manera determinante la selección del equipo. La mayoría de los operadores no se detienen a pensar en cómo se afectan las condiciones de operación al bajar la presión. Existe la seguridad que al elevar la presión podría fallar el material; pero no se analiza el incremento de la velocidad dentro del sistema al bajar la presión; un descenso abrupto manteniendo constante el caudal eleva la velocidad interna del equipo, produce espuma, arrastre de los fluidos y puede volar el extractor de niebla. Esta operación, realizada en un separador instalado delante de una torre de deshidratación o endulzamiento facilita la entrada de petróleo al sistema y saca el fluido de especificación.

• Factor de Compresibilidad del Gas en condiciones de trabajo

El valor del factor de compresibilidad (Z) determina el volumen de gas en las condiciones de operación. El diseñador debe seleccionar el modelo más conveniente para que los resultados coincidan con los valores de campo.

• Densidad de los fluidos en las condiciones de operación

La densidad de los fluidos dentro del separador interviene de modo directo. Es fácil calcular la densidad del gas en condiciones de operación, en el caso de los líquidos. Muchas personas trabajan en condiciones normales bajo el supuesto de que el efecto de los cambios de presión y temperatura afectan muy poco los resultados finales.

• Tiempo de retención asignado al líquido

La normativa PDVSA recomienda la selección del tiempo de residencia del petróleo con base a la °API de fluido. Así un fluido mayor de 40 ° API deberá tener un tiempo de residencia de 1.5 minutos. Para fluido entre 25 y 40 °API, se recomienda reservar entre 3 y 5 minutos.

• Dimensionamiento del separador

Al completar los cálculos que sirven de soporte para seleccionar la unidad, el diseñador tiene la obligación de indicar las dimensiones mínimas del recipiente que debe ser usado.

• Secciones de un separador liquido-vapor

Los separadores poseen cuatro secciones en las cuales ocurren las distintas etapas de separación. Estas secciones son las siguientes:

- a. Primera sección de separación. Comprende la entrada de los fluidos al separador. Esta sección permite absorber la cantidad de movimiento de los fluidos de alimentación. En ella también se controla el cambio

abrupto de la corriente, lo que produce una separación inicial. Generalmente, la fuerza centrífuga, originada por su entrada tangencial en el envase, remueve volúmenes apreciables de líquido y permite redistribuir la velocidad del gas.

- b. Sección de las fuerzas gravitacionales: En esta sección las fuerzas gravitacionales tienen una influencia fundamental. Las gotas de líquido que contiene el gas son separadas al máximo. Este proceso se realiza mediante el principio de asentamiento por gravedad. En este caso la velocidad del gas se reduce apreciablemente. Por lo tanto, la corriente de gas sube a una velocidad reducida. En algunos casos, en esta sección se usan tabiques con el fin de controlar la formación de espumas y la turbulencia.
- c. Sección de extracción de neblina: Aquí se separan las minúsculas partículas de líquido que aún contiene el gas, después de haber pasado por las secciones anteriores. La mayoría de los separadores utilizan, como mecanismo principal de extracción de neblina, la fuerza centrífuga o el principio de choque. En ambos métodos, las pequeñas gotas de líquido son recolectadas en una superficie, donde son separadas de la corriente del gas en forma de grandes gotas, que luego caen en la primera sección de separación.
- d. Sección de acumulación de líquidos: Esta sección corresponde a la parte inferior del separador y en ella se deposita el líquido separado en las etapas anteriores. Por lo tanto, se requiere de un tiempo mínimo de retención que permita llevar a cabo el proceso de separación. También se necesita un volumen mínimo de alimentación, especialmente cuando el flujo es intermitente. Esta sección cuenta con

controles de nivel para regular el volumen de líquido obtenido durante la operación de separación. Por otro lado, los separadores poseen un sistema de control constituido por válvulas de seguridad y de alivio las cuales controlan un aumento de la presión, válvulas de contrapresión que regulan la presión del separador, válvulas de control de líquido, manómetros, termómetros y visores de nivel. La presión de trabajo de los separadores es controlada por la válvula de salida del gas.

Principales ventajas de los Separadores Horizontales

1. Para una capacidad fija su costo es menor que el separador vertical.
2. Su instalación, mudanza y servicio resulta menos complejo que el de un separador vertical, la superficie disponible para la separación gas-líquido es mayor.
3. Cuales se hacen más efectivos los procesos de separación.
4. El proceso de crudos espumoso se hace con menor dificultad que un separador vertical.
5. Con la orientación horizontal se prefieren cuando la RGL y la cantidad de gas es alta.

Principales desventajas de los Separadores Horizontales

Son esencialmente las ventajas del separador vertical. Los separadores horizontales resultan deseables cuando existen problemas tales como relación gas-petróleo alta, crudos espumosos y presencia de emulsiones. Sin

embargo es de hacer notar que todos los factores deben tomarse en la selección del separador. Pero, a manera de resumen se pueden hacer algunas comparaciones, entre los separadores verticales y horizontales, que puedan ayudar en la selección del separador.

1. El separador vertical, por tener mayor altura, que el separador horizontal, es más fácil manejar el control de nivel, luego se puede señalar que el control de nivel en el separador vertical no es crítico, como lo es en el horizontal.
2. En un separador horizontal se puede incrementar con cierta facilidad la capacidad volumétrica, tal como es posible agregar cilindros al separador horizontal, mientras que es imposible hacerlo en un separador vertical.
3. En vista que en el separador horizontal, se puede agregar mecanismos internos, para limpiar las arenas. Luego el manejo de partículas sólidas, se maneja con mayor eficiencia en el separador horizontal. Además en el separador horizontal se puede dejar prevista en el diseño, algunos accesorios, como por ejemplo las bocas de visita apropiadas, que ayudan a eliminar las partículas sólidas.
4. Cuando el fluido a separar es de carácter espumoso, se recomienda utilizar un separador horizontal, en vista de que este separador, se puede diseñar una fase del separador libre para la espuma, aunque es lógico, que el hecho de añadir una fase para la espuma, hará incrementar el costo del separador.

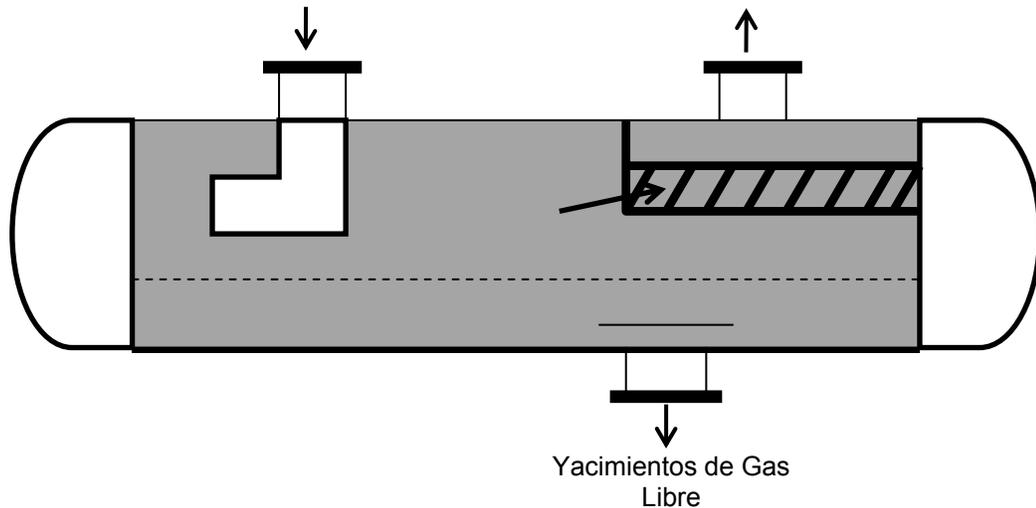


Figura 2.11 Separador Gas-Líquido Horizontal.

Con respecto a los separadores esféricos su uso es limitado a aplicaciones especiales; son excelentes para altas presiones y bajo volumen de líquido; son compactos y de fácil manejo. Son poco utilizados en la industria petrolera, debido a que son más difíciles de construir.

2.13 COMPRESORES

El compresor es una máquina destinada a producir un aumento en la presión de un fluido gaseoso. Para que un compresor funcione se requiere un equipo que le proporcione movimiento energía cinética, para ello se utiliza un motor, el cual puede ser eléctrico, motor a combustión o motores de turbina a gas.

Un compresor es una máquina térmica generadora, donde el flujo de un fluido compresible intercambia trabajo técnico con el exterior. Estos aparatos

se utilizan para comprimir gases, el principal objetivo del proceso de compresión es aumentar la presión, disminuyendo con ello el volumen específico. En los distintos usos industriales son de gran utilidad, y se utilizan de diversos tipos, según las necesidades. Los compresores se relacionan por su forma de trabajo con las bombas o máquinas hidráulicas, que se utilizan para trabajar con líquidos, aunque los compresores trabajan fundamentalmente con gases y vapores.

2.13.1 Tipos de compresores utilizados en la industria

Los compresores pueden clasificarse según diferentes criterios. Así, en función de la presión final alcanzada se habla de compresión de baja, media, alta y muy alta presión. Son numerosas las aplicaciones de los compresores, en la industria, como por ejemplo: Turbinas, instalaciones frigoríficas, gaseoductos, sobrealimentación de motores de combustión interna, para máquinas neumáticas, industria química en general, etc.

El proceso de compresión es de tipo mecánico, proceso que necesita de trabajo auxiliar para el proceso. Los compresores consumen trabajo. Si el estudio del proceso de compresión, se realiza desde el punto de vista mecánico, lo cual es válido, ya que trabajar con gases o vapores, tiene su similitud con la mecánica de las turbinas de vapor (que producen trabajo) y con las bombas que trabajan con líquidos. El estudio termodinámico de la compresión es válido para todos los tipos, distinguiéndose dos formas de trabajo, adiabáticos y refrigerados. Este último, por lo general es un proceso isoterma, con lo cual requieren menos trabajo que los adiabáticos, entendiendo por un proceso adiabático, aquel que ocurre sin intercambio de calor entre el sistema y medio ambiente.

En general se puede asegurar que los compresores son máquinas de flujo continuo en donde se transforma la energía cinética (velocidad) en presión. La capacidad real de un compresor es menor que el volumen desplazado del mismo, debido a razones tales como:

- Caída de presión en la succión.
- Calentamiento del aire de entrada.
- Expansión del gas retenido en el volumen muerto.
- Fugas internas y externas.

2.13.2 Proceso de compresión del Gas Natural

El gas natural tiene que ser comprimido para su posterior utilización, todo esto conlleva a que el proceso de compresión del gas natural tenga mucha importancia, como por ejemplo: Disminución del volumen para su almacenamiento, facilidades en el transporte, utilización en los procesos de Inyección secundaria, transformación de una forma de energía a otra.

En el proceso de compresión del gas natural, los compresores tienen como función principal, aumentar la presión del fluido gaseoso, con el aumento de la presión son comprimidos y por ende pueden ser almacenado o confinados en recipientes de determinados volúmenes. El proceso de compresión es una parte integral de los ciclos para refrigeración y las turbinas de gas. Los compresores son máquinas que disminuyen el volumen de una determinada cantidad de gas y aumenta su presión, todo esto ocurre a través de procedimientos mecánicos. Luego el gas comprimido posee una gran energía potencial. El aumento en la energía potencial se debe a que en

el proceso de compresión se elimina la presión a la cual está sometido el gas, y durante la compresión se expande rápidamente.

El control de esta fuerza expansiva proporciona la fuerza motriz de muchas máquinas y herramientas. El proceso de compresión, como proceso es termodinámico, el cual se lleva a cabo a través de una serie de etapas. La principal función de los compresores es someter el gas a un trabajo, para así aumentar la energía total.

2.14 RECUPERACIÓN DE LÍQUIDOS A PARTIR DEL GAS NATURAL (NGL)

La recuperación de líquidos a partir del gas natural (NGL) es algo común en el procesado de gas, y puede llegar a tener una gran importancia económica, sin embargo, este aspecto puede pasar a segundo plano cuando la NGL se convierte en algo necesario cuando se tiene que cumplir con especificaciones de calidad en los puntos de venta del gas.

Un sistema de refrigeración disminuye la temperatura del fluido que es enfriado por debajo de lo que es posible obtener mediante agua o aire a condiciones ambientales. La temperatura producida depende de la meta a cumplir.

Las razones principales para implementar un proceso de recuperación de líquidos son:

1. Administrar la energía de yacimientos de alta presión y temperatura.

2. Evitar al máximo la condensación de líquidos durante el transporte de gas en ductos.
3. Alcanzar especificaciones del gas en los puntos de venta.
4. Maximizar la recuperación de líquidos para su comercialización (aceite y/o condensados).
5. Disminuir costos de operación y mantenimiento por concepto de corridas de diablos instrumentados y de limpieza en ductos de transporte.

Los 3 procesos básicos de recuperación de líquidos son:

- Expansión Joule – Thompson o separación a baja temperatura (LTS).
- Refrigeración externa o mecánica (ciclos de expansión – compresión de vapor).
- Turbinas de expansión o expansión criogénica.

El comportamiento de fases del gas natural es función de la presión y temperatura. Cualquier enfriamiento que se realice fuera de la zona de condensación retrógrada, inducirá la condensación y llevará a la obtención de líquidos del gas natural (Mok hatab, Poe & Speight, 2006). Basados en este comportamiento se describen los diferentes procesos:

2.14.1 Expansión Joule – Thompson

El coeficiente de Joule-Thompson es definido como la variación de la temperatura con la variación de la presión por la expansión adiabática:

$$\mu = \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_H \quad \text{Ec.2.1}$$

Esto representa la pendiente de las curvas isoentálpicas en el plano P-T. La curva de inversión Joule-Thompson (CIJT) es el lugar geométrico en dicho plano, para el cual el coeficiente JT es igual a cero; es decir, donde la temperatura no varía con las expansiones isoentálpicas. Esta condición corresponde al punto máximo de las isoentalpas para una temperatura dada.

La curva de inversión tiene forma parabólica y exhibe un máximo o pico de presión de inversión a una temperatura intermedia. Esta curva separa las regiones en las que el enfriamiento o calentamiento ocurre, ya que dentro de la región bordeada por la curva la temperatura decrece cuando la presión decrece, resultando en un efecto de enfriamiento JT ($\mu > 0$). Fuera de la región bordeada, la expansión provocará un aumento de la temperatura y por lo tanto un efecto de calentamiento JT ($\mu < 0$).

Existe por lo tanto, una temperatura de inversión máxima, T_{inv}^{max} a una presión $P=0$, la cual es obtenida extrapolando la condición de inversión a cero presión. De igual manera, la curva pasa a través de una Presión de inversión máxima, P_{inv}^{max} para una temperatura que depende de la naturaleza del gas, esto puede verse en la figura 2.13. A presiones mayores que la presión de inversión máxima μ es siempre negativo.

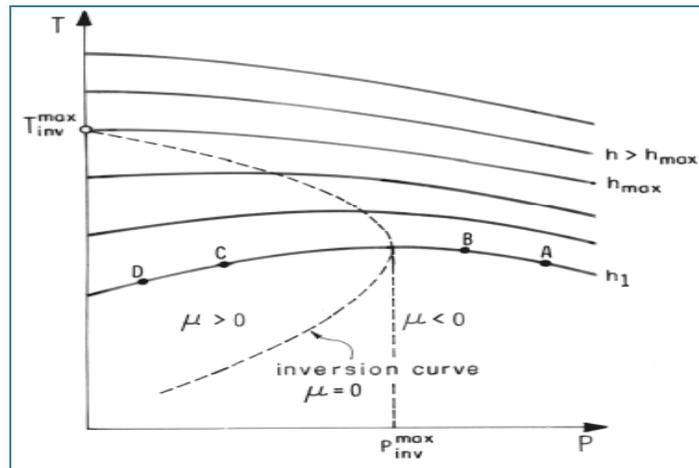


Figura 2.12 Curva de inversión y las líneas isoentálicas para diferentes experimentos de expansión hecho para diferentes condiciones.

En general, la curva de inversión Joule-Thompson se extiende desde una temperatura de inversión mínima, obtenida por el cruce de la CIJT con la línea de presión de vapor, hasta una temperatura máxima que corresponde al límite de gas idea a una densidad y presión igual a cero.

Nichita y Leibovici (2006) presentan el tratamiento matemático requerido para la derivación de la ecuación de la curva de inversión, encontrada comúnmente en los estudios relacionados con la determinación de la misma. Para ello utilizan la ecuación 1, expresan el diferencial total de entalpía en función de la presión y temperatura $H(P,T)$, y en función de la variación de entropía y presión, y finalmente aplicando la relación de Maxwell, obtienen que la forma de la CIJT es:

$$T \left(\frac{\partial P}{\partial T} \right)_V + V \left(\frac{\partial P}{\partial V} \right)_T = 0 \quad \text{Ec.2.2}$$

La curva de inversión JT puede ser calculada aplicando la condición de inversión dada por la ecuación 1.2 a cualquier ecuación de estado, y siguiendo dos caminos: calculando T para un volumen adimensional ($x=v/b$) dado, o calculando x para cada valor de T , y luego los valores correspondientes de P se obtienen resolviendo la ecuación de estado.

La forma general de una ecuación de estado cúbica es:

$$P = \frac{RT}{V-b} + \frac{a(T)}{(V-d)^2 + c} \quad \text{Ec.2.3}$$

En esta ecuación los valores de $a(T)$, b , d y c van a depender de la ecuación de estado seleccionada. Para el cálculo de la curva de inversión de mezclas de N componentes, los parámetros de cohesión $a(T)$, y de covolumen b , se calculan a partir de los parámetros de los componentes puros a_i y b_i , aplicando reglas de mezclado clásicas, las cuales vienen dadas por las ecuaciones:

$$a = \sum_i^N \sum_j^N x_i x_j (a_i a_j)^{0,5} (1 - k_{ij}) \quad \text{Ec.2.4}$$

$$b = 0,5 \sum_i^N \sum_j^N x_i x_j (b_i + b_j) (1 - l_{ij}) \quad \text{Ec.2.5}$$

Donde, x_i y x_j son las fracciones molares de los componentes, los k_{ij} y l_{ij} son los parámetros de interacción binaria entre los componentes i y j .

Nichita y Leibovici (2006), establecen que si la mezcla multicomponente se encuentra en dos fases al realizar la expansión isoentálpica es necesario calcular la CIJT para la región bifásica. El coeficiente de JT definido por la ecuación 1.1 aplica de igual manera para una mezcla bifásica. Para lo cual se define un coeficiente de Joule-Thompson aparente, asumiendo que la expansión de la mezcla desde una sola fase hasta un estado bifásico es isoentálpica:

$$\mu^* = \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_{H,n} \quad \text{Ec.2.6}$$

En esta definición del coeficiente JT aparente se incorporan dos efectos: el efecto isoentálpico, y el efecto de la división de las fases. Por lo tanto se establecen dos aproximaciones para el cálculo del mismo:

- ✿ **La aproximación volumétrica** se deriva una ecuación similar a la presentada para una sola fase, pero incluyendo el V_t como volumen total que incluye el volumen de la fase líquida y el volumen de la fase gas.

El algoritmo de resolución de esta aproximación implica asumir que si la CIJT existe en la región de dos fases, encontrar un punto (T,P) en dicha curva requiere la solución de un sistema no lineal de $nc+1$ ecuaciones (correspondientes a las nc ecuaciones de equilibrio termodinámico y la condición de inversión en la cual el coeficiente aparente $\mu^* = 0$), con $nc+1$ incógnitas (n_{ik} con $k= L$ o G , e $i=1, nc$, y con alguna de las dos condiciones P o T).

Este sistema puede ser resuelto usando iteraciones anidadas por el método de Newton-Raphson, en la cual el flash PT se resuelve en el lazo interno, para calcular los n_{ik} y la corrección de P o T en el lazo externo. En este cálculo el primer valor de T_1 es el obtenido de la intersección del punto (P, T) de una sola fase con el borde del diagrama de fases.

- ❁ **La aproximación entálpica: variación de entalpía** en esta aproximación se expresa la entalpía como la suma de las dos contribuciones, el término ideal y el de la entalpía residual para una mezcla bifásica. El coeficiente de JT aparente es expresado como función de la variación de la entalpía total, luego para calcularlo se utiliza un algoritmo similar al presentado previamente por la aproximación volumétrica.
- ❁ **La aproximación entálpica; flash isoentálpico** otra opción presentada es determinar la CIJT en la región bifásica, realizando cálculos de flash isoentálpicos con especificaciones de (P, H) con las variables desconocidas T y n_{iL} o n_{iG} realizando una serie de flash en el lazo interno y una corrección de T hasta alcanzar la especificación $H=H_{esp}$ en el lazo externo.

En la expansión Joule – Thompson el gas pasa primero por un intercambiador de calor para recibir un pre-enfriamiento, y posteriormente a través de una válvula de expansión o estrangulador. Esta expansión es un proceso isoentálpico donde la caída de presión genera una disminución de temperatura, la cual provoca una separación de los líquidos condensables. Generalmente en este tipo de proceso, el gas debe comprimirse para alcanzar la presión requerida para su transporte.

2.14.2 Turbinas de Expansión o Expansión Criogénica

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, que en forma continua expande gas desde una presión alta a un valor más bajo mientras se produce trabajo. Gracias a ello como efectos principales se obtiene un significativo enfriamiento del fluido y por otro la producción de potencia en un eje.

En general la palabra turbo expansor o simplemente expansor es utilizada para referir al sistema completo formado por la turbina en si donde se produce la expansión propiamente dicha del fluido y el compresor asociado sobre el mismo eje que es la carga, utilizado para comprimir algún fluido del proceso.

Cuando la potencia a extraer no es significativa suele usarse directamente un freno hidráulico como carga, en ese caso la energía se disipa en aeroenfriadores perdiéndose al medio.

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 criogénica.

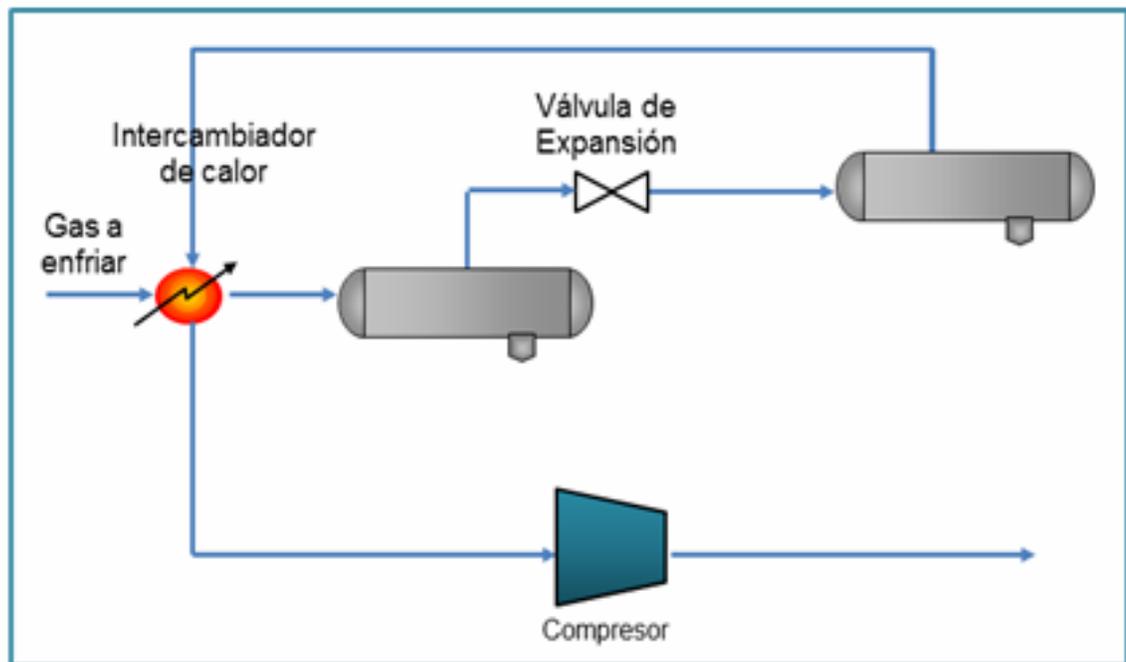


Figura 2.13 Esquema de proceso de enfriamiento de gas natural mediante expansión con válvula (efecto de Joule-Thomson).

2.14.2.1 Mecanismo de operación

- ❁ **Alimentación de Gas:** La corriente de alimentación está conformada por la alimentación de gas que debe de estar limpio, seco, dulce, es decir, que no tiene ni contaminantes ni impurezas en su composición de entrada, y con una presión específica para cumplir con los requerimientos del sistema.
- ❁ **Turbo-expansor :** Este disminuye el área de entrada de la corriente de gas aumentando el área de salida de la misma, dando lugar a que se produzca una expansión, y generación de potencia, este maneja un caudal de 50 MMPCED. La presión de descarga de este equipo es de 354.1 psi y la temperatura de descarga es de -89.9405.

- ✿ **Manipulación de Condensado:** Esto incide a la formación de cualquier líquido producido por condensación, por lo que están ubicados los depuradores f1 a la entrada y a la salida el f2 del expansor.

- ✿ **Manipulación de Líquido** que sale del depurador a la entrada F1 y el líquido del depurador a la salida de expansor que es F2 para su mejor obtención es en el Proceso: Para esto se utilizó un mixer el cual recoge el líquido.

2.14.2.2 Principio del enfriamiento.

Si se observa una curva característica de un determinado gas, sea por ejemplo gas natural, en un diagrama temperatura-entropía, se puede ver que las curvas de entalpía constante tienden a ser decrecientes en la zona de bajas temperaturas y por el contrario crecientes en las zonas de alta temperatura. Existirá un valor de temperatura donde las curvas cambian su tendencia, donde la variación será cero.

Si llamamos α_H la variación de temperatura al pasar de un nivel de presión a otro inferior, podremos representarlo como:

$$\alpha_H = (\partial T / \partial p)_H \quad \text{Ec.2.7}$$

Para el caso de temperaturas altas el valor α_H será positivo, para los bajos negativos existiendo un punto de inflexión donde se hace 0, que es el llamado temperatura de inversión del efecto Joule Thompson.

Obviamente si un fluido se expande en una válvula reguladora donde el punto inicial tiene la misma entalpía que el final, lo hace por debajo de la línea de inversión del efecto J.T. se enfría. Para el caso del gas natural el valor es aproximadamente de 600 °C, por lo que en una expansión normal de ese fluido se produce el enfriamiento.

En los procesos de enfriamiento se recurre a dos caminos, la expansión a través de una reguladora que como en el caso del gas natural se produce un enfriamiento al ser αH negativo, o bien la expansión llamada isoentrópica.

Para comprender esto conviene recordar el primer principio de la termodinámica para sistemas abiertos:

$$\Delta H + \Delta E_c + \Delta E_p = L - Q \quad \text{Ec. 2.8}$$

Se puede considerar lo siguiente:

La energía potencia no tiene significado alguno por no existir diferencias de altura entre entrada y salida del equipo. La energía cinética dependerá de los puntos en que adoptemos como entrada y salida, si se trata de puntos con velocidades diferentes en ese caso se podría considerar la llamada entalpía total mayorizando la entalpía para considerar su incidencia.

El calor que en un expansor real es el que puede entrar a través de las paredes, pensando que el medio tiene mayor temperatura que el expansor, comparado a través de un cálculo de transferencia de calor convencional con la energía puesta en juego, se observará que realmente es despreciable, por

lo tanto se puede hablar sin duda de que se trata de expansiones adiabáticas. Por tanto:

$$L = \Delta H \quad \text{Ec. 2.9}$$

En un sistema en que se extraiga trabajo el punto final no se va encontrar en la misma línea de entalpía constante como en el caso de una válvula reguladora, sino por el contrario en una línea inferior. El uso de las expansiones llamadas isoentrópicas de un turbo expansor comparada con la isoentálpica de una reguladora permite lograr una temperatura mucho más baja y un aprovechamiento mejor de la energía de la planta.

Una aplicación típica del turbo expansor es la recuperación de gases licuados del gas natural, llegándose a temperaturas por debajo de -100°C . Para que trabaje eficientemente, a través de procesos de intercambio de calor se trata de llevar el fluido a la entrada del expansor a lo más bajo posible, como para tener un αH lo suficientemente grande de modo de que la caída de temperatura sea importante en la expansión isoentrópica. Recordar que a menor temperatura αH es mayor.

Otra característica de estas aplicaciones es que la potencia extraída del expansor se utiliza en la compresión de fluido de proceso mejorando el rendimiento global de la instalación. En una planta de este tipo por efecto del enfriamiento previo que se van realizando antes de la llegada al expansor y por la caída de temperatura propia del expansor se producen condensaciones de los hidrocarburos más pesados por lo que este tipo de máquina debe ser apta para trabajar con un porcentaje del fluido en fase líquida. Esta exigencia no es cumplida normalmente por todas las turbinas

sino que por el contrario se ha hecho universal el uso de las turbinas radiales de reacción, las cuales cumplen con eficiencia ese tipo de exigencia.

2.12.2.3 Características de los turbo expansores o turbinas radiales de reacción.

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 multietapas.

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.

2.12.2.4 Usos y aplicaciones

El gas natural tiene cantidades variables de propano y butano que pueden ser extraídos por procesos consistentes en la reducción de la temperatura del gas hasta que estos componentes y otros más pesados se condensen. Los procesos usan refrigeración o turbo expansores para lograr temperaturas menores de -40° C necesarias para recobrar el propano. Subsecuentemente estos líquidos son sometidos a un proceso de purificación usando trenes de destilación para producir propano y butano líquido o directamente GLP.

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 conocida por una variedad de nombres, con Expander/Compressor, Expander Brake-Compressor y Expander/Booster-Compressor siendo la más común. El Expander/compressor (compresor Expansor) es el corazón de la planta criogénica.

El uso del turbo expansor, sin embargo, no elimina la necesidad de la válvula de expansión Joule Thompson que se usa en los sistemas convencionales de refrigeración. En un sistema turbo expansor la válvula normalmente se refiere a la válvula de bypass del expansor permite una más eficiente arranque y parada del turbo expansor. La válvula también permite continuar el proceso si el turbo expansor queda offline o si el caudal aumenta más allá de la capacidad de velocidad del turbo expansor.

Idealmente, la válvula posee las mismas características de capacidad y caudal ya que el turbo expansor produce una transición suave entre los dispositivos

El turbo expansor es un dispositivo mucho más eficiente que a válvula, haciendo un importante cierre estanco que evita la pérdida de energía.

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 conocida por una variedad de nombres, con Expander/Compressor, ExpanderBrake-Compressor y Expander/Booster-Compressor siendo la más común. El Expander/compressor (compresor Expansor) es el corazón de la planta criogénica.

En este proceso, el gas se hace pasar a través de una turbina de expansión. Es esta misma expansión del gas la que genera potencia a través de una flecha, reduciendo de esta manera la entalpía del gas. Esta disminución de entalpía provoca una mayor caída de presión que en las válvulas de expansión, con lo que se alcanzan menores temperaturas, y por lo tanto, una mayor recuperación de líquidos. Este proceso se ha vuelto muy popular debido a su relativo bajo costo y simplicidad. La temperatura final que se alcanza en la salida depende de la caída de presión, de la cantidad de líquidos recuperados y de la potencia alcanzada en la flecha. Esta potencia se puede utilizar para impulsar un compresor y/o cogenerar energía eléctrica.

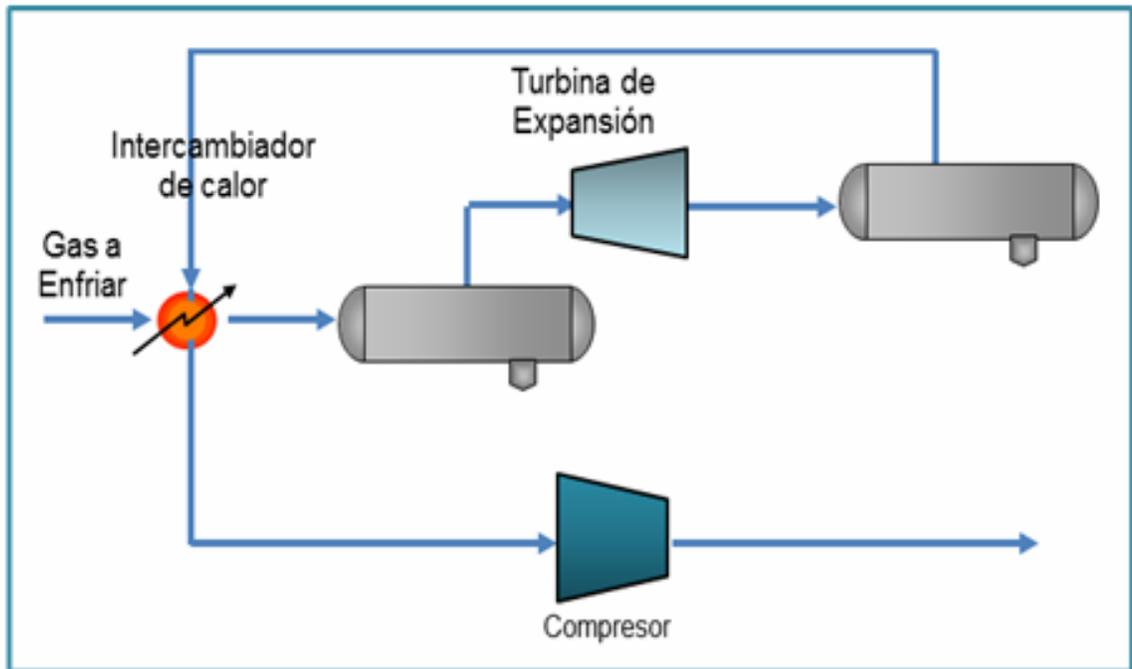


Figura 2.14 Esquema de proceso de enfriamiento de gas natural mediante turbinas de expansión.

2.14.3 Refrigeración Mecánica

En la refrigeración mecánica se obtiene un enfriamiento constante mediante la circulación de un refrigerante en un circuito cerrado, donde se evapora y se vuelve a condensar en un ciclo continuo. Si no existen pérdidas, el refrigerante sirve para toda la vida útil del sistema. Todo lo que se necesita para mantener el enfriamiento es un suministro continuo de energía y un método para disipar el calor. Los dos tipos principales de sistemas mecánicos de refrigeración son el sistema de compresión, empleado en los refrigeradores domésticos grandes y en la mayoría de los aparatos de aire acondicionado, y el sistema de absorción, que en la actualidad se usa sobre todo en los acondicionadores de aire por calor,

aunque en el pasado también se empleaba en refrigeradores domésticos por calor. La refrigeración mecánica, como cualquier otro ciclo de refrigeración ocurre, en etapas, las cuales son:

1. Etapa de Evaporación:

En esta etapa la carga de refrigeración está relacionado con la cantidad total de calor absorbido en el evaporador, este proceso, por lo general se denomina “Toneladas de refrigeración” y se expresa en (BTU/unidad de tiempo), y la tasa de flujo está dada, la siguiente ecuación:

$$m = \frac{Q_{ref}}{(h_{v2} - h_{L1})} \text{ Ec. 2.10}$$

Donde; (Q_{ref}) es el calor total en (BTU/hora); (h_{v2}) es la entalpía del vapor en el punto 2 Y, (h_{L1}) es la entalpía del líquido en el punto 2 del líquido

2. Etapa de Expansión:

Aquí los vapores del refrigerante salen del evaporador a la presión de saturación. La temperatura de refrigeración correspondiente es igual a la temperatura de saturación a una entalpía (h_{v2}). La entropía en este punto es la entropía de saturación. Luego, estos vapores son comprimidos isentrópicamente hasta una presión en el punto (1) a lo largo de una línea.

3. Etapa de Condensación:

En esta etapa el refrigerante sobrecalentado que sale del compresor a una presión de los punto (A y D) es enfriado a una presión aproximadamente constante hasta la temperatura del punto de rocío. Luego los vapores refrigerantes comienzan a condensarse a una temperatura constante. La presión de condensación del refrigerante es una función de la fuente de enfriamiento disponible. La fuente de enfriamiento recibe el calor que el refrigerante le transfiere.

La refrigeración mecánica, puede ocurrir en una sola etapa, como también en dos etapas, las cuales se utilizan con el objetivo de obtener ahorros de energía de hasta un 20%, esto en comparación con la refrigeración mecánica realizada en una sola etapa. La refrigeración puede ocurrir también en tres etapas, en este caso el ahorro de energía es mayor.

2.14.3.1 Sistema de Refrigeración por Absorción:

La máquina de refrigeración por absorción es un conjunto de equipos utilizados para enfriar agua mediante el empleo de calor y sin utilizar un elemento motriz primario. En la refrigeración por absorción se sustenta en la utilización de instalaciones de calentamiento a tiempo completo, durante todo el año. En este caso el método de refrigerante es el agua, luego el calor que suministra el vapor de agua caliente es generalmente la fuerza de trabajo que se utiliza en la máquina de absorción, es por ello, que la refrigeración por absorción, tiene una serie de ventajas.

En la refrigeración por absorción se consigue el enfriamiento mediante la energía térmica de una llama de gas, de resistencias eléctricas, o de la

condensación del vapor de agua a baja presión. La instalación tiene una serie de tubos de diversos diámetros, dispuestos en circuito cerrado, los cuales están llenos de amoníaco y agua. El amoníaco gaseoso que hay en la instalación se disuelve fácilmente en el agua, formando una fuerte solución de amoníaco. Al calentarse ésta en la llama de gas, o por otro medio, se consigue que el amoníaco se desprenda en forma de gas caliente, lo cual aumenta la presión cuando este gas se enfría en el condensador, bajo la acción de agua o aire frío, se produce la condensación y se convierte en amoníaco líquido. Fluye así por una válvula dentro del evaporador, donde enfría el aire circundante absorbiendo el calor de éste, lo cual produce nuevamente su evaporación.

Las plantas de refrigeración por absorción también pueden ser utilizadas para recuperar etano y otros componentes más pesados del gas. Las plantas de absorción con una alta eficiencia pueden recuperar 40% de etano y 90% de propano y todos los hidrocarburos más pesados del gas. Como conclusión para los productos refrigerados se puede indicar lo siguiente:

1. El manejo de productos refrigerados es una técnica, que debido al auge del Gas Natural tiene que desarrollarse en el país.
2. Para almacenar grandes volúmenes de gas licuado se requiere de una planta de refrigeración y un sistema de recobro de vapores que haga la operación segura y económica.
3. El almacenaje de productos refrigerados ha provisto a la industria del método más económico y seguro para almacenar grandes cantidades de gas en estado líquido.

4. El tanque refrigerado es el elemento clave de una planta de refrigeración.
5. En la operación de un tanque refrigerado es muy importante poner especial atención al control de presión dentro del recipiente al de temperatura en el fondo para prevenir daños mayores al equipo.
6. La mezcla de productos refrigerados con gran diferencia en sus respectivos puntos de ebullición puede ser una actividad riesgosa y en muchos casos ha causado graves accidentes.
7. A diferencia del manejo de líquidos estables a temperatura ambiente, en el caso de productos refrigerados el sistema va estar afectado por la condición estática o dinámica del fluido.
8. Los buques que transportan productos refrigerados, poseen instalaciones similares a las existentes en las plantas de almacenaje.

2.14.3.2 Sistema de Refrigeración por Compresión

Este es uno de sistema de refrigeración que más se emplea En las máquinas de este tipo constituye la parte central del sistema la bomba o compresor, que recibe vapor a baja presión y lo comprime. Con esta operación se elevan considerablemente la presión y la temperatura del vapor. Luego, este vapor comprimido y calentado fluye por el tubo de salida del condensador térmico, donde el vapor cede su calor al agua o aire frío que

rodea al condensador. En esta forma su temperatura desciende hasta el punto de condensación, y se convierte en líquido con la correspondiente liberación de calor que ocurre en estos casos, y que provoca que el proceso se realice con un alto grado de eficiencia.

El agente frigorífico, en estado líquido, pasa del condensador hasta un receptáculo y de allí fluye por un conducto o válvula, o el tubo reductor, disminuye la presión del líquido a medida que fluye dentro del vaporizador para enfriarlo. Este vaporizador se halla en el espacio que desea refrigerar. El aire tibio de este recinto le transmite, por contacto, al vaporizador parte de su calor, y hace que el líquido se evapore. Como se ve este nuevo cambio de estado, de líquido a vapor, se efectúa aumentando la temperatura.

A continuación, aspira el compresor, por el tubo de succión, el vapor caliente del evaporador, y, después de volverlo a comprimir, lo impulsa al condensador y el proceso se desarrolla hasta el final.

La refrigeración es el proceso más directo para la recuperación de líquidos, en la cual la refrigeración externa o mecánica es proporcionada por un ciclo de expansión – compresión de vapor, que generalmente utiliza al propano como agente refrigerante.

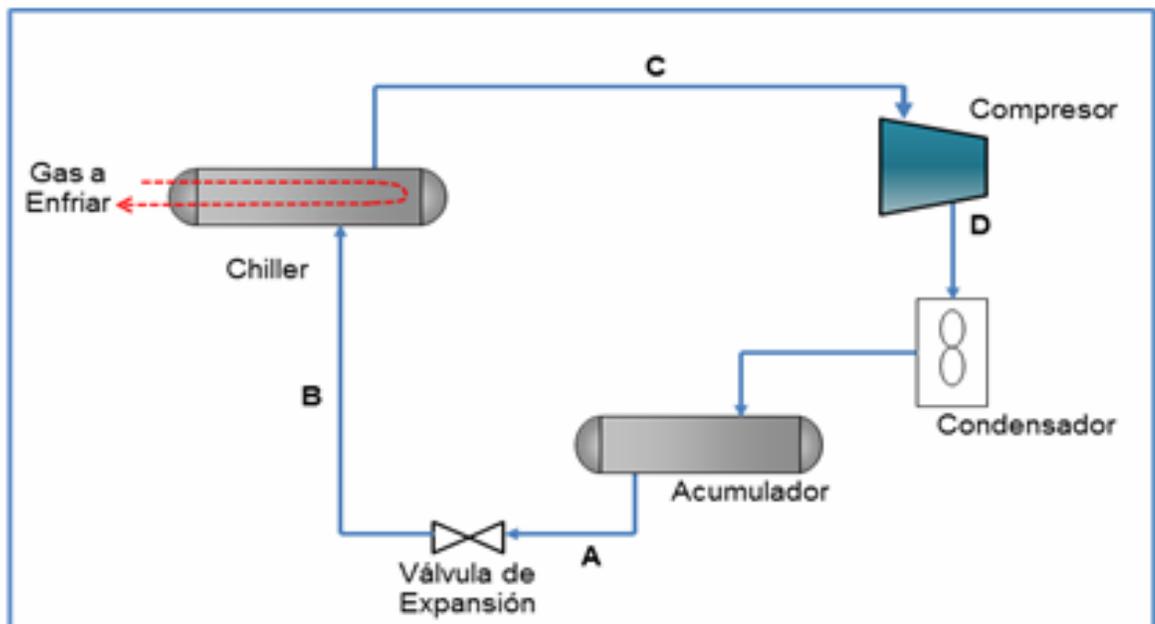


Figura 2.15 Esquema de proceso de enfriamiento de gas natural mediante refrigeración mecánica o externa (ciclo de refrigeración de propano).

- A.** El líquido refrigerante saturado se expande en la válvula.
- B.** Debido a la expansión se vaporiza parcialmente y entra en el Chiller a una temperatura menor a la de la corriente de gas.
- C.** Sale del Chiller totalmente vaporizado.
- D.** Este vapor se comprime y se envía a un condensador donde se transforma en líquido al 100%, y posteriormente se almacena en un acumulador para repetir el ciclo.

CAPITULO III

METODOLOGÍA

En este capítulo se presenta de manera específica el proceso bajo el cual se desarrolla ingeniería conceptual para la infraestructura de superficie de un campo costa afuera, en el mismo se explican los procedimientos experimentales utilizados para la obtención de valores, cálculos, simulaciones y métodos utilizados para el cumplimiento de cada una de las etapas planteadas en el desarrollo de este proyecto.

RECOPIACIÓN DE INFORMACIÓN EXISTENTE EN EL DESARROLLO DE INGENIERÍA CONCEPTUAL PARA LA INFRAESTRUCTURA DE SUPERFICIE DE UN CAMPO COSTA AFUERA.

Para llevar a cabo este trabajo se realizó una recopilación de toda la información disponible referente a las características del gas natural, los diferentes procesos de refrigeración disponibles, conceptos e información básica sobre la extracción del gas natural, características de los principales equipos, operación y diseño de la infraestructura. Con la finalidad de realizar la clasificación de toda esta información, a fin de dar la adecuada organización al tema planteado.

Se hará énfasis en el estudio de los procesos que permiten refrigerar la corriente de gas para obtener líquidos del gas natural (LGN) y permitir que el gas residual alcance las especificaciones previstas. La mayoría de esta información es manejada por la revisión de literaturas, informes técnicos,

tesis de grado, presentaciones, entre otros. Todos de fundamental importancia para cumplir con los objetivos planteados.

3.1 IDENTIFICAR las variables operacionales deL CAMPO COSTA AFUERA.

El proceso consta de dos etapas de separación; en la etapa I la presión de alimentación proveniente del pozo es de 4963 psi y temperatura 194 °F, mediante una válvula, la presión de 4963 psi es llevada a 1322 psi trabajando con un caudal de 50 MMPCED y 8000 Barriles/día; el líquido separado en dicha etapa a través de otra válvula es llevada a la etapa II a 850 psi. En la etapa II el proceso trabaja con una presión menor a la que se desea que salga el gas (1280 psi), es por ello que posee un compresor a su salida para poder unirse con la línea de gas de la etapa I y ser recibida a la estación a la presión requerida (1280 psi), la línea de líquido extraído se recibe al cabezal a una presión de 782 psi. La infraestructura de superficie se encuentra a una distancia de 33.5 Km del cabezal, donde este recibe el líquido a una presión de 782 Psi. Además la infraestructura también se encuentra a 43 Km de distancia de la estación que recibe el gas a 1280 Psi. En la figura 3.1 se puede apreciarla ubicación del campo costero con respecto a la estación de flujo y al cabezal de recibo.

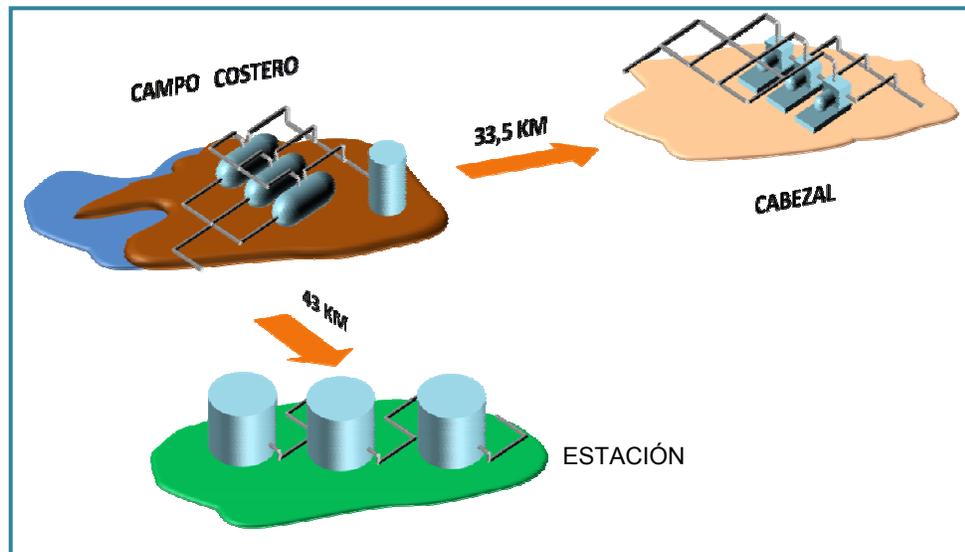


Figura 3.1 Ubicación de la Infraestructura Del Campo Costa Afuera.

[Fuente Propia]

Tabla 3.1 Variables operacionales del proceso.

Variables	Valores	
Q (MMPCED)	50	
P _{mezcla} (psi)	4963	
T _{mezcla} (°F)	194	
P(psi)	Etapa I	Etapa II
	1280	850

3.2 ESTUDIAR LAS CONDICIONES INICIALES DE LA CORRIENTE DE GAS PARA LA DETECCIÓN DE LÍQUIDOS CONDENSADOS EN LA TUBERÍA A TRAVÉS DEL SOFTWARE ASPEN HYSYS 2006.5.

Se analizó la corriente de gas de salida de las dos etapas de separación, del campo costero, la cual maneja una presión de 1280 psi; con

la finalidad de verificar a través de la fracción de vapor la presencia de líquidos condensados en la corriente gaseosa. Esta información se obtuvo a través del simulador de procesos Aspen HYSYS 2006.5, en donde se simuló las dos etapas de separación y las líneas de gas y líquido para llevar a cabo el proceso de obtención de LGN. En la figura 3.2 se puede observar que la línea del gas a la salida del proceso de separación la fracción de vapor de dicha corriente resultó ser igual a 0.9891 comprobando de esta manera que si condensan componentes pesados a través de la tubería.

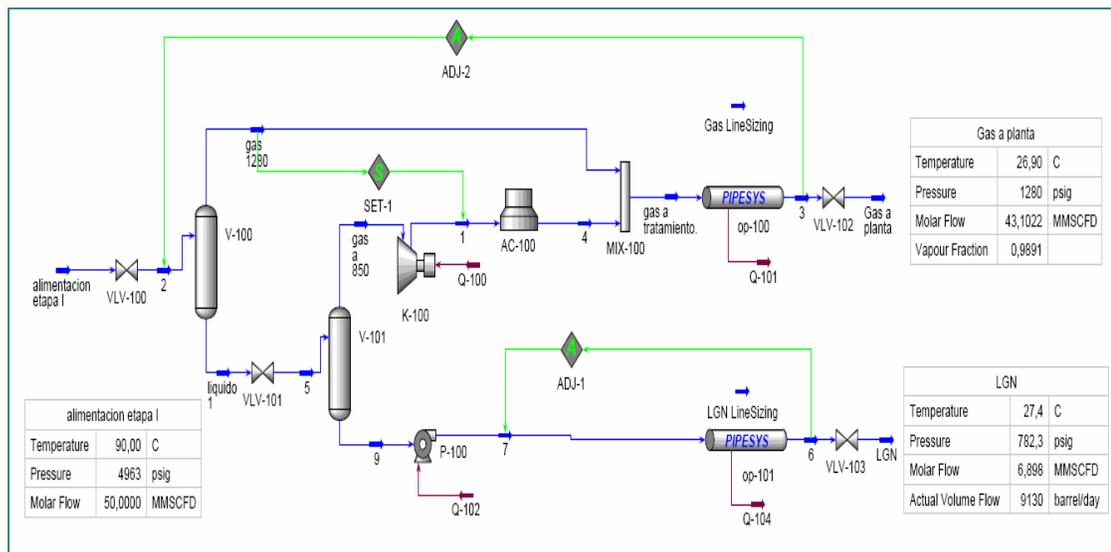


Figura 3.2 Simulación del gas de salida de las etapas de separación.

[Fuente Aspen HYSYS 2006.5]

3.3 REALIZAR EL DIAGRAMA DE FLUJO PARA LOS DIFERENTES PROCESOS A ESTUDIAR (JOULE THOMPSON, REFRIGERACIÓN MECÁNICA, TURBO EXPANSOR).

Se realizó el diagrama de flujo de cada proceso para su posterior simulación, análisis y selección del proceso más óptimo para la extracción de

los líquidos del gas natural. Cada uno de estos procesos son empleados en las industrias para la recuperación de condensados del gas natural separados a alta presión; esto con la finalidad de evitar costos mayores en el mantenimiento de tuberías además de ser procesos donde se generan altos ingresos en la comercialización de los líquidos del gas natural. A continuación se define cada proceso a estudiar.

3.3.1 Expansión Joule Thompson

Consiste en el enfriamiento del gas mediante la expansión del gas a través de una válvula J-T, el gas pasa primero por un intercambiador de calor para recibir un pre-enfriamiento, y posteriormente a través de una válvula de expansión o estrangulador. Esta expansión es un proceso isoentálpico donde la caída de presión genera una disminución de temperatura, la cual provoca una separación de los líquidos condensables.

No se genera trabajo y el proceso es adiabático. La cantidad de calor transferido a través del cuerpo de la válvula es baja y el gas permanece en ésta, por corto tiempo. La temperatura del gas en la salida de la válvula, está relacionada con la presión y la relación de las fases líquido- vapor en la salida de la misma. Generalmente en este tipo de proceso, el gas debe comprimirse para alcanzar la presión requerida para su transporte.

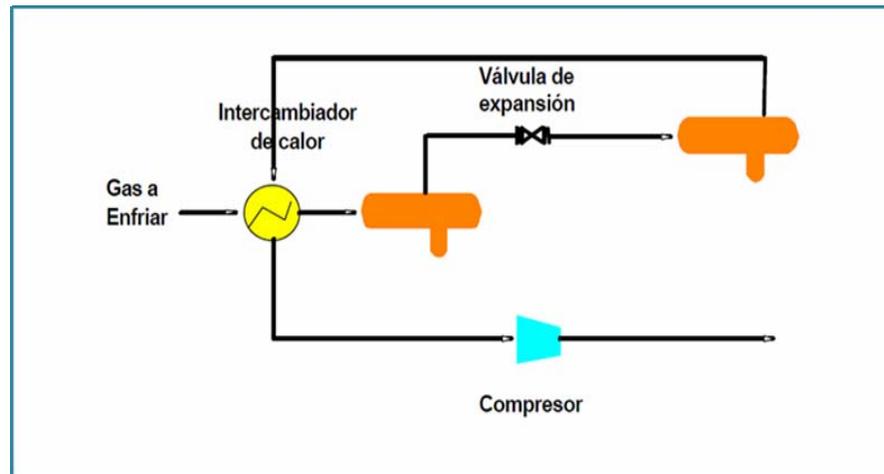


Figura 3.3 Expansión Joule Thompson.

[Fuente Propia]

3.3.2 Refrigeración Mecánica

Es el proceso más directo para la recuperación de líquidos, en la cual la refrigeración externa o mecánica es proporcionada por un ciclo de expansión – compresión de vapor, que generalmente utiliza al propano como agente refrigerante.

En este proceso el líquido refrigerante saturado se expande en la válvula, debido a la expansión se vaporiza parcialmente y entra en el Chiller a una temperatura menor a la de la corriente de gas. Luego sale del Chiller totalmente vaporizado, y este vapor se comprime y se envía a un condensador donde se transforma en líquido al 100% y posteriormente se almacena en un acumulador para repetir el ciclo. En la figura 3.4 se puede observar un diagrama del proceso de refrigeración mecánica.

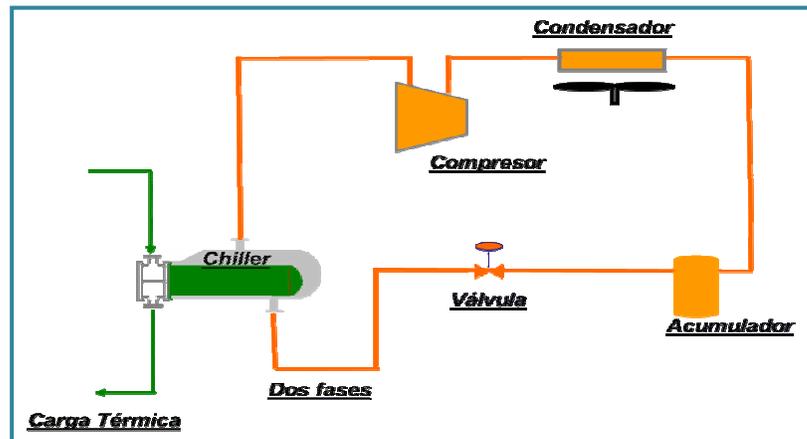


Figura 3.4 Ciclo de Refrigeración Mecánica.

[Fuente Propia]

3.3.3 Turbo Expansor

Como se puede observar en la figura 3.5, en este proceso, el gas se hace pasar a través de una turbina de expansión. Es esta misma expansión del gas la que genera potencia a través de una flecha, reduciendo de esta manera la entalpía del gas. Esta disminución de entalpía provoca una mayor caída de presión que en las válvulas de expansión, con lo que se alcanzan menores temperaturas, y por lo tanto, una mayor recuperación de líquidos. Este proceso se ha vuelto muy popular debido a su relativo bajo costo y simplicidad. La temperatura final que se alcanza en la salida depende de la caída de presión, de la cantidad de líquidos recuperados y de la potencia alcanzada en la flecha. Esta potencia se puede utilizar para impulsar un compresor y/o generar energía eléctrica.

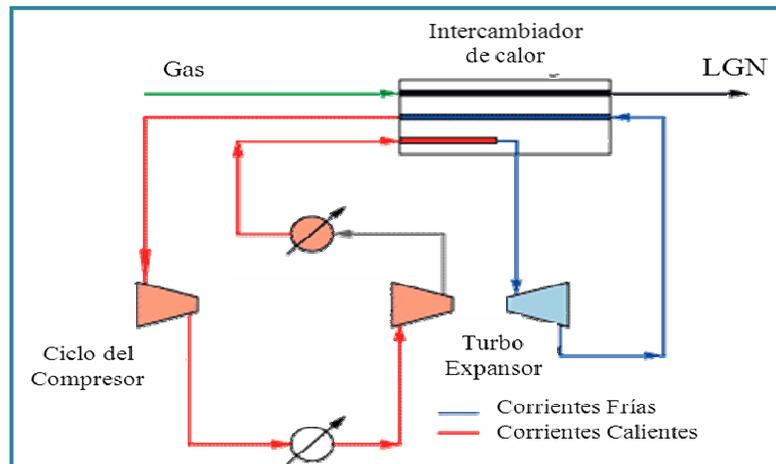


Figura 3.5 Diagrama de Turbo Expansión.

[Fuente Propia]

3.4 EVALUAR LOS PROCESOS A TRAVÉS DEL SOFTWARE ASPEN HYSYS 2006.5

En base a la información teórica antes explicada se procedió a aplicar estos conceptos para la recuperación de los líquidos del gas natural en la elaboración de los diagramas de flujos de cada proceso. Los métodos utilizados para la extracción de líquidos del gas natural fueron: expansión Joule Thompson, refrigeración mecánica y turbo expansor.

Los procesos fueron simulados a través del Software Aspen HYSYS 2006.5, donde se tomaron iguales premisas de diseño, todo esto se llevó a cabo a partir de información suministrada de la mezcla que pertenece a la corriente proveniente de una plataforma petrolera, la composición de esta mezcla está saturada con agua.

Las variables más importantes que se evaluaron para la selección del más óptimo en cuanto a generación de líquidos extraídos del gas natural y requerimientos mínimos de energía que se usó en cada proceso son: Barriles

de líquido que se obtuvieron al final de cada proceso (barril/día), fracción de vapor del gas después de compresión al final del proceso, potencia requerida que se utilizó en cada equipo (compresores, expansores, enfriadores, intercambiadores de calor y bombas) y por último el caudal de gas obtenido (MMPCED).

Premisas tomadas para la simulación de los procesos en el software Aspen HYSYS 2006.5:

- a) Presión de la mezcla a la entrada 4963psi.
- b) Temperatura de la mezcla a la entrada 194°F.
- c) Caudal de gas en la mezcla 50 MMPCED.
- d) El paquete termodinámico usado fue el de peng-robinson.
- e) Composición de la corriente de mezcla en la entrada se muestra en la tabla 3.2
- f) Presión en la etapa I de separación 1280 psi.
- g) Presión en la etapa II de separación 850 psi.

Tabla 3.2 Composición de la mezcla en la entrada al proceso.

Comp.	C₁	C₂	C₃	iC₄	nC₄	iC₅	nC₅	C₆	C₇⁺
Fracc.mol	0.7851	0.0434	0.0190	0.0042	0.0162	0.0059	0.0082	0.0112	0.0047
Comp.	C₈⁺	C₉⁺	C₁₀⁺	C₁₁⁺	C₁₂⁺	C₁₃⁺	C₁₄⁺	C₁₅⁺	C₁₆⁺
Fracc.mol	0.0042	0.0053	0.0065	0.0069	0.0069	0.0067	0.0063	0.0058	0.0052
Comp.	C₁₇⁺	C₁₈⁺	C₁₉⁺	C₂₀⁺	C₂₁⁺	C₂₂⁺	C₂₃⁺	C₂₄⁺	C₂₅⁺
Fracc.mol	0.0045	0.0039	0.0033	0.0028	0.0023	0.0019	0.0015	0.0012	0.0010
Comp.	C₂₆⁺	CO₂	N₂	H₂S	H₂O	Total	PM	Presión	Temp.
Fracc.mol	0.0002	0.0124	0.0050	0.0028	0.0053	1.0000	32.45	4963 psi	194°F

Se contó con la información de una data que proporciona las propiedades más características de cada compuesto; como son: peso molecular, densidad, temperatura crítica y presión crítica; para la definición de los pseudocomponentes o componentes más pesados en el simulador. Estas propiedades son mostradas en la tabla 3.3.

Tabla 3.3 Propiedades de los PseudoComponentes.

Componente	PM	Densidad	T_c	P_c
C₇	108,4	57,46	286,9	31,74
C₈	115,3	55,41	300,1	30,50
C₉	123,3	53,13	315,2	29,13
C₁₀	131,3	51,04	329,5	27,89
C₁₁	139,2	49,15	343,6	26,65
C₁₂	147,7	47,25	357,7	25,50
C₁₃	156,3	45,43	371,5	24,41
C₁₄	165,2	43,68	385,3	23,38
C₁₅	174,4	42,00	398,8	22,40
C₁₆	183,8	40,37	412,3	21,47
C₁₇	193,4	38,81	425,5	20,58
C₁₈	203,2	37,30	438,7	19,74
C₁₉	213,3	35,84	451,7	18,94
C₂₀	223,6	34,43	464,6	18,17
C₂₁	234,0	33,07	477,4	17,44
C₂₂	244,8	31,75	490,1	16,75
C₂₃	255,8	30,47	502,7	16,08
C₂₄	266,7	29,26	515,0	15,46
C₂₅	278,5	28,02	528,5	14,76
C₂₆	290,8	26,79	540,6	14,24

El esquema de simulación para cada uno de los tres procesos que se estudiaron se muestran en las figuras 3.5, 3.6 y 3.7, los procesos simulados son: Joule Thompson, Refrigeración Mecánica y Turbo-Expansor.

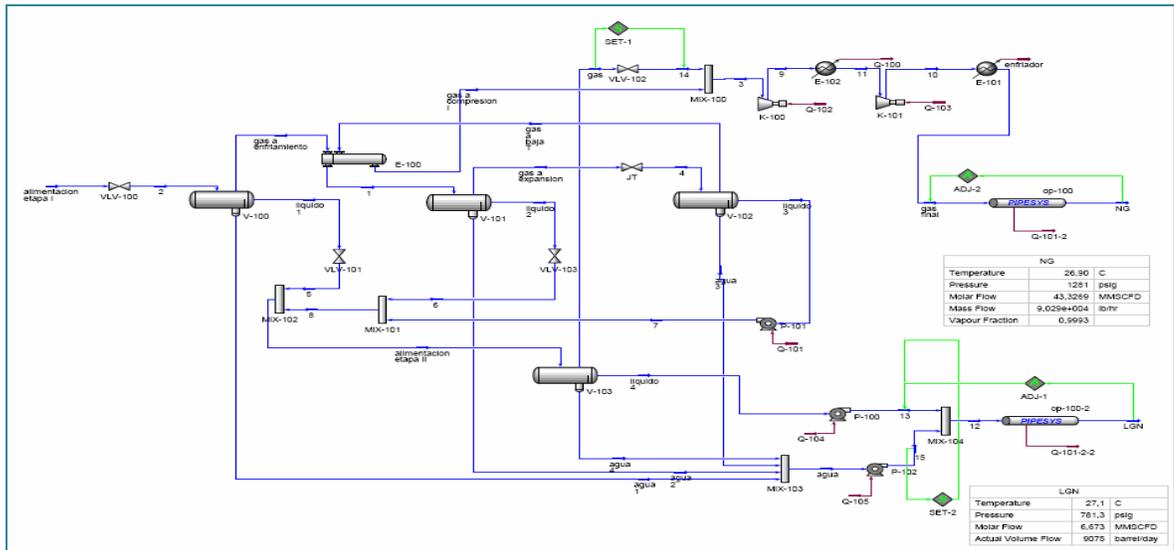


Figura 3.6 Panel de simulación de Joule Thompson.
[Aspen Hysys 2006.5]

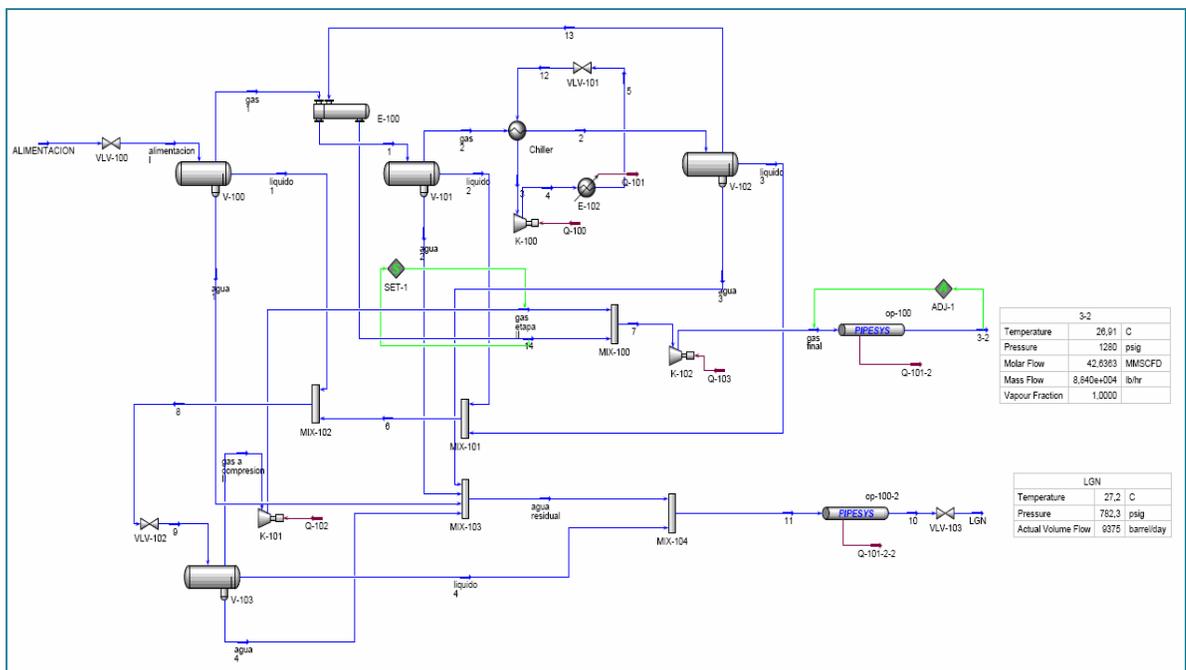


Figura 3.7 Panel de simulación de Refrigeración Mecánica.
[Aspen Hysys 2006.5]

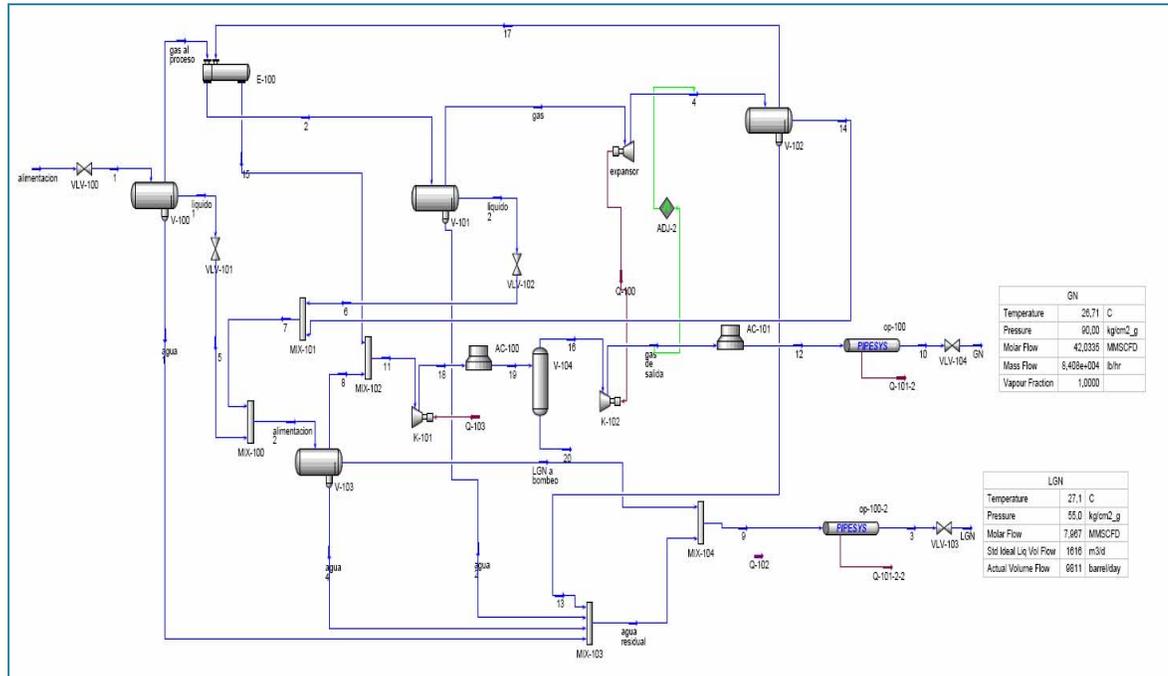


Figura 3.8 Panel de simulación de Turbo-Expansor.

[Aspen Hysys 2006.5]

3.5 REALIZAR EL DISEÑO DE LOS SEPARADORES, LÍNEAS DE GAS Y DE LÍQUIDO A SU RESPECTIVA ESTACIÓN.

3.5.1 Diseño de los separadores trifásicos

El diseño conceptual de los separadores involucrados en el proceso se determinó a través de los manuales de proceso de PDVSA (MDP-03-S-05), por el tipo de proceso se seleccionó separadores tipo trifásico; siendo éste un proceso de extracción de líquidos del gas natural donde se desea que en la corriente de líquido se pueda apreciar los barriles de líquido liviano con poca composición de agua. Otra consideración que se tomó fue que el separador es del tipo horizontal debido a que son los más recomendados para los procesos de extracción de líquidos del gas.

✿ Premisas de diseño

a. Altura de líquido permisible

En la figura 3.9 se aprecian las alturas de líquido y su disposición en el separador.

Tabla 3.4 Niveles de líquido para separadores trifásicos.

SIGLAS	NOMBRE	VALORES RECOMENDADOS
NBBL	Nivel bajo-bajo de líquido	Se establece en 9pulgadas como mínimo desde la línea tangente inferior, en este nivel se coloca generalmente un <i>shutdown</i> .
NBL	Nivel bajo de líquido	La altura desde el NBBL hasta el NBL, se dimensiona considerando 5 minutos de acumulación de líquido, previendo un tiempo de respuesta del operador.
NAL	Nivel alto de líquido	Se establece en función del tiempo de residencia de operación. Puede considerarse los °API. Se considera 3 minutos de acumulación de líquido.
NAAL	Nivel alto-alto de líquido	Se dimensiona considerando 5 minutos de acumulación de líquido, previendo un tiempo de respuesta del operador, en éste nivel igualmente se coloca un <i>shutdown</i> .

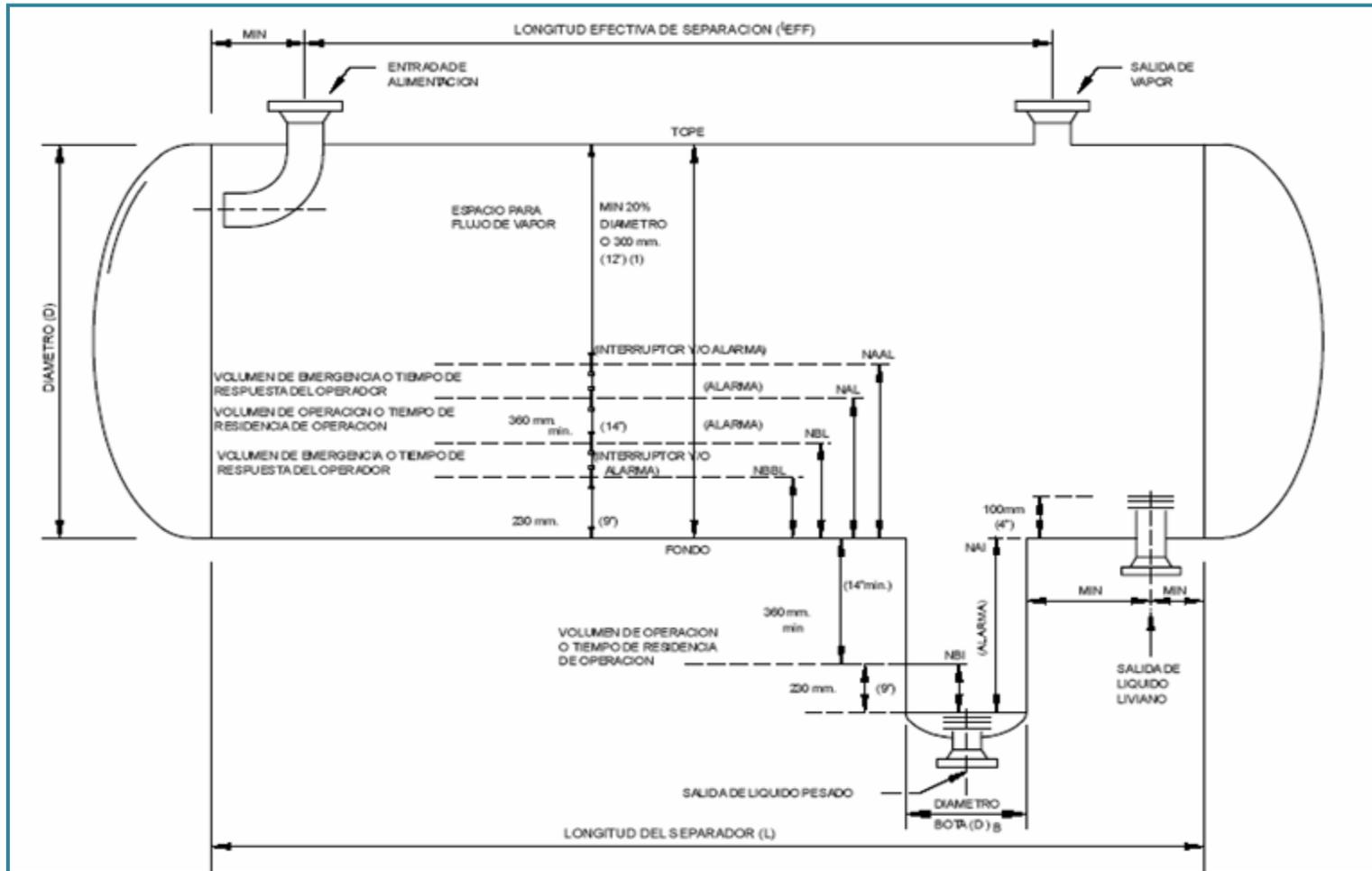


Figura 3.9 Identificación de niveles y dimensiones de un separador trifásico con bota decantadora (una entrada).(PDVSA MDP-03-S-005)

• Metodología para el dimensionamiento de separadores horizontales trifásicos:

a. Velocidad permisible de flujo de vapor

$$V_c = 0.157 \cdot \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}}$$

Ec. 3.1.

Dónde:

ρ_l : densidad del líquido $\left(\frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)$

ρ_g : densidad del gas $\left(\frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)$

Nota: si el volumen de liviano es > 5% del volumen total de la fase, se asume la densidad del liviano.

b. Área vertical requerida

$$A_v = \frac{Q_v}{V_c}$$

Ec. 3.2.

Dónde:

Q_v : flujo de descarga de vapor $\left(\frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)$

V_c : Velocidad permisible de flujo de vapor $\left(\frac{\text{ft}}{\text{s}}\right)$

c. Volumen de operación líquido liviano

$$V_{r1} = Q_{L1} \cdot t_{r1} \quad \text{Ec. 3.3.}$$

Dónde:

Q_{L1} : Flujo volumétrico de líquido liviano $\left(\frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right)$

t_{r1} : tiempo de retención de operación del líquido liviano (s)

d. Volumen de retención de líquido liviano por tiempo de respuesta del operador

$$V_{r2} = Q_{L1} \cdot (600 \text{ s}) \quad \text{Ec. 3.4.}$$

Dónde:

Q_{L1} : Flujo de alimentación líquida liviana $\left(\frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right)$

e. Relación L/D

$$\frac{L_{eff}}{D} \quad \text{Ec. 3.5.}$$

Valor correspondiente al cociente de la longitud tangente-tangente entre el diámetro del separador. Éste se asume de acuerdo con los valores reflejados en la tabla 3.5

Tabla 3.5 Niveles de líquido para separadores trifásicos.

Valores de Presión (psig)	Relación (L/D)
$P < 250$	$1.5 < L/D < 3.0$
$250 < P < 500$	$3.0 < L/D < 4.0$
$P > 500$	$4.0 < L/D < 6.0$

f. Longitud L_{eff}

Se asume un valor de diámetro y de la ecuación 3.5 se despeja la longitud efectiva

g. Área vertical entre NBL y NAL

$$A_{NBL_NAL} = \frac{V_{r1}}{L_{eff}} \quad \text{Ec. 3.6.}$$

h. Área fraccional de la sección transversal localizada entre el fondo del separador y el NBBL

Se calcula la relación R_1 a través de la ecuación 3.5; con este valor se lee A_1^* en la tabla A.1 del apéndice A.

$$R_1 = \frac{h_{NBBL}}{D} \quad \text{Ec. 3.7.}$$

Donde

h_{NBBL} : es un valor estándar de diseño que se obtiene de la tabla 3.4

i. Área vertical entre NBBL y fondo de separador

$$A_{FON_NBBL} = A_{sep} \cdot A^*_1 \quad \text{Ec. 3.8.}$$

Dónde

A_{sep} : viene dado por la siguiente expresión

$$A_{sep} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \quad \text{Ec. 3.9.}$$

j. Área transversal entre el fondo y NAL

$$A_{FON_NAL} = A_{FON_NBBL} + A_{NEL_NAL} + \frac{V_{F2}}{L_{eff}} \quad \text{Ec. 3.10.}$$

k. Área vertical entre NBBL y NAAL

$$A_{NBBL_NAAL} = A_{NEL_NAL} + \frac{V_{F2}}{L_{eff}} \quad \text{Ec. 3.11.}$$

l. Área vertical entre fondo y el NAAL

$$A_{FON_NAAL} = A_{NBBL_NAAL} + A_{FON_NBBL} \quad \text{Ec. 3.12.}$$

m. Área fraccional de la sección transversal

$$A^*_E = \frac{A_{FON_NAAL}}{A_{sep}} \quad \text{Ec. 3.13.}$$

Con el valor de A_5^* se busca en la A.1 del apéndice A y se lee R_5^* , se introduce en la expresión

$$A_{\text{FONDO_NAAL}} = R_5^* \cdot D \quad \text{Ec. 3.14.}$$

n. Área Vertical disponible para el flujo de vapor

$$A_{\text{VD}} = A_{\text{SEP}} - A_{\text{FON_NAAL}} \quad \text{Ec. 3.15.}$$

o. Comparar el valor obtenido del área requerida (A_V) con el área disponible para el flujo de vapor (A_{VD}).

Si A_V es igual a A_{VD} , el diámetro asumido en el paso e) es correcto. Si A_{VD} es significativamente mayor que A_V , el tamaño del separador que se supuso es demasiado grande para el servicio, y si A_{VD} es significativamente menor que A_V , el tamaño del separador que se supuso es demasiado pequeño.

3.5.2 Diseño del gasoducto

La línea de gas de salida del campo costero se dirige hacia una estación de flujo que se encuentra a 43 km de distancia, el procedimiento de diseño se limitó a la obtención del diámetro y el Schedule de la tubería a través del simulador Aspen HYSYS V7.1 en la utilidad de Pipe Sizing (Ver figura 3.10), en donde se procedió a ingresar una caída de presión de 0.5psi/100pies y un Schedule de 40 para estimar el diámetro de la tubería.

Además se dimensionó el gasoducto con la finalidad de que cumpliera con el requerimiento exigido por las normas de PDVSA sobre caídas de presión por cada 100 pies de tubería mostrados en la tabla 3.6 y las velocidades recomendadas para líneas de gas que se reflejan en la tabla 3.7. Manual sobre líneas de procesos PDVSA 90616.1.024.

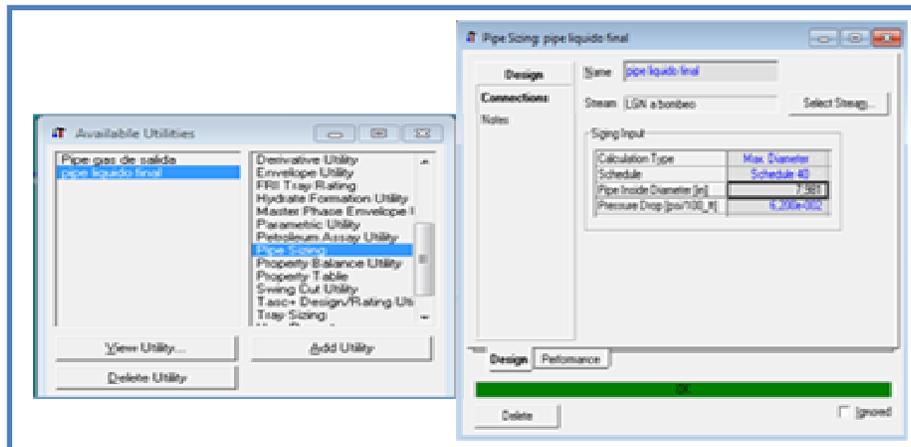


Figura 3.10 Panel de simulación del diámetro del gasoducto.

[Aspen Hysys 2006.5]

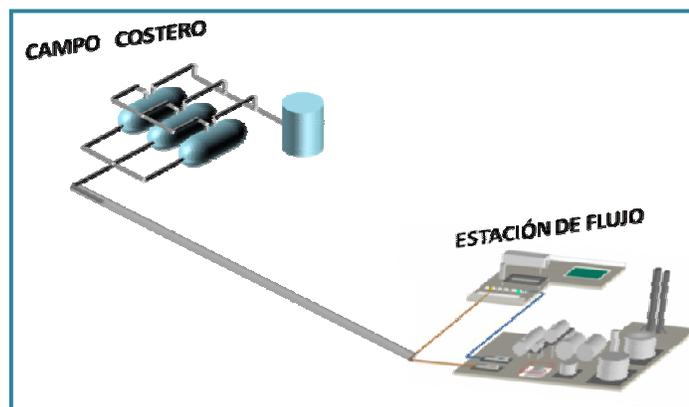


Figura 3.11 Gasoducto 1280 psi.

[Aspen Hysys 2006.5]

Tabla 3.6 Caídas de presión recomendadas para líneas de gas.

Servicio		Presión (psig)	Caída de Presión ($\Delta P/100$ ft)
Línea de Transferencia			0,5- 2,0
Compresor	Succión	0 - 10	0,05-0,125
		10 – 50	0,125
		50 – 100	0,25
		> 200	0,5
	Descarga	< 50	0,125 – 0,25
		50 – 100	0,25 – 0,50
> 200		0,5 – 1,0	

Tabla 3.7 Velocidades recomendadas para líneas de gas.

Velocidades Típicas en líneas de gases y vapor			
Diámetro de tubería (pulg)	V_{H_2O} o V_{sat}	V_{H_2O} o $V_{sobrecalentado}$, Gas	
	<50 lppcm Velocidad(pies/s)	5 a 150 lppcm Velocidad(pies/s)	150 a 250 lppcm Velocidad (pies/s)
2 ó menor	45 a 100	40 a 80	30 a 60
3 a 4	50 a 110	45 a 90	35 a 70
6	60 a 120	50 a 120	45 a 90
8 a 10	65 a 125	80 a 160	65 a 125
12 a 14	70 a 130	100 a 190	80 a 145
16 a 18	75 a 135	110 a 210	90 a 160
20	80 a 140	120 a 220	100 a 170

A partir del diámetro obtenido por el simulador se calculó el área respectiva de la tubería, esto a través de la ecuación 3.16.

$$A = \frac{\pi * D^2}{4}$$

Ec. 3.16.

Dónde:

D: diámetro de la tubería (pies)

A: área transversal de la tubería (pies)

Posteriormente se calculó la velocidad que lleva el gas a través de la ecuación 3.17 y se verificó que estuviera dentro del rango recomendado por las normativas.

$$V = \frac{Q}{A} \quad \text{Ec. 3.17.}$$

Dónde:

V: velocidad del gas (pies/s)

Q: caudal de gas $\left(\frac{\text{pies}^3}{\text{s}}\right)$

A: área transversal de la tubería (pie^2)

3.5.3 Análisis de velocidades en el gasoducto

En este análisis es importante considerar el término velocidad erosional que está relacionada con la densidad que lleva el gas al transcurrir en la tubería, para este cálculo se consideró un valor de la constante C igual a 100 debido a que se trata de un proceso continuo procedente de la descarga de un compresor hasta su llegada a la estación. Estos cálculos están basados en las normas mencionadas en el manual de PDVSA N° 90616.1.024. Se tomó como premisa de cálculo que la velocidad erosional representa el 90% de la velocidad erosional calculada. La ecuación que permitió calcular esta velocidad viene dada por:

$$V_e = \frac{C}{\sqrt{\rho_g}} \quad \text{Ec. 3.18.}$$

3.5.4 Diseño de la tubería que transporta LGN.

La tubería que transporta LGN de salida del campo costero se dirige hacia un cabezal que se encuentra a 33.5 km de su destino, el procedimiento de diseño se limitó a la obtención del diámetro y el schedule de la tubería a través del simulador Aspen HYSYS 2006.5 en la utilidad de Pipe Sizing; suministrando la caída de presión originada en la tubería desde 850 psi hasta el recibo de 782 psi; posteriormente se calculó la caída de presión en todo el tramo de la tubería (ver figura 3.12)

Se determinó el área respectiva para el diámetro de la tubería siendo éste calculado por la siguiente ecuación:

$$A = \frac{\pi * D^2}{4}$$

Ec. 3.19

A continuación se procedió a determinar la velocidad del líquido en la tubería, y se verificó que esté dentro del rango de velocidades mostradas en la figura 3.15.

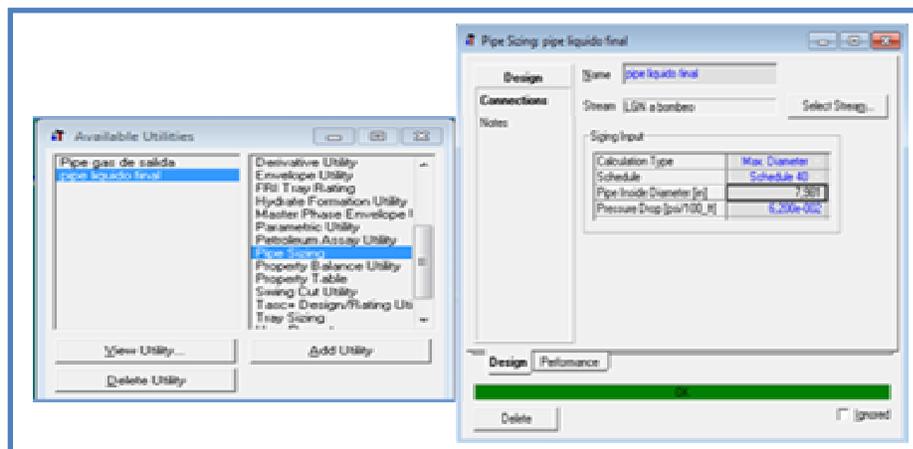


Figura 3.12 Panel de simulación del diámetro de la tubería de LGN.

[Aspen Hysys 2006.5]

$$V = \frac{Q}{A}$$

Ec. 3.20

Servicio		Velocidad del fluido (pie/s)		
		Diámetro nominal de tubería (pulgadas)		
		D. N < 2	3 < D. N < 10	10 < D. N < 20
Agua	Succión de bomba	1 – 2	2 – 4	3 – 6
	Descarga de bomba	2 – 3	3 – 5	4 – 6
	Conexiones de descarga	4 – 9	5 – 12	8 – 14
	Alimentación a caldera	4 – 9	5 – 12	8 -14
	Drenajes	3 – 4	3 – 5	-
	Aguas negras	-	3 – 5	-
Hidrocarburos Livianos	Succión de bomba	1,5 – 2,5	2 – 4	3 – 6
	Cabezal de descarga	2,5 – 3,5	3 – 5	4 – 7
	Conexiones de descarga	4 – 9	5 – 12	8 15
	Drenajes	3 – 4	3 – 5	-
Hidrocarburos Viscosos	Succión de bomba	-	1,5 – 3	2,5 – 5
	Alquitrán y aceites combustibles	-	0,4 – 0,75	0,5 – 1
	Descarga	-	3 – 5	4 – 6
	Drenajes	1	1,5 – 3	-

Figura 3.13 Velocidades de fluido recomendadas en tuberías.

[Manual de Ingeniería de Diseño para líneas PDVSA]

3.6 ESTIMACIÓN DE COSTOS DEL PROCESO SELECCIONADO

3.6.1 Estimación de costos clase v

Se realizó una estimación de costos clase V, en vista de que solo se cuenta con una definición global del campo costero y de los equipos presentes, donde la información disponible se limita esencialmente al tamaño o capacidad propuesta de dicha planta.

MUESTRA DE CÁLCULOS

Diseño de los separadores trifásicos

Se realizó el diseño de los separadores involucrados en el proceso de turbo expansión. A continuación se especifican las variables de diseño del separador a 1280 psi (V-100).

$$Q_g: 6.77 \text{ pie}^3/\text{seg}$$

$$Q_l: 0.6314 \text{ pie}^3/\text{seg}$$

$$Q_{\text{pesado}}: 0.00014 \text{ pie}^3/\text{seg}$$

$$\rho_g: 4.189 \text{ lb}/\text{pie}^3$$

$$\rho_l: 37.82 \text{ lb}/\text{pie}^3$$

$$\rho_p: 60.76 \text{ lb}/\text{pie}^3$$

$$P: 1280 \text{ psi}$$

$$T: 163.8 \text{ }^\circ\text{F}$$

Para el dimensionamiento de los separadores trifásicos se siguió la metodología de diseño establecido por la norma de PDVSA MDP-03-S-05.

a. Velocidad permisible de flujo de vapor

Se sustituyó en la ecuación 3.1 los valores de densidad de la fase gaseosa y como el volumen de la fase liviana representa mayor al 5% del volumen total de las fases líquidas, se asume la densidad del líquido como la densidad de la fase liviana.

$$V_c = 0.157 \cdot \sqrt{\frac{37.82 \text{ lb/pie}^3 - 4.189 \text{ lb/pie}^3}{4.189 \text{ lb/pie}^3}} = 0.4448 \text{ pie/seg}$$

b. Área vertical requerida

El área vertical requerida viene dada por la ecuación 3.2.

$$A_v = \frac{6.77 \text{ pie}^3/\text{seg}}{0.4448 \text{ pie/seg}} = 15.2203 \text{ pie}^2$$

c. Volumen de operación líquido liviano

El rango recomendado para este tipo de servicio es de 3-5 minutos; se utilizó un valor de 5 min, según las recomendaciones del manual de diseño de PDVSA, sustituyendo en la ecuación 3.3.

$$V_{r1} = 0.6314 \frac{\text{pie}^3}{\text{seg}} \cdot 5 \text{ min} \cdot \frac{60 \text{ seg}}{1 \text{ min}} = 189.42 \text{ pie}^3$$

d. Volumen de líquido liviano por tiempo de respuesta del operador

Este valor viene dado por la ecuación 3.4.

$$V_{r2} = 0.6314 \frac{\text{pie}^3}{\text{seg}} \cdot 600 \text{ seg} = 378.84 \text{ pie}^3$$

e. Relación L/D

Como se trabajó con presiones en el separador superiores a 500 psi el rango de la relación de esbeltez se tomó de 4-6.

El valor asumido dentro de ese rango fue de L/D=5

$$\frac{L_{\text{eff}}}{D} = 5$$

f. Longitud Leff

Se asumió un valor de diámetro igual a 4.5 pies (54 in) y de la ecuación 3.5 se despeja la longitud efectiva; resultando esta un valor de

$$L_{\text{eff}} = 22.5 \text{ pie}$$

g. Área vertical entre NBL y NAL

Se sustituyeron los valores de Vr1 y de longitud efectiva en la ecuación 3.6:

$$A_{\text{NBL_NAL}} = \frac{189.42 \text{ pie}^3}{22.5 \text{ pie}} = 8.4187 \text{ pie}^2$$

h. Área fraccional de la sección transversal localizada entre el fondo y NBBL

Se calculó la relación R_1 a través de la ecuación 3.7; con este valor se lee A_1^* en la tabla A.1

$$R_1 = \frac{0.75 \text{ pie}}{4.5} = 0.1667$$

El valor para A_1^* correspondiente a R_1 es:

$$A_1^* = 0.1033$$

i. Área vertical entre NBBL y fondo de separador

Este valor se obtuvo de la ecuación 3.8:

$$A_{\text{FON_NBBL}} = A_{\text{sep}} \cdot A_1^*$$

$$A_{\text{sep}} = \frac{\pi \cdot 4.5^2}{4} = 15.9043 \text{ pie}^2$$

$$A_{\text{FON_NBBL}} = 15.9043 \text{ pie}^2 \cdot 0.1033 = 1.6429 \text{ pie}^2$$

j. Área Transversal entre el fondo y NAL

$$A_{\text{FON_NAL}} = 1.6429 \text{ pie}^2 + 8.4187 \text{ pie}^2 + \frac{378.84 \text{ pie}^3}{22.5 \text{ pie}} = 18.4802 \text{ pie}^2$$

k. Área Transversal entre NBBL y NAAL

$$A_{\text{NBBL_NAAL}} = 8.4187 \text{ pie}^2 + \frac{378.84 \text{ pie}^3}{22.5} = 25.256 \text{ pie}^2$$

l. Área Vertical entre fondo y NAAL

$$A_{\text{FON_NAAL}} = 25.256 \text{ pie}^2 + 1.6429 \text{ pie}^2 = 26.8989 \text{ pie}^2$$

m. Área Fraccional de la sección transversal

$$A^*_5 = \frac{26.8989 \text{ pie}^2}{15.9043 \text{ pie}^2} = 1.6913$$

Con el valor de A^*_5 se buscó en la tabla A.1 el valor correspondiente a R^*_5 y se introduce en la expresión:

$$A_{\text{FONDO_NAAL}} = 0.5 \cdot 4.5 = 2.25 \text{ pie}^2$$

n. Área Vertical disponible para el flujo de vapor

$$A_{\text{VD}} = 15.9043 \text{ pie}^2 - 2.25 \text{ pie}^2 = 13.6543 \text{ pie}^2$$

- o. Comparar el valor obtenido del área requerida (AV) con el área disponible para el flujo de vapor (AVD)**

Como A_V es igual a A_{VD} , el diámetro asumido es correcto.

De igual manera se procedió a efectuar el cálculo respectivo para cada separador involucrado en el mecanismo de enfriamiento turbo-expansión y en la tabla 4.10 se reflejan los resultados obtenidos.

Diseño del gasoducto

Con el diámetro obtenido a través del simulador de procesos Aspen Hysys 2006.5, se procedió a calcular el área respectiva para dicho diámetro con la finalidad de posteriormente calcular la velocidad que lleva el caudal de gas. El área respectiva para dicho diámetro resultó:

$$A = \frac{\pi * 0.67 \text{pie}^2}{4} = 0.35 \text{pie}^2$$

Como el caudal de gas se encuentra en unidades estándar (42.0335 MMPCED), se llevó a las unidades reales del proceso: 32745600

Flujo másico:

$$\dot{m} = 42.0335.000 \frac{\text{pcs}}{\text{dia}} * \frac{1 \text{lbmol}}{379 \text{ pcs}} * \frac{18.59 \text{ lb}}{1 \text{lbmol}} * \frac{1 \text{ dia}}{86400 \text{ seg}} = 24.12 \text{ lb/seg}$$

Posteriormente se calculó el flujo volumétrico:

$$Q = \frac{24.12 \text{ lb/seg}}{3.194 \text{ lb/pie}^3} = 7.55 \text{ pie}^3/\text{seg}$$

A partir de la de la relación entre el caudal y el área se obtuvo la velocidad que lleva el gas en la tubería:

$$V = \frac{7.55 \text{ pie}^3/\text{seg}}{0.35 \text{ pie}^2} = 21.58 \text{ pie/seg}$$

El valor de velocidad se encuentra dentro por debajo del rango establecido en la normativas para un diámetro de 10 pulgadas, este resultado se consideró satisfactorio debido a la poca caída de presión generada en la tubería para que el fluido pueda llegar a destino con la menor caída de presión posible; y esto se apreció porque la presión de salida de la tubería debe ser igual a la presión de llegada a la estación.

Se calculó la velocidad erosiva del gas a trasportar y se verificó que la velocidad del fluido estuviese por debajo del 90% V_e . En la tabla 4.12 se reflejan los resultados obtenidos para el diseño del gasoducto.

$$V_e = \frac{100}{\sqrt{3.194 \text{ lb/pie}^3}} = 55.95 \text{ pie/seg}$$

$$90\% V_e = 0.90 * 55.95 \frac{\text{pie}}{\text{seg}} = 50.35 \text{ pie/seg}$$

Diseño de la tubería que transporta LGN.

En el diseño de la línea que trasportó LGN se tomó en cuenta la caída de presión en la tubería, puesto que la presión de salida del campo costero

fue de 850 psi y la presión recibo en el cabezal fue de 782 psi, se calculó la caída de presión en toda la tubería:

$$\Delta P: \frac{68 \text{ psi}}{109908.14 \text{ pie}} * 1 \text{ pie} = 0.00062 \text{ psi/pie}$$

Se introdujo este valor en el simulador Hysys y se calculó el diámetro de la tubería resultado:

$$7.98^2 = 0.66 \text{ pie}$$

$$A = \frac{\pi * 0.66 \text{ pie}^2}{4} = 0.34 \text{ pie}^2$$

Llevando el flujo volumétrico de barriles/día a pie^3/seg :

$$Q_1 = 9793 \frac{\text{barril}}{\text{día}} * 5.615 \frac{\text{pie}^3}{\text{barril}} * \frac{\text{día}}{86400 \text{ seg}} = 0.636 \text{ pie}^3/\text{seg}$$

Se calculó la velocidad del gas:

$$V = \frac{0.636 \text{ pie}^3/\text{seg}}{0.34 \text{ pie}^2} = 1.87 \text{ pie/seg}$$

El valor de la velocidad se encontró por debajo del rango establecido por las normativas de PDVSA en sus manuales de diseño para hidrocarburos livianos (3-5) pie/seg .

MUESTRA DE CÁLCULO DE COSTOS

COMPRESORES (1083hp)

Precio de compresores en el año 2007 = 478000\$

Porcentajes de Inflación

Año	Inflación (%)
2008	0,09
2009	2,72
2010	1,50
2011	1,96

Precio₂₀₀₈ = 478000\$ * (1+0,0009)

Precio₂₀₀₈ = 478,2\$

Precio₂₀₀₉ = 478430,3\$ * (1+0,0272)

Precio₂₀₀₉ = 491443,50\$

Precio₂₀₁₀ = 491443,50\$ * (1+0,015)

Precio₂₀₁₀ = 498815,15\$

Precio₂₀₁₁ = 498815,15\$ * (1+0,0196)

Precio₂₀₁₁ = 508591,93\$

508591,93\$ * 4300 Bs = 2.192.031.205 Bs

El costo del compresor en el año 2011 es de 2.192.031.205 Bs

Se realiza el mismo procedimiento para todos los equipos y los resultados se reportan en la tabla

Equipos	Costo (BsF)
Turbo expansor	5603MM
Separadores (78 pulg)	356.095MM
Separadores (54 pulg)	209.081MM
Separadores (60 pulg)	243.401MM
Separadores (72 pulg)	315.689MM

CAPITULO IV

DISCUSIÓN DE RESULTADOS

En este capítulo se presenta la discusión de los resultados obtenidos en el diseño conceptual de los equipos requeridos en el campo costa afuera. Esto lleva a una serie de análisis tanto operacionales del campo costero como de los costos generados en el diseño.

4.1 IDENTIFICAR LAS VARIABLES OPERACIONALES DEL CAMPO COSTA AFUERA.

Como se mencionó en el capítulo III, el proceso consta de dos etapas de separación una a 1280 psi y otra a 850 psi, en las cuales se trató la mezcla de alimentación saturada con agua, utilizando una presión de 4963 psi a la temperatura de 194°F con un caudal de 50 MMPCED y 8000 Barril/día.

Durante el proceso la línea de gas en la etapa I y II se unieron para ser llevada a la estación del campo costero a la presión de 1280 psi, mientras que la línea del líquido en la etapa I antes de ser llevada al separador de la etapa II, se requirió de una válvula donde se disminuyó la presión de 1280 psi a 850 psi, luego dicha línea fue llevada al cabezal del campo costero a la presión requerida (782 psi)

4.2 ESTUDIAR LAS CONDICIONES INICIALES DE LA CORRIENTE DE GAS PARA LA DETECCIÓN DE LÍQUIDOS CONDENSADOS EN LA TUBERÍA A TRAVÉS DEL SOFTWARE ASPEN HYSYS 2006.5.

A través de la composición mostrada en la tabla 3.2, se realizó la simulación del proceso base donde se apreció el gas de salida de la tubería correspondiente a la presión de 1280 psi y se observó que el gas posee una fracción de vapor de 0.9891 confirmando que a través de la tubería por diferentes caída de presión se condensó líquidos, adicional a esto el gas contiene gran cantidad de componentes pesados, es decir, se comprobó la formación de dos fases presentes en la corriente, resultando que éste gas es bastante rico para ser tratado bajo procesos de extracción de LGN, esto se verificó con la presencia de los componente más pesados presente en dicha corriente. A continuación se muestra en la tabla 4.1 los resultados de la simulación del proceso base.

Tabla 4.1. Resultados de la simulación del proceso base

Condiciones	Gas a la Planta	Líquido Extraído
Temperatura (°F)	80,42	81,32
Presión (psi)	1280	782,3
Caudal de gas (MMPCED)	43,1022	6,898
Fracción de Vapor	0,9891	-
Flujo actual volumétrico(barril/día)	-	9130

En la tabla 4.2 se muestra la composición de la fase gaseosa y líquida presente en la corriente de gas de salida de la tubería a la presión de 1280 psi.

Tabla 4.2 Composición de la fase gas y líquida del gas de salida de la tubería.

Componentes	Composición Fase Gas	Composición Fase Líquida
C ₁	0.890354	0.314448
C ₂	0.045084	0.054754
C ₃	0.017073	0.049968
i-C ₄	0.003181	0.016997
n-C ₄	0.011195	0.078309
i-C ₅	0.003074	0.038858
n-C ₅	0.003815	0.060204
n-C ₆	0.003022	0.103564
CO ₂	0.013466	0.010119
N ₂	0.005799	0.000834
H ₂ S	0.000583	0.000504
H ₂ O	0.002752	0.004709
C ₇	0.000129	0.039467
C ₈	0.000068	0.029249
C ₉	0.000079	0.034033
C ₁₀	0.000187	0.046499
C ₁₁	0.000084	0.037670
C ₁₂	0.000029	0.025276
C ₁₃	0.000014	0.018414
C ₁₄	0.000007	0.012755
C ₁₅	0.000003	0.008587
C ₁₆	0.000001	0.005592
C ₁₇	0.000000	0.003523
C ₁₈	0.000000	0.002222
C ₁₉	0.000000	0.001374
C ₂₀	0.000000	0.000856
C ₂₁	0.000000	0.000519
C ₂₂	0.000000	0.000317
C ₂₃	0.000000	0.000186
C ₂₄	0.000000	0.000112
C ₂₅	0.000000	0.000069
C ₂₆	0.000000	0.000010

La envolvente de fase permitió visualizar la región en la que se encontró la corriente de gas, generando como resultado que a la presión de operación de 1280 psi y a la temperatura correspondiente al proceso de 73,38 °C, se encontró en la región de mezcla líquido- vapor, como se muestra en la figura 4.2. También se observó que el gas al pasar a la segunda etapa de separación de 850 psi y a la misma temperatura aún permanece en la región

de dos fases o mezcla muy cercana a la región de gas. Esto consistió en determinar que es factible realizar el proceso de extracción de LGN, debido a que el gas al pasar por dos etapas de separación y disminuyendo la temperatura a través de mecanismos de enfriamiento todavía es posible extraer sus componentes más pesados.

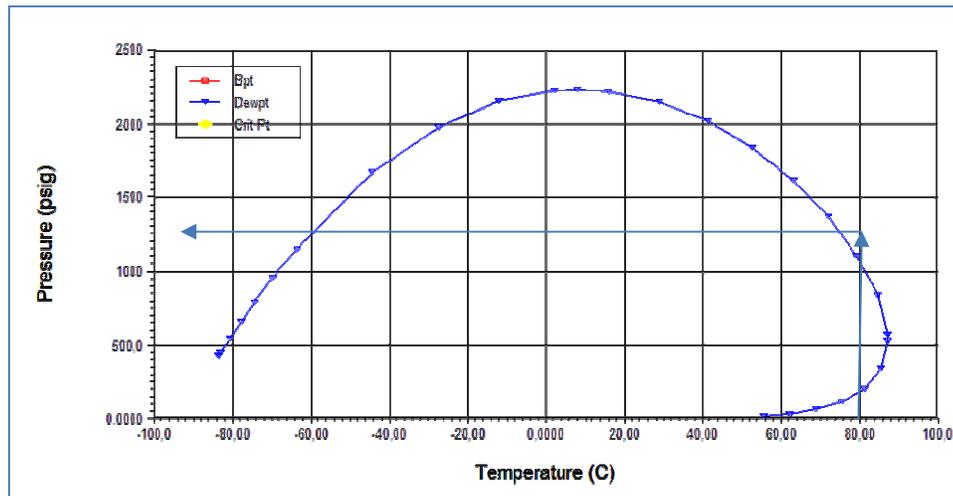


Figura 4.1 Envoltura de fase de la corriente de gas de salida de la etapa 1280psi

[Fuente Aspen HYSYS 2006.5]

4.3 REALIZAR EL DIAGRAMA DE FLUJO PARA LOS DIFERENTES PROCESOS A ESTUDIAR (JOULE THOMPSON, REFRIGERACIÓN MECÁNICA, TURBO EXPANSOR).

Se realizó el diagrama de procesos a través del software AUTOCAD para tener una mejor visión de cada proceso a estudiar, teniendo la ubicación de los equipos presente en la planta para posteriormente ser simulados a

través del simulador Aspen HYSYS 2006.5. A continuación se muestran cada uno de los diagramas para cada proceso en estudio.

4.3.1 Expansión Joule Thompson

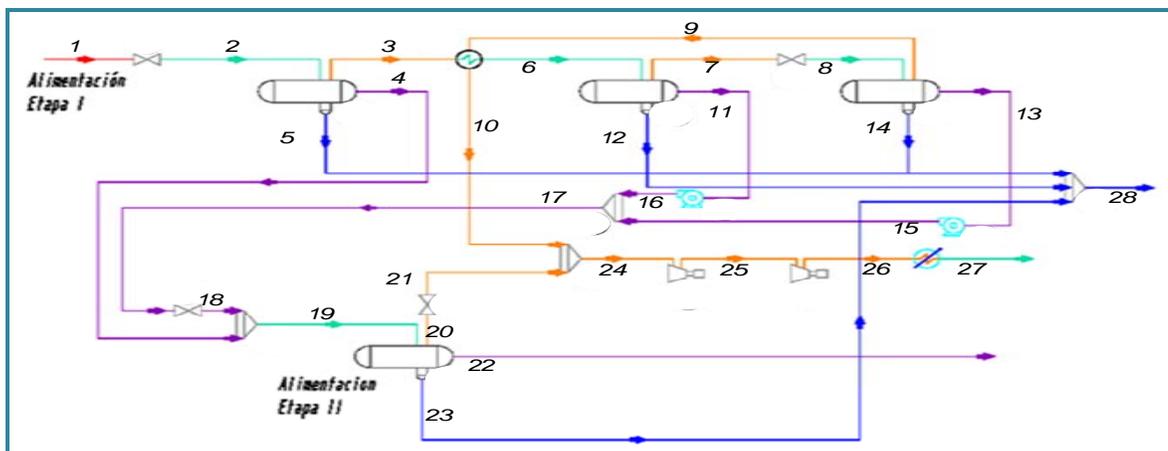


Figura 4.2 Diagrama de flujo para el proceso JOULE THOMPSON.

[Fuente AUTOCAD]

MEZCLA

Corrientes	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Condiciones	Mezcla	Gas	Líquido	Agua	Mezcla	Gas	Mezcla	Gas	Gas
T (°F)	164.1	164.1	164.1	164.1	113	113	94,73	94,73	156,8
P (psia)	1295	1295	1295	1295	1285	1285	900,8	900,8	890,8
Q (lb/hr)	177600	89280	88270	31.29	89280	88040	88040	87360	87360

Corrientes	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Condiciones	Líquido	Agua	Líquido	Agua	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Mezcla
T (°F)	113	113	94,73	94,73	94,83	111,2	104,6	104,6	162.7
P (psia)	1285	1285	900,8	900,8	914,7	914,7	914,7	914,7	910.8
Q (lb/hr)	921,7	319,2	650,5	29,97	650,5	921,7	1572	1572	89840

Corrientes	20	21	22	23	24	25	26	27	28
Condiciones	Gas	Gas	Líquido	Agua	Gas	Gas	Gas	Gas	Gas
T (°F)	161.7	161,7	161.7	163.4	143,8	212	294,3	86	86
P (psia)	610.8	610,8	610.8	954.8	610,8	850	1344	1344	1334
Q (lb/hr)	2933	2933	86910	87290	90290	90290	90290	90290	90290

Gas

Corrientes	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Q másico (Lb/hr)	89290	89280	N/A	N/A	88040	88040	87360	87360	87360
Q vol. (MMPED)	42,35	42,35	N/A	N/A	42,09	42,09	41,99	41,99	41,99
PM	19,2	19,2	19,2	19,2	19,05	19,05	18,94	18,94	18,94
ρ (Lb/Ft ³)	4,252	4,252	4,252	4,252	4,818	4,818	3,364	3,364	2,827

Corrientes	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Q másico (Lb/hr)	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	23,51	22,97	22,97	1614
Q vol. (MMPED)	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	111700	109600	109600	0,754
PM	19,05	19,05	18,94	18,94	N/A	19,17	19,09	19,09	19,49
ρ (Lb/Ft ³)	4,818	4,818	3,364	3,364	N/A	3,32	3,364	3,364	2,963

Corrientes	20	21	22	23	24	25	26	27	28
Q másico (Lb/hr)	2933	2933	N/A	N/A	90290	90290	90290	90290	N/A
Q vol. (MMPED)	1332	1332	N/A	N/A	43,3	43,33	43,33	43,33	N/A
PM	20,05	20,05	20,05	20,05	18,98	18,98	18,98	18,98	N/A
ρ (Lb/Ft ³)	1,933	1,933	1,993	1,993	1,939	3,331	3,331	3,331	N/A

LÍQUIDO

Corrientes	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Q másico (lb/hr)	88270	N/A	88270	N/A	91,7	N/A	650,5	N/A	N/A
Q vol. (BI/D)	9297	N/A	9297	N/A	93,67	N/A	64,91	N/A	N/A
PM	105.4	105.4	105.4	105.4	79,43	79,43	77	77	N/A
ρ (lb/ft ³)	27.62	37.62	37.62	37.62	40,16	40,16	41,51	41,51	N/A

Corrientes	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Q másico (lb/hr)	921,7	N/A	650,5	N/A	650,5	898,2	1549	1549	88230
Q vol. (BI/D)	93,67	N/A	64,91	N/A	64,91	88,85	153,8	153,8	9170
PM	79,43	79,43	77	77	77	86,36	82,19	82,19	113.8
ρ (lb/ft ³)	40,16	40,16	41,51	41,51	41,51	41,42	41,43	41	38.26

Corrientes	20	21	22	23	24	25	26	27	28
Q másico (lb/hr)	N/A	17860	86910	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
Q vol. (BI/D)	N/A	184.200	8961	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
PM	122.1	122,1	122.1	122.1	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
ρ (lb/ft ³)	38.71	39	38.71	38.71	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A

AGUA

Condiciones	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Q másico (lb/hr)	31.29	N/A	N/A	21.29	319,2	N/A	29.97	N/A	N/A
Q vol. (BI/D)	2.112	N/A	N/A	2.112	22	N/A	21	N/A	N/A
PM	18.02	18.02	18.02	18.02	18,02	18.02	18.02	18,02	N/A
ρ (lb/ft ³)	60.75	60.75	60.75	60.75	62	62.12	62.54	63	N/A

Condiciones	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Q másico (lb/hr)	N/A	319	N/A	2,023	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
Q vol. (BI/D)	N/A	22	N/A	30	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
PM	18,02	18,02	18,02	18,02	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
ρ (lb/ft ³)	62	62	63	63	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A

Condiciones	21	22	23	24	25	26	27	28
Q másico (lb/hr)	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	55,6	55.60
Q vol. (BI/D)	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	3,757	3.753
PM	N/A	18.02	18.02	18.03	18.04	18.05	18,03	18.03
ρ (lb/ft ³)	N/A	51.28	51.28	N/A	N/A	N/A	62,83	62.83

4.3.2 Refrigeración Mecánica.

En la figura 4.4 se hace referencia al diagrama de flujo para éste proceso.

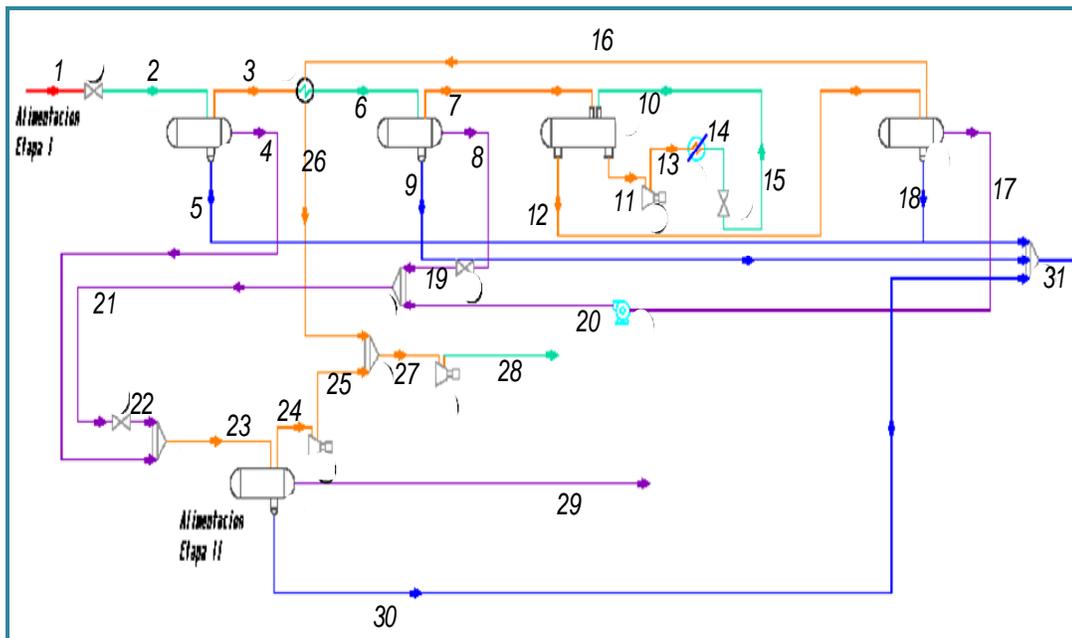


Figura 4.3 Diagrama de flujo para el proceso Refrigeración Mecánica.

[Fuente AUTOCAD]

MEZCLA

Corrientes	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Condiciones	Mezcla	Gas	Líquido	Agua	Mezcla	Gas	Líquido	Agua	Gas
T (°F)	64,1	64,1	64,1	64,1	140	140	140	140	-30,84
P(psia)	1295	1295	1295	1295	1285	1285	1285	1285	20
Q (lb/h)	177600	89280	88270	31,29	89280	88760	324,1	191,7	57140

Corrientes	11	12	13	14	15	16	18	20	21
Condiciones	Gas	Mezcla	Gas	Gas	Gas	Gas	Agua	Líquido	Líquido
T (°F)	-43,1	68	180	118	-30,84	54,87	68	68	78,45
P(psia)	15	1275	240	240	20	1033	1275	1275	1275
Q (lb/h)	57140	88760	57140	57140	57140	86690	219,9	1851	2175

Corrientes	23	24	25	26	27	28	29	30	31
Condiciones	Mezcla	Vapor	Gas	Gas	Gas	Gas	Líquido	Agua	Agua
T (°F)	161,6	161,6	181,9	81,05	82,94	123,7	161,6	161,6	123,7
P(psia)	910,8	910,8	1028	1028	1028	1322	910,8	910,8	1332
Q (lb/h)	90440	1707	1707	41,84	88400	88400	88740	N/A	88400

GAS

Corrientes	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Q másico (lb/hr)	89240	89240	N/A	N/A	86610	86610	N/A	N/A	84520
Q vol. (MMPCED)	42,43	42,43	N/A	N/A	41,91	41,91	N/A	N/A	41,53
PM	19,15	19,15	N/A	N/A	18,82	18,82	18,82	N/A	18,53
ρ (lb/ft ³)	4,239	4,239	N/A	N/A	5,551	5,551	5,551	N/A	4,039

Corrientes	10	11	12	13	14	15	16	18	20	21
Q másico (lb/hr)	30130	571,4	86690	57140	N/A	30130	86080	N/A	N/A	7,857
Q vol.(MMPCED)	6,224	11,8	41,84	11,8	N/A	6,224	41,74	N/A	N/A	0,003766
PM	44,1	44,1	18,87	44,1	44,1	44,1	18,87	18,87	18,87	19
ρ (lb/ft ³)	0,2001	0,1532	5,523	1,891	2,334	0,2001	4,471	5,523	5,523	5,362

Corrientes	23	24	25	26	27	28	29	30	31
Q másico (lb/hr)	1707	1707	1707	86670	88370	88400	N/A	N/A	88400
Q vol.(MMPCED)	0,7962	910,8	0,7962	41,84	42,63	42,64	N/A	N/A	42,64
PM	19,53	19,53	19,53	18,87	18,88	18,88	19,53	19,53	18,88
ρ (lb/ft ³)	2,977	2,977	3,242	4,07	4,048	4,793	2,977	2,977	4,793

LÍQUIDO

Corrientes	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Q (lb/h)	837,9	N/A	88270	N/A	324,1	N/A	324,1	N/A	27000
Q vol. (BI/D)	9297	N/A	9297	N/A	32,67	N/A	32,67	N/A	3648
PM	105,4	105,4	105,4	105,4	90,51	90,51	90,51	90,51	44,1
ρ (Lb/ft ³)	37,62	37,62	37,62	37,62	39,76	39,76	39,76	39,76	35,77

Corrientes	11	12	13	14	15	16	18	20	21
Q (lb/h)	N/A	1851	N/A	57140	2700	606,7	N/A	1851	2167
Q vol. (BI/D)	N/A	205	N/A	7719	3648	70,38	N/A	0,2731	235,4
PM	44,1	61,71	N/A	44,1	44,1	56,68	61,71	61,71	65,35
ρ (Lb/ft ³)	36,27	38,3	N/A	20,25	35,77	37,09	38,3	38,3	38,64

Corrientes	23	24	25	26	27	28	29	30	31
Q (lb/h)	88740	0	N/A	15,54	25,49	28	88740	N/A	N/A
Q vol. (BI/D)	9226	0	N/A	1,619	2,649	28	9226	N/A	N/A
PM	113,2	113,2	N/A	70,36	71,69	28	113,2	113,2	N/A
ρ (Lb/ft ³)	38,27	38,27	N/A	40,2	40,24	28	38,27	38,27	N/A

AGUA

Corrientes	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Q (lb/h)	31,29	N/A	N/A	31,29	191,7	N/A	N/A	191,7	N/A
Q vol. (BI/D)	2,112	N/A	N/A	2,112	12,94	N/A	N/A	12,94	N/A
PM	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	N/A
ρ (Lb/ft ³)	60,75	60,75	60,75	60,75	61,4	61,4	61,4	61,4	N/A

Corrientes	11	12	13	14	15	16	18	20	21
Q (lb/h)	N/A	219,9	N/A	N/A	N/A	8,951	219,9	N/A	0,0303373
Q vol. (BI/D)	N/A	14,54	N/A	N/A	N/A	0,6041	14,84	N/A	0,002276
PM	N/A	18,03	N/A	N/A	N/A	18,09	18,03	18,03	18,03
ρ (Lb/ft ³)	N/A	63,29	N/A	N/A	N/A	63,59	63,29	63,29	63,02

Corrientes	23	24	25	26	27	28	29	30	31
Q (lb/h)	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
Q vol. (BI/D)	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
PM	N/A	18,02	N/A	N/A	N/A	N/A	18,02	18,02	N/A
ρ (Lb/ft ³)	N/A	51,31	N/A	N/A	N/A	N/A	51,31	51,31	N/A

4.3.3 Turbo Expansión.

La figura 4.5 hace referencia al diagrama de flujo del proceso de Turbo Expansor.

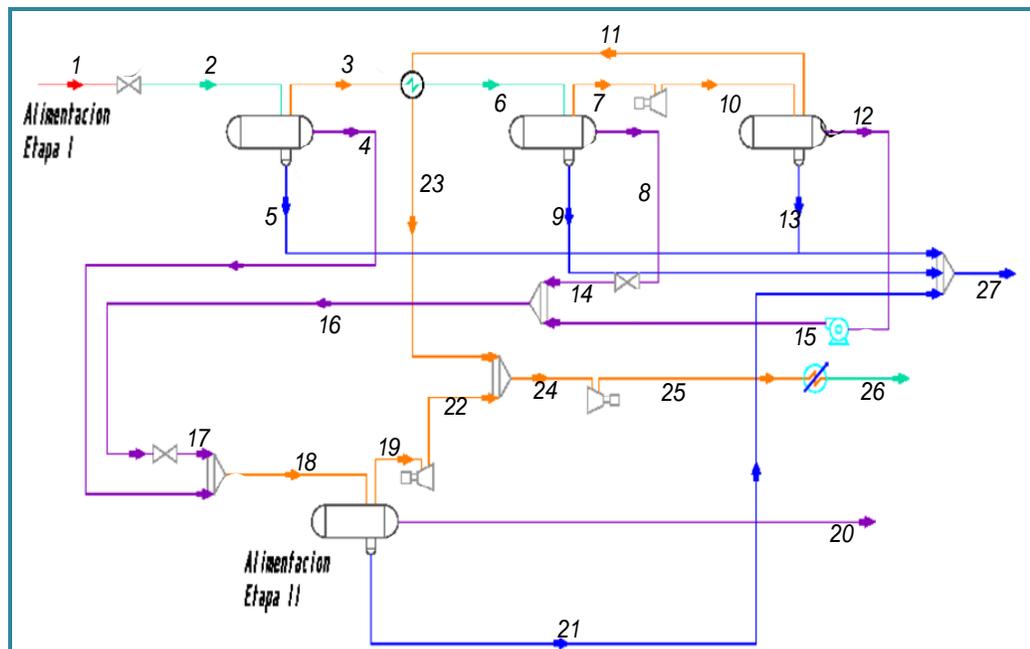


Figura 4.4 Diagrama de flujo para el proceso Turbo Expansor.

[Fuente AUTOCAD]

Mezcla

Corrientes	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Condiciones	Mezcla	Gas	Líquido	Agua	Mezcla	Gas	Líquido	Agua	Mezcla	Gas	Líquido
T (°F)	164,1	164,1	164,1	164,1	68	68	68	68	31,23	31,23	31,23
P (psia)	1295	1295	1295	1295	1295	1295	1295	1295	896,1	896,1	896,1
Q (lb/hr)	177100	89240	87870	32,48	89240	86610	2215	412,4	86610	84520	2075

13	14	16	18	19	20	21	22	23	24	25	26
Agu a	Líquid o	Líquid o	Mezcl a	Gas	Líquid o	Agu a	Gas	Gas	Gas	Gas	Gas
31,2 3	63,87	46,95	158	149,7	158	158	120	149,5	120	145,3	120
896, 1	896,1	896,1	896,1	896,1	896,1	896, 1	1148	891,1	1148	1337	1337
21,8 4	2215	4290	92160	8643 0	90240	N/A	8643 0	8452 0	8643 0	8643 0	8643 0

GAS

Corrientes	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Q másico (lb/hr)	89240	89240	N/A	N/A	86610	86610	N/A	N/A	84520	84520	N/A
Q vol. (MMPEB)	42,43	42,43	N/A	N/A	41,91	41,91	N/A	N/A	41,53	41,53	N/A
PM	19,15	19,15	N/A	N/A	18,82	18,82	18,82	N/A	18,53	18,53	18,53
ρ (lb/ft ³)	4,239	4,239	N/A	N/A	5,551	5,551	5,551	N/A	4,039	4,039	4,039

13	14	16	18	19	20	21	22	23	24	25	26
N/A	85,61	105,7	1916	86430	N/A	N/A	86430	84520	86430	86430	86430
N/A	0,04156	0,05144	0,8888	42,42	N/A	N/A	42	41,53	42,42	42,42	42,42
18,53	18,76	18,71	19,63	18,56	19,63	19,63	18,56	18,53	18,56	18,56	18,56
4,039	3,64	3,853	2,97	2,803	2,97	2,97	4	2,8	4	4,422	4,751

LÍQUIDO

Corrientes	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Qmasico (lb/hr)	87870	87870	87870	N/A	2215	N/A	2215	N/A	2075	N/A	2075
Qvol (BI/D)	9240	9240	9248	N/A	241,1	N/A	243,1	N/A	259,4	N/A	259,4
PM	106.0	106.1	106.0	N/A	63,87	63,87	63,87	63,87	50,71	50,71	50,71
ρ (lb/ft ³)	37.67	37.68	37.67	N/A	38,68	36,68	36,68	36,68	35,65	35,65	35,65

13	14	16	18	19	20	21	22	23	24	25	26
N/A	2129	4184	90240	N/A	90240	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
N/A	223,5	475,7	9389	N/A	9389	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
50,71	70,71	59,82	111,8	N/A	111,8	111,8	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
35,65	40,57	39,19	38,33	N/A	38,33	38,33	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A

AGUA

Corrientes	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Q másico (lb/hr)	32,48	N/A	N/A	32,48	412,4	N/A	N/A	412,4	21,83	N/A	N/A
Q vol. (BI/D)	2,192	N/A	N/A	2,192	27,84	N/A	N/A	27,84	1,473	N/A	N/A
PM	18,02	18,02	18,02	18,02	18,03	18,03	18,04	18,02	18,03	18,03	18,04
ρ (lb/ft ³)	60,75	60,75	60,75	60,75	63,29	63,29	64,29	64,29	64,18	64,18	64,19

13	14	16	18	19	20	21	22	23	24	25	26
31.84	0,01375	0,0393	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
1,474	0,00093	0,00265	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
18,03	18,03	18,03	N/A	N/A	18,02	18,02	N/A	N/A	18,08	N/A	N/A
64,18	63,34	63,78	N/A	N/A	51,39	51,39	N/A	N/A	52,31	N/A	N/A

4.4 EVALUAR LOS PROCESOS ESTUDIADOS A TRAVÉS DEL SOFTWARE ASPEN HYSYS 2006.5

La evaluación se realizó en base al estudio de tres variables importantes para la selección del mecanismo de enfriamiento más óptimo.

Estas variables fueron el caudal de gas de salida, el requerimiento energético en todo el proceso y los barriles de líquidos generados al final del proceso.

Efecto Joule Thompson

A través del sistema de expansión isoentálpica con válvulas que fue proporcionada por el efecto Joule Thompson, se evaluó este proceso generando los datos más importantes a través de su respectiva simulación; la válvula de expansión para este proceso generó una caída de presión de 384.0 psi necesarias para el enfriamiento de la corriente, esto generó formación de líquido en la corriente gaseosa, por ello fue necesario hacer pasar esta corriente por un proceso de separación adicional. La fracción de vapor generada fue de 0.9993.

Tabla 4.3. Joule Thompson

Condiciones	Gas a la Planta	Líquido Extraído
Temperatura (°F)	80,42	80,78
Presión (psi)	1281	781,3
Caudal de gas (MMPCED)	43,3269	6,673
Fracción de Vapor	0,9994	-
Caudal de líquido (barril/día)	-	9075

La información adicional relacionada con los resultados obtenidos en esta simulación se pueden observar en los apéndices B.9.

❁ Refrigeración Mecánica

En la simulación de este mecanismo de enfriamiento se utilizó propano como agente refrigerante para el proceso, la fracción de vapor generada en la corriente de gas de salida fue de 1, garantizando que no habrá condensación de líquidos a través del gasoducto. Ver apéndices B.19 donde se muestra mayor información sobre la simulación.

Tabla 4.4. Refrigeración Mecánica

Condiciones	Gas a la Planta	Líquido Extraído
Temperatura (°F)	80,44	80,96
Presión (psi)	1280	782,3
Caudal de gas (MMPCED)	42,6363	-
Fracción de Vapor	1,000	-
Caudal de líquido (barril/día)	-	9375

✓ Requerimiento energético en todo el proceso: 8285.7 hp.

❁ Turbo – Expansión

En este proceso se aplicó el principio de enfriamiento a través de turbo expansión-compresión, en donde se observó mejores resultados con respecto a los procesos estudiados anteriormente, esto con respecto a las variables mencionadas en el capítulo III. En los apéndices B.29 se refleja información detallada sobre los resultados de la simulación.

Tabla 4.5 Turbo-Expansor.

Condiciones	Gas a la Planta	Líquido Extraído
Temperatura (°F)	80,11	80,96
Presión (psi)	1280	782
Caudal de gas (MMPCED)	43,3269	7,584
Fracción de Vapor	1,0000	-
Caudal de líquido (barril/día)	-	9581

De manera comparativa se realizó una tabla en donde se muestran los resultados de las variables más resaltantes para la selección del mejor o más óptimo proceso (Ver tabla 4.6).

Tabla 4.6 Variables más importantes de los mecanismos de enfriamiento.

Mecanismo de Enfriamiento	Caudal de Gas (MMPCED)	Requerimiento energético (hp)	Generación de líquido (barril/día)
J-T	43.3269	8715.3	9075
R-M	42.6363	8285.7	9375
T-E	42.0335	3756.9	9811

Como se pudo apreciar en la tabla 4.6, el proceso de enfriamiento seleccionado fue el de Turbo-Expansión por ser el proceso de mayor caudal de líquido generado y por tener el menor requerimiento energético utilizado en comparación a los otros procesos; es importante resaltar que como se trata de seleccionar el mejor proceso de extracción de LGN, las variables más influyentes en la selección son la mayor obtención de líquido y por otro lado la cantidad de energía requerida para hacer funcionar los equipos presentes en el proceso (compresores, turbinas expansoras, enfriadores,

intercambiadores de calor, bombas) estos influyen en una relación costo/producción y eficiencia del proceso.

4.5 REALIZAR EL DISEÑO DE LOS SEPARADORES, LÍNEAS DE GAS Y DE LÍQUIDO DE LLEGADA A SU ESTACIÓN RESPECTIVA.

4.5.1 Diseño de los separadores trifásicos

Se realizó el diseño de los separadores involucrados en el proceso de turbo expansión. A continuación se especifican las variables de diseño del separador a 1280psi (V-100).

Tabla 4.7 Variables operacionales

Presión (psi)	1280
Temperatura (°F)	163.8

Tabla 4.8 Variables de diseño del separador.

Propiedades	Gas	Líquido	Agua
Densidad (lb/ft³)	4.189	37.82	60.76
Flujo Volumétrico (ft³/s)	6.77	0.6314	0.000666

Con estos datos se procede a calcular la velocidad del gas (V_g). El área transversal ocupada por el gas (A_g), variables necesarias para el dimensionamiento del equipo (área, diámetro, alturas de gas, líquidos).

Tabla 4.9 Variables para el dimensionamiento

Velocidad del Gas (Vv)(ft/seg)	0.4448
Área del Gas (Av)(ft²)	15.2203

Para obtener las dimensiones del separador se inicia el procedimiento con un primer tanteo, en donde se asume un valor de la relación de esbeltez, y luego por despeje se calculó la longitud efectiva del tambor, el diámetro asumido se aumentó hasta cumplir con las condiciones específicas para el final del tanteo. Una vez realizados los tanteos necesarios dio como resultado:

Tabla 4.10 Dimensiones de los Separadores del Proceso Turbo-Expansión.

Separador	V-100	V-101	V-102	V-103
L/D	5	4	6	4
L (pies)	22.5	18	30	16
D (pies)	4.5	4.5	5	4
D (pulg)	54	54	60	48

4.5.1.1 Diseño del gasoducto

Con el diámetro obtenido a través del simulador de procesos Aspen Hysys 2006.5, se calculó el área respectiva para dicho diámetro con la finalidad de posteriormente calcular la velocidad que lleva el caudal de gas.

Tabla 4.11 Variables para el dimensionamiento

Área (ft²)	0.35
Flujo Volumétrico (ft³/seg)	7.55

A partir de la de la relación entre el caudal y el área se obtuvo la velocidad que lleva el gas en la tubería, resultando que el valor de velocidad se encuentra por debajo del rango establecido en la normativas para un diámetro de 12 pulgadas, este resultado se consideró satisfactorio debido a la poca caída de presión generada en la tubería para que el fluido pueda llegar a destino con la menor caída de presión posible; y esto se apreció porque la presión de salida de la tubería debe ser igual a la presión de llegada a la estación.

Se calculó la velocidad erosiva del gas a trasportar y se verificó que la velocidad del fluido estuviese por debajo del 90% V_e . En la tabla 4.12 se reflejan los resultados obtenidos para el diseño del gasoducto.

Tabla 4.12 Variables de diseño del gasoducto

Longitud (pie)	Diámetro (pulg)	$\Delta P/100$ (pie)	Velocidad (pie/seg)	90%V_e (pie/seg)
141076.12	8	0.5	21.58	50.35

4.5.1.2 Diseño de la tubería que transporta LGN.

En el diseño de la línea que trasportó LGN se tomó en cuenta la caída de presión en la tubería, puesto que la presión de salida del campo costero fue de 850 psi y la presión de recibo en el cabezal fue de 782 psi, se calculó

la caída de presión en toda la tubería y se introdujo este valor en el simulador Hysys, obteniendo así el diámetro de la tubería. Los resultados se reportan en la tabla 4.13

Tabla 4.13 Variables de diseño del oleoducto

Área (pie) ²	ΔP (psi/pie)	Velocidad (pie/seg)
0.34	0.00062	1.87

$$\Delta P: \frac{68 \text{ psi}}{109908.14 \text{ pie}} * 1 \text{ pie} = 0.00062 \text{ psi/pie}$$

Se introdujo este valor en el simulador Hysys y se calculó el diámetro de la tubería resultando:

$$7.98' = 0.66 \text{ pie}$$

$$A = \frac{\pi * 0.66 \text{ pie}^2}{4} = 0.34 \text{ pie}^2$$

Llevando el flujo volumétrico de barriles/día a pie^3/seg :

$$Q_1 = 9793 \frac{\text{barril}}{\text{día}} * 5.615 \frac{\text{pie}^3}{\text{barril}} * \frac{\text{día}}{86400 \text{ seg}} = 0.636 \text{ pie}^3/\text{seg}$$

Se calculó la velocidad del gas:

$$V = \frac{0.636 \text{ pie}^3/\text{seg}}{0.34 \text{ pie}^2} = 1.87 \text{ pie/seg}$$

El valor de la velocidad se encontró por debajo del rango establecido por las normativas de PDVSA en sus manuales de diseño para hidrocarburos livianos (3-5) pie/seg.

4.5.2 Estimación de costos del proceso seleccionado

Debido a que se realizó una estimación de costos clase V por no presentar información detallada del proceso, además de ser una propuesta a la ingeniería conceptual. A continuación se muestra en la tabla 4.14 la información de costos de los equipos requeridos para el mecanismo de enfriamiento y obtención del LGN.

Tabla 4.14 Variables

Equipo	D (pulg)	Especificaciones	Cant.	Costo Bs F	Costo Total Bs F
Separador Trifásicos	78	Longitud: 35.75 pies	1	356.095 MM	356.095 MM
	54	Longitud: 24.75 pies	1	209.086 MM	209.086 MM
	60	Longitud: 22.5 pies	1	243.401 MM	243.401 MM
	72	Longitud: 33.0 pies	1	315.689 MM	315.689 MM
Tubería acero al carbono	8	SCH 40	76500 m	834/ m	63.801.000
Compresor	---	1083.3 hp	1	2.192.031.205	2.192.031.205
Turbo Expansor	-		1	5.603.000 MM	5.603.000 MM
				Total	673.000 MMM

4.6 CONCLUSIONES

1. La corriente de gas de salida del separador 1280 resultó poseer componentes pesados que pueden ser condensados en procesos de extracción de LGN.
2. El proceso de turbo expansor se seleccionó como proceso para extracción de LGN debido a que generó mayor cantidad de líquido (9793 barril/día) y menor requerimiento de energía (3825.59 hp) en comparación a los demás procesos estudiados.
3. El diseño de los separadores involucrados en el proceso son de tipo horizontal trifásico para mejorar la eficiencia de la separación gas-líquido-agua.
4. Los separadores cuentan con las siguientes dimensiones: V-100 (L/D: 6, D: 60 pulg), V-101 (L/D: 5, D: 54 pulg), V-102 (L/D: 4, D: 60 pulg), V- 103 (L/D: 4, D: 48 pulg).
5. El gasoducto dimensionado para el traslado del gas del campo costero hasta la estación 1280 psi tiene un diámetro de 8" con un Schedule de 40.
6. La velocidad del fluido en el gasoducto (21.58 pie/s) no excede el valor de la velocidad erosional (50.35 pie/s).
7. La caída de presión en el gasoducto resultó 0.5 psi/100 pie, valor que se encuentra dentro del rango establecido por la norma de PDVSA 90616.1.024 (0,5 – 2,0 psi).

8. La velocidad del fluido en el oleoducto (1.87 pie/s) se encuentra dentro del rango recomendado por los manuales de diseño (3-5) pie/seg.
9. El costo total de inversión de equipos para ejecución del proyecto es de 673.000MMM Bs.

4.7 RECOMENDACIONES

1. Realizar un estudio del proceso elaborado en el campo costero para verificar el funcionamiento de los equipos en caso de un aumento o disminución de la producción destinada al ingreso de la planta.
2. Se recomienda utilizar el simulador Hysys V-7.1 para obtener resultados óptimos.
3. Se hace necesario los procesos de refrigeración Joule Thompson, Refrigeración Mecánica y turbo expansor para evitar la condensación de líquidos en las tuberías.
4. Se recomienda el uso de separadores trifásicos en este tipo de estudio, para lograr una mejor eficiencia.
5. Realizar un estimado de costo Clase III.

BIBLIOGRAFÍA

1. **SÁNCHEZ, C** y Barrios M. “Evaluación del efecto de la humedad y el punto de rocío de hidrocarburos en el transporte y almacenamiento de gas natural libre y asociado en (2009).
2. **MARTÍNEZ, M.** “Ingeniería de gas, principios y aplicaciones”, Séptima edición, Febrero de 2005.
3. **Gas Processors Suppliers Association (GPSA), Engineering data Book**, 1998.
4. **MARTÍNEZ, M.** “Ingeniería de Gas, Principios y Aplicaciones. Deshidratación del Gas Natural”. (1995). Consultores S.R.L. Maracaibo – Venezuela.
5. **Da Silva, M.** (2007). **Introducción a la ingeniería de gas natural. Manual del participante.** Universidad Simón Bolívar. Caracas, Venezuela.
6. **Nichita, D. V., &Leibovici, C. F.** (2006). **Calculation of Joule-Thomson inversion curves for two-phase mixtures.** *Fluid Phase Equilibria.* 246, 167-176.
7. **Kortekaas, W. G., Peters, C. J. &Arons J. de Swaan** (1997). **Joule-Thomson expansion of high-pressure-high-temperature gas condensates.** *Fluid Phase Equilibria.* 139, 205-218.
8. **Mokhatab, S., Poe, W. &. Speight J.** (2006). *Handbook of natural gas transmission and processing.* Burlington, Massachusetts USA: Gulf Professional Publishing.
9. **CAMPBELL, John M** (1988); “**Gas Conditioning and Processing**”. Volumen 1: The Basic Principles. Campbell petroleum series. USA.
10. **MARTINEZ, Macías** (1994); “**El diagrama de fases, un lenguaje en la industria del gas natural**”. ULA. Mérida.

11. **MARTÍNEZ, M.** 1995. **"Endulzamiento del Gas Natural"**. Ingenieros Consultores, S.R.L. Maracaibo (Estado Zulia), Venezuela.
12. **SMITH J., Van Ness H.**1989, **"Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química"**, 4° Ed., Ed. McGraw-Hill, México.
13. **LIZARRAGA;** J.M. y otros.1984 **"Termodinámica Aplicada"**, segunda edición, J. M. Universidad de la Rioja, España
14. **BURGET,C.A.; GREEN,L.E. and BONELLI, E.J.**1979. **Chromatographic Methods in Gas Analysis.** Hewlett Packard. USA.
15. **Cerpa, M.G.** 2004 **Mejorando la Predicción del Equilibrio de Fases. Compuestos puros. Ingeniería Química**

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

TÍTULO	DESARROLLO DE INGENIERÍA CONCEPTUAL PARA LA INFRAESTRUCTURA DE SUPERFICIE DE UN CAMPO COSTA AFUERA
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CULAC / E MAIL
Montaguth A., Kelly K.	CVLAC: 16.250.166 E MAIL: kellkarina_22@hotmail.com
Montilla O., Montieldhi Del C.	CVLAC: 15.035.426 E MAIL: MCMO_80@hotmail.com
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Costa Afuera

Infraestructura

Ingeniería

Conceptual

Desarrollo

Superficie

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÀREA	SUBÀREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería Química

RESUMEN (ABSTRACT):

El presente trabajo tiene como alcance el desarrollo de la infraestructura de superficie para un campo costa afuera. Se identificaron las variables operacionales del proceso, donde éste consta de dos etapas de separación, en la etapa I la presión de alimentación proveniente del pozo es de 4963 psi y temperatura 194 °F, Y es llevada a 1322 psi trabajando con un caudal de 50MMPCED y 8000 Barriles/día; el líquido separado en dicha etapa, es llevado a la II etapa a 850 psi. En esta II etapa el proceso trabaja con una presión menor a la que se desea que salga el gas (1280 psi), es por ello que posee un compresor a su salida para poder unirse con la línea de gas de la etapa I y ser recibida a la estación a la presión requerida, la línea de líquido extraído se recibe al cabezal a una presión de 782 psi. Luego de identificar las variables operacionales del proceso, se procedió a verificar que no condensaran líquidos a través de la tubería mediante el software Aspen HYSYS 2006.5, resultando una fracción de vapor de 0.9891, con lo que se demostró la presencia de líquidos condensados en la corriente de gas, por lo que se realizó los diagramas de flujo de los diferentes procesos utilizados en la extracción de líquidos del gas natural, como son Joule Thompson, Refrigeración Mecánica y Turbo Expansor mediante el programa Autocad para tener una mejor visión de estos procesos y posteriormente a través del software Aspen HYSYS 2006.5 evaluar dichos procesos, tomando en cuenta las variables más importantes para la selección del método más óptimo en cuanto a generación de líquidos extraídos del gas natural y requerimientos mínimos de energía que se usó en cada proceso que fueron: Barriles de líquido que se obtuvieron al final de cada proceso (barril/día), fracción de vapor del gas después de compresión al final del proceso, potencia requerida que se utilizó en cada equipo y el caudal de gas obtenido. Luego de estudiar los tres procesos el seleccionado fue el de Turbo-Expansión por ser el de mayor caudal de líquido generado y por tener el menor requerimiento energético utilizado en comparación a los otros procesos. Además se realizó el diseño de los separadores trifásicos horizontales involucrados en el proceso de Turbo-Expansión y el diseño del gasoducto y de la tubería que transporta LGN desde el campo costero hasta la estación de flujo. Así mismo se realizó la estimación de costos del proceso seleccionado, esta estimación fue del tipo clase V y el costo total de equipos fue de 673.000.000 MM Bs F.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
José J. Rondón	ROL	CA	AS(X)	TU	JU(X)
	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				
	ROL	CA	AS	TU	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2011	04	08
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
Tesis.Desarrollo.Infraestructura.Costa.afuera.doc	Application/ 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”

Montaguth A., Kelly K.

AUTOR

Montilla O., Montieldhi Del C.

AUTOR

Ing. José J. Rondón (M.Sc)

TUTOR/JURADO

Ing. Yraima Salas

POR LA SUBCOMISION DE TESIS