

**EVALUACIÓN DE LA APLICACIÓN DE LAS TÉCNICAS DE
AUTORREFRIGERACIÓN TURBOEXPANDER Y EXPANSIÓN JOULE
THOMSON PARA EL RECOBRO DE LÍQUIDOS A PARTIR DEL GAS
NATURAL, CASO ESTUDIO.**

**HOOVER LEONARDO MARIN MEDINA
DAVID GONZALO SANCHEZ JIMÉNEZ**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2012

**EVALUACIÓN DE LA APLICACIÓN DE LAS TECNICAS DE
AUTORREFRIGERACIÓN TURBOEXPANDER Y EXPANSIÓN JOULE
THOMSON PARA EL RECOBRO DE LÍQUIDOS A PARTIR DEL GAS
NATURAL, CASO ESTUDIO.**

**HOOVER LEONARDO MARIN MEDINA
DAVID GONZALO SANCHEZ JIMÉNEZ**

**Trabajo de Grado presentado como requisito para optar al título de
INGENIERO DE PETRÓLEOS**

**DIRECTOR
M. Sc. NICOLAS SANTOS SANTOS**

**CODIRECTORA
Ing. HELENA MARGARITA RIBÓN BARRIOS**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2012

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	15
1. RECOBRO DE LIQUIDOS A PARTIR DE GAS NATURAL	18
1.1 GENERALIDADES	18
1.1.1 Balance de calor	19
1.1.2. Calor latente	21
1.1.3. Calor sensible	21
1.1.4. Diagrama de Mollier	22
1.1.5. Condensación retrograda	23
1.1.6. Proceso isoentropico	23
1.1.7. Proceso adiabatico	23
1.1.8. Turbina de expansión	24
1.1.9. Ecuaciones de estado	24
1.2 ABSORCION CON ACEITE POBRE	25
1.2.1 Niveles de recobro de LGN con plantas de aceite absorbente.	28
1.2.2. Absorbedoras a temperatura ambiente	29
1.2.3. Absorbedoras a baja temperatura	31
1.3. ADSORCION CON LECHO SOLIDO	31
1.4. SEPARACION POR MEMBRANAS	34
2. REFRIGERACION MECANICA	37
2.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE REFRIGERACIÓN MECÁNICA	39
2.2. NIVELES DE RECOBRO DE LGN CON PLANTAS DE REFRIGERACIÓN MECÁNICA.	41
2.3. CÁLCULOS DE DISEÑO PARA UN SISTEMA SIMPLE	41

2.4. ESPECIFICACIONES DE LA TEMPERATURA DE SEPARACIÓN EL LÍQUIDO	46
2.5. SELECCIÓN DEL REFRIGERANTE	47
2.6. EFECTO DE LA TEMPERATURA EN EL COSTO	48
2.7. CICLO DE REFRIGERACIÓN	50
3. TWISTER	54
3.1. BENEFICIOS	56
3.2. DISEÑO	57
4. JOULE-THOMSON	59
4.1. COMPORTAMIENTO DURANTE LA CAIDA DE PRESION A TRAVES DE LA VALVULA	64
4.2. CONDENSACION DE LÍQUIDO A TRAVES DE UNA VALVULA	65
4.3. CALCULO DE CURVA DE INVERSION	68
5. TURBOEXPANDER	71
5.1 ELEMENTOS DE UNA PLANTA TURBOEXPANDER	74
5.1.1 Deshidratación del gas	74
5.1.2 Intercambiadores de calor	75
5.1.2.1 Intercambiadores de calor con placas de aluminio soldado.	77
5.1.3 Separadores	82
5.1.4 Compresor expansor	82
5.1.5 Válvula Joule-Thomson	82
5.1.6 Desmetanizadora	83
5.1.7 Sistema de refrigeración	86
5.1.8 Recompresor	87
5.1.9 Tuberías y separadores	88
5.2 EFECTOS DE LA TEMPERATURA Y PRESIÓN EN EL RECOBRO DE LGN EN UN PROCESO CRIOGENICO	89

5.3 EFECTO DEL CALOR LATENTE DE VAPORIZACIÓN	92
5.4. EFECTO DE LA EXPANSION DEL GAS	95
5.5 ESQUEMAS DE RECUPERACION CON TURBOEXPANDER	99
5.5.1. Proceso Turboexpander Convencional	99
5.5.2. Procesos Turboexpander con Reciclo del gas de Residuo (RR).	102
5.5.3. Proceso de Gas Subenfriado (GSP) - Orloff	103
5.5.4. Proceso de Reciclo de Residuo Frío – CRR	107
5.5.5. Procesos de recobro mejorado de LGN	109
5.6 SELECCIÓN DEL PROCESO DE RECOBRO DE LGN	111
6. SIMULACION EN HYSYS	113
6.1 GENERALIDADES DE LA HERRAMIENTA SOFTWARE	113
6.1.1 Conceptos básicos en HYSYS.	114
6.1.1.1. Herramientas.	114
6.2 DESCRIPCION DE PROCESOS	115
6.2.1 Proceso Joule-Thomson	117
6.2.2. Proceso Turboexpander convencional	117
6.2.3 Proceso Turboexpander con una corriente de reflujo.	120
6.2.4 Proceso Turboexpander con un intercambiador gas-liquido	120
6.3 ANÁLISIS DE RESULTADOS	123
CONCLUSIONES	132
RECOMENDACIONES	129
BLIBLIOGRAFÍA	134

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1 Esquema de balance de calor para un proceso expandir	21
Figura 2 diagrama entalpia vs temperatura	22
Figura 3 Diagrama de flujo de planta de absorción con aceite pobre.	27
Figura 4 Planta típica de aceite pobre a temperatura ambiente	30
Figura 5 Planta típica de aceite pobre a baja temperatura	32
Figura 6 Planta de adsorción con lecho sólido.	34
Figura 7 Proceso de separación con membranas.	36
Figura 8 Diagrama de flujo de una planta de refrigeración mecánica.	38
Figura 9 Proceso básico de refrigeración mecánica.	39
Figura 10 Esquema del ciclo del refrigerador	40
Figura 11 Esquema para el balance y cálculos para un diseño simple	41
Figura 12 esquema para determinación de potencia del compresor	43
Figura 13 Esquema para determinación del calor en condensador	43
Figura 14 Diagramas P-H	45
Figura 15 Costo relativo de refrigeración comparado con costo de enfriamiento	49
Figura 16 Diagrama Presión- Entalpía de un proceso de refrigeración.	53
Figura 17. esquema de un quipo twister	55
Figura 18 Etapas y conceptos básicos twister	56
Figura. 19 Diagrama de flujo de un sistema Twister tipico	58
Figura 20 Diagrama de Flujo del Proceso Para un Planta Joule-Thomson	60
Figura 21 Dos esquemas de LTS	61

Figura 22. Planta Joule-Thomson	63
Figura 23 Comportamiento de gas en expansión	64
Figura 24 Esquema de P y T en válvula J-T	66
Figura 25 Diagrama entalpia vs t para calculo de T_2	67
Figura 26 Curva de inversión y cálculos isoentálpicos para un gas condensado.	70
Figura 27 Sistema de refrigeración mecánica asociado al proceso turboexpander	73
Figura 28 Diagrama de proceso de deshidratación con TEG seguida con tamiz	76
Figura 29 Diseño básico de intercambiador de plato	78
Figura 30 Regimenes de flujo en intercambiadores de calor	79
Figura 31 Esquema de tipos de aletas, lanceado (izquierda) y perforados (izquierda).	80
Figura 32 Intercambiador 3 de corrientes	81
Figura 33 planta turboexpander con estabilizador y bomba de alimentación	85
Figura 34 Esquema de turboexpander	86
Figura 35 Planta turboexpander utilizando refrigeración mecánica	87
Figura 36 Metano y etano condensando a diferente temperatura y presión.	91
Figura 37 Envoltente para un proceso en turboexpander.	94
Figura 38 Diagrama de presión y entalpia para proceso turboexpander	97
Figura 39 Proceso convencional turboexpander	101
Figura 40 Proceso turboexpander con reciclo del gas residual (RR).	104
Figura 41 Esquema del Proceso de Gas Subenfriado (GSP) – Ortloff	106
Figura 42 Ejemplo de % de Recobro vs. Potencia de Compresión del residuo	108
Figura 43 Proceso IPSI de Recobro Mejorado de LGN.	110
Figura 44 Proceso Joule-Thomson	118

Figura 45 Proceso Turboexpander Convencional	119
Figura 46 Proceso Turboexpander con corriente de reflujo	121
Figura 47 Proceso Turboexpander con intercambiador Gas-Liquido	122
Figura 48 Duty del rehervidor y el expander para el proceso Turboexpander convencional.	125
Figura 49 Duty del rehervidor y el expander para el proceso Turboexpander con corriente de reflujo	126
Figura 50 Duty del rehervidor y el expander para el proceso Turboexpander con Intercambiador Gas-Liquido.	126
Figura 51 Eficiencia de recobro de Etano.	129
Figura 52 Eficiencia de recobro de Propano.	129
Figura 53 Eficiencias de recobro de Etano	130
Figura 54 Eficiencias de recobro de Propano.	130

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Condiciones de operación de equipos	29
Tabla 2 porcentajes de recobro	62
Tabla 3. Metales aceptables para aplicaciones criogénicas	89
Tabla 4. Parámetros generales durante la simulación	116
Tabla 5. Composiciones usadas durante la simulación	116
Tabla 6. Duty en el expansor y rehervidor para el gas rico 1.	124
Tabla 7. Duty en el expansor y rehervidor para el gas rico 2.	124
Tabla 8. Duty en el expansor y rehervidor para el gas pobre.	125
Tabla 9. Eficiencia de recobro de LGN en todos los procesos para el Gas Rico 1.	127
Tabla 10. Eficiencia de recobro de LGN en todos los procesos para el Gas Rico 2.	128
Tabla 11. Eficiencia de recobro de LGN en todos los procesos para el Gas Pobre.	128

RESUMEN

TITULO: EVALUACIÓN DE LA APLICACIÓN DE LAS TÉCNICAS DE AUTORREFRIGERACIÓN TURBOEXPANDER Y EXPANSIÓN JOULE THOMSON PARA EL RECOBRO DE LÍQUIDOS A PARTIR DEL GAS NATURAL, CASO ESTUDIO.¹

AUTORES: HOOVER LEONARDO MARIN MEDINA²
DAVID GONZALO SANCHEZ JIMENEZ

PALABRAS CLAVE: Proceso isoentálpico, proceso isoentropico, autorrefrigeración, etano, propano, turboexpander, válvula de expansión, LGN (líquidos del gas natural).

DESCRIPCIÓN:

El gas natural se ha convertido en un producto de gran incidencia e influencia en la vida y el desarrollo del ser humano en la parte industrial, junto con sus derivados, los cuales son obtenidos mediante el debido procesamiento del gas proveniente del pozo; ya que además de un valor económico extra, los líquidos del gas natural vienen siendo requeridos progresivamente en mayores cantidades, especialmente el etano, para el desarrollo de otras industrias.

Existen varios métodos para el recobro de líquidos a partir del gas natural, como lo son los procesos de adsorción, absorción, separación por membranas y los procesos de autorrefrigeración. La elección del proceso ideal para la recuperación de LGN, depende en gran medida de las condiciones del gas de alimento al sistema; en donde se tiene que considerar composición, presión y temperatura de entrada y demás requerimientos que deben tomar en cuenta.

El objetivo de este proyecto es comparar los resultados en la recuperación de C₂, C₃, C₄ y los componentes de la gasolina mediante el uso de las técnicas de autorrefrigeración turboexpander y expansión Joule-Thomson, donde se pretenderá determinar cuál de los procesos es el más eficiente de acuerdo a las características del escenario presentado, mediante el análisis de los resultados arrojados por la simulación.

¹ Trabajo de grado

² Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos.
Director: M.Sc. Nicolas Santos Santos
Codirector: Ing. Helena Margarita Ribon Barrios

ABSTRACT

TITLE: EVALUATION OF SELF-REFRIGERATION JOULE THOMSON EXPANSION AND TURBO EXPANDER PROCESSES APPLICATION FOR NATURAL GAS LIQUIDS RECOVERY³

AUTHORS: HOOVER LEONARDO MARIN MEDINA⁴
DAVID GONZALO SANCHEZ JIMENEZ

KEYWORDS: Isenthalpic process, isentropic process, self-refrigeration, ethane, propane, turboexpander, expansion valve, NGL (natural gas liquids).

ABSTRACT:

Natural gas has become in one of the most important influencing and deciding factors in human industry live and development, together with its derivative products, which are obtained by proper processing of gas from well, as well as an economic value, natural gas liquids has become required gradually in larger quantities, specially ethane for the development in other industries.

There are several liquid recovery methods from de natural gas, such as the absorption, adsorption, membrane separation and self-refrigeration processes. The choice for the ideal LGN recovery process depends largely from the feed gas system conditions, wherein is decisive composition, inlet pressure, inlet temperature conditions and other important requirements.

The aim of this project was to analyze recovery of C₂, C₃, C₄ and gasoline components using autorefrigeration techniques turboexpander and Joule-Thomson expansion, where it will pretend determine which is the most efficient processes according to the characteristics of the scenario presented, by analyzing the results obtained by the simulation.

³ Graduate Project

⁴ Physico-Chemical Engineering Faculty, School of Petroleum Engineering

Tutor: M.Sc. Nicolas Santos Santos

Codirector: Ing. Helena Margarita Ribon Barrios

INTRODUCCIÓN

La industria de los hidrocarburos se ha encontrado siempre bajo constantes desafíos en materia de minimización de costos y optimización de sus procesos y tecnologías, de manera que se puedan generar productos al menor costo posible y de la más alta calidad.

Un producto que ha incidido de manera definitiva en la vida y desempeño de funciones del ser humano sin duda es el gas natural y los derivados que se pueden obtener a partir de este como lo es el LGN o bien sean los líquidos del gas natural que sirven de base para la elaboración de muchos tejidos, materiales y en la obtención de sustancias puras como el metano, etano, propano y butano, que son esenciales para algunos procesos de manufactura e industriales e incluso se han visto aplicaciones en el campo farmacéutico y de la salud.

Los procesos en los cuales se utiliza el efecto de enfriamiento producido por la expansión de un gas a través de una válvula o choque son a veces llamados unidades LTS por sus siglas en inglés(Low Temperature Separación) separación a baja temperatura) o LTX (Low temperature Extraction) extracción a baja temperatura, un nombre más común para este tipo de proceso es planta joule Thomson, esto es porque el principio termodinámico que explica la expansión del gas a través de una válvula es llamado “expansión joule-Thomson” en honor de los científicos que lo estudiaron por primera vez, James Prescott Joule y William Thomson, quienes establecieron el efecto en 1852 modificando un experimento previo de Joule en el que el gas se expandía manteniendo constante su energía interna.

Un mecanismo conocido como turboexpander es otra opción sencilla y térmicamente muy eficiente, mecanismo en el cual se produce refrigeración para condensar y recobrar el hidrocarburo líquido contenido en el gas natural, en este proceso, la entalpía del gas natural es convertida en trabajo útil, haciéndolo termodinámicamente un proceso aproximadamente isotrópico.

Por todo lo anterior es interesante estudiar la manera en que estos procesos de obtención de LGN se llevan a cabo y especialmente echar un vistazo a las nuevas tecnologías y desarrollos que se han realizado en materia de la implementación de dichas técnicas que se utilizan hoy para la obtención de estos líquidos como lo son las tecnologías de autorrefrigeración conocidas como Expansión Joule-Thomson y Expansión criogénica o Turboexpansion. Además resulta de interés comparar la eficiencia de dichas técnicas y examinar a fondo sus fortalezas y debilidades para poder evidenciar los mejores escenarios para su aplicación, todo esto desde una perspectiva conceptual.

1. RECOBRO DE LIQUIDOS A PARTIR DE GAS NATURAL

Los líquidos del gas natural son recuperados de la mayoría de gases crudos cuando el propano y componentes más pesados se encuentran en la corriente en un contenido de 0,6 galones US / 1000PCSD o si el contenido de propano es mayor de 1.3 % molar para plantas por encima de 200 MMPCSD, para plantas que manejan un volumen de gas mayor a este, se pueden considerar candidatos los gases cuyo contenido de C₃₊ este por los 0.5 galones US/1000PCSD o cuyo contenido de propano este por un 1 % molar. Sin embargo, recientemente por la demanda de etano en procesos petroquímicos y también en el uso del mismo como fluido miscible en procesos de recobro mejorado, grandes cantidades de etano están siendo recuperadas. Si el análisis del gas muestra que el gas es más pobre en contenido de condensados de lo que se preveía, entonces se deben mirar detalladamente las condiciones antes de llevar a cabo la instalación de las facilidades para el debido recobro, así que para llevar a cabo un aprovechamiento máximo entre el beneficio económico o el cumplimiento de las condiciones del gas de venta se tienen diferentes técnicas de recobro de líquidos.

1.1 GENERALIDADES

El gas natural al igual que el petróleo se encuentra acumulado en el subsuelo en estructuras geológicas denominadas trampas. Dentro de éstas, los hidrocarburos o el gas están contenidos en una roca porosa (o en espacios porosos). La trampa de hidrocarburos es una condición geológica de las rocas del subsuelo que permite la acumulación del petróleo o del gas natural; estas pueden ser de origen estructural o estratigráfico; y se forman generalmente cuando ha desaparecido la continuidad de una roca porosa. Generalmente la producción en campos se dirige

hacia las estaciones de flujo para separar las corrientes de gas y crudo. La corriente de gas va dirigida a los múltiples de segregación para separar y clasificar las corrientes de gas rico o de gas pobre, dependiendo de la calidad de este gas. El más rico se destina a las plantas de extracción de líquidos, mientras que el más pobre se envía para mantener la presión del yacimiento, o se usan para ventas.

- Gas Rico (Húmedo): es aquel gas natural del cual se puede obtener apreciables cantidades de hidrocarburos líquidos (C+3) debido a que contiene alta proporción de componentes pesados. Es muy utilizado en la petroquímica y en la elaboración de la gasolina natural.
- Gas Pobre (Seco): está formado prácticamente por metano (85-90%). Se utiliza directamente como combustible o en proyectos de mantenimiento de presión de yacimientos, también en la producción de hidrógeno.
- Gas Acido: contiene impurezas como H₂S y CO₂ los cuales son altamente corrosivos sobre todo el primero.
- Gas Dulce: es aquel que no contiene o contiene muy poco (trazas) H₂S y CO₂, los gases naturales en Colombia sólo contienen pequeñas cantidades de H₂S.

1.1.1 Balance de calor⁵

El principio de balance de calor es muy similar al principio de balance de materia, en el que lo que entra es igual a lo que sale. La figura 1. muestra un esquema de balance de calor en un sistema turboexpander con una corriente de entrada y dos de salida, ilustrando una comparación del contenido relativo de calor de esas 3 corrientes.

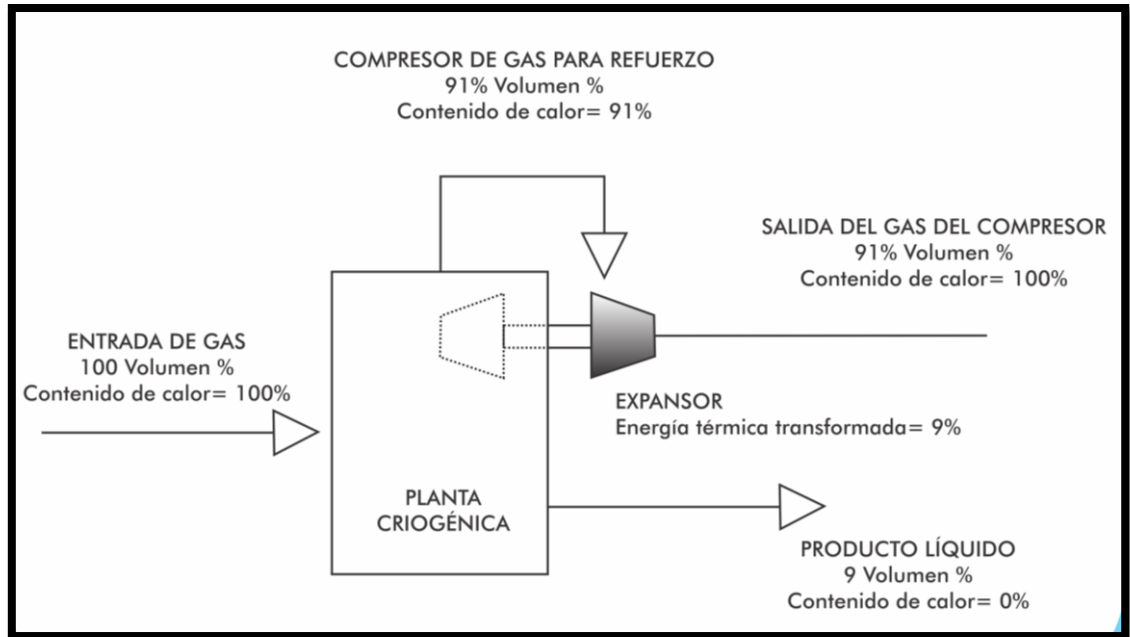
⁵CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia.

Puesto que la energía no puede ser creada ni destruida, el contenido de energía calorífica de la corriente de alimentación debe ser igual al contenido total de calor de la energía de las dos corrientes que salen de la planta. El LGN líquido entro en forma de vapor, el efecto neto de procesar el gas fue el de cambiar la fase del LGN de gas a líquido. La energía calórica neta removida de la corriente de entrada en la planta es el calor latente de vaporización de los hidrocarburos en el producto líquido. El expansor-compresor es un dispositivo de transferencia de energía. La energía calorífica eliminada del gas en el expansor se transfiere al gas en el compresor en forma de aumento de presión y temperatura (menos las pérdidas de eficiencia).

El grado de condensación de líquido es directamente proporcional al porcentaje de energía transferida en el expansor-compresor. En el balance de calor mostrado en la figura 1.. el expansor elimino el 9% de la energía térmica contenida en el gas de entrada y el resultado fue el 9% en volumen del gas de alimentación licuado. Si el expansor hubiera eliminado sólo el 8% de la energía térmica, la cantidad de producto líquido se reduciría a un volumen alrededor del 8% y la cantidad de gas residuo aumentaría a un 92 % de volumen. Así, la cantidad de producto extraído varía directamente con la cantidad de energía transferida en el expansor-compresor.

Sabemos que el calor latente debe ser eliminado de la mezcla de gas de alimentación con el fin de licuar los hidrocarburos en los LGN. La mayor parte del calor eliminado por el expansor es el calor latente que se elimina para condensar el LGN. Por lo tanto, si se quiere recobrar aún más LGN, se debe de alguna manera remover más calor latente en el expansor o hacerlo a través de la refrigeración.

Figura 1. Esquema de balance de calor para un proceso expandir



Fuente: GPSA 2004 Modificada

1.1.2. Calor latente

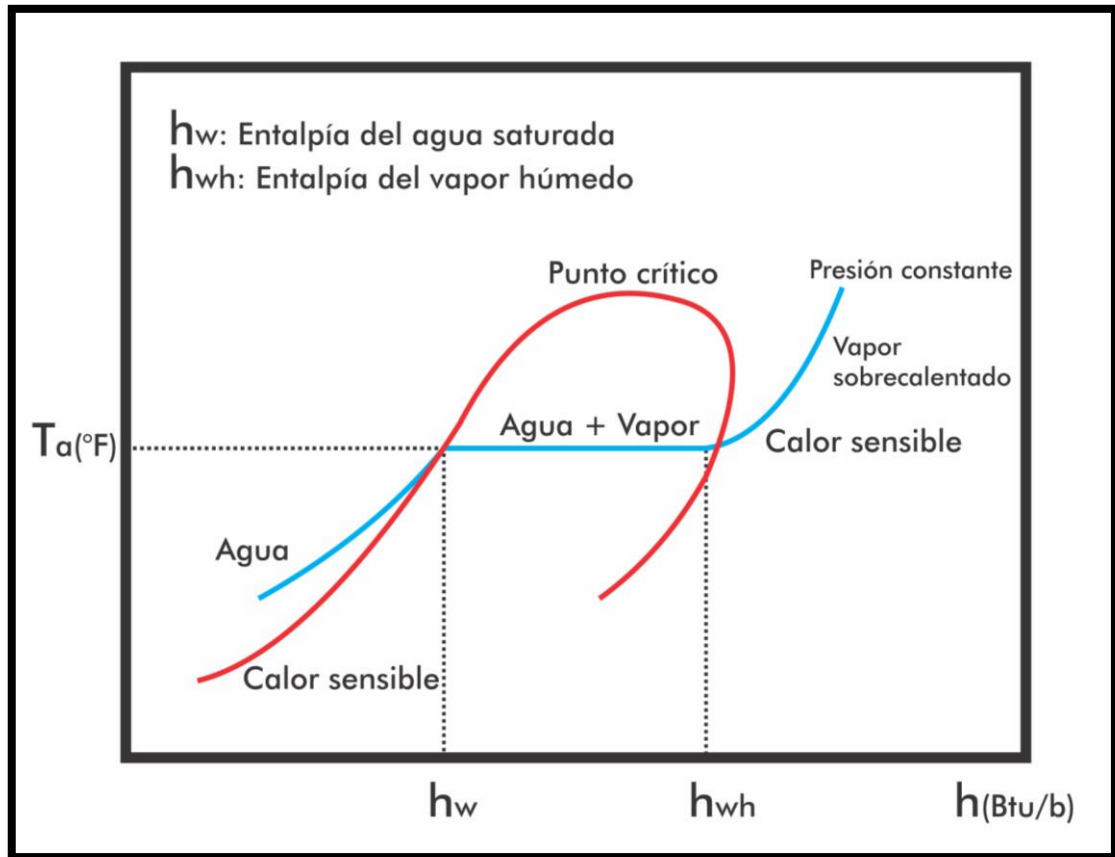
Es la cantidad de calor que hay que suministrar a la unidad de masa del agua para que cambie de estado, de sólido a líquido o de líquido a vapor. Durante dicho proceso no hay elevación sensible a la temperatura, es decir, el proceso tiene lugar a temperatura constante, y de ahí el nombre de calor latente. Al retornar a su estado inicial la materia cederá de nuevo, a temperatura constante, la misma cantidad de calor.

1.1.3. Calor sensible

Si a un líquido se le suministra calor mientras se mantiene su presión constante, aumentará su temperatura hasta alcanzar la temperatura de saturación

correspondiente a dicha presión. El calor suministrado durante este proceso se llama calor sensible y aumenta con la presión.

Figura 2. Diagrama entalpía vs temperatura



Fuente: CHUCHIMAQUE LUGO JULIAN EDUARDO, Evaluación del efecto joule-thomson y el holdup de líquido en sistemas de transporte de gas natural. Universidad industrial de Santander. 2006

1.1.4. Diagrama de Mollier

Lo podemos definir como una representación gráfica, o sea, un mapa donde están representadas las propiedades de un fluido, en la que la entalpía constituye una

de las coordenadas. Además de contener las líneas correspondientes al líquido y vapor saturado, el diagrama posee trazos para representar la temperatura, la entropía, el volumen específico y la calidad del líquido.

1.1.5. Condensación retrograda⁶

Condensación o vaporización con un comportamiento opuesto al esperado. La condensación es causada por una reducción en la presión o un incremento en la temperatura. La vaporización se causa por un incremento en la presión o una disminución en la temperatura.

1.1.6. Proceso isoentropico

Un proceso isoentrópico es una transformación adiabática internamente reversible. El sistema no intercambia calor con el medio en ningún momento de la misma. En consecuencia, para que una transformación sea adiabática, deberá cumplirse.

1.1.7. Proceso adiabático

Durante un proceso adiabático para un gas perfecto, la transferencia de calor hacia el sistema o proveniente de él es cero. El cambio de presión con respecto al volumen obedece la ley de los gases ideales.

Cuando un sistema no gana ni pierde calor, es decir, $Q = 0$, este proceso puede realizarse rodeando el sistema de material aislante o efectuándolo muy rápidamente, para que no haya intercambio de calor con el exterior.

⁶ MOKHATAB, S., POE, W. & SPEIGHT J. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Massachusetts USA: Gulf Professional Publishing, 2006.

El trabajo realizado sobre el sistema se convierte en energía interna, o, inversamente, si el sistema realiza trabajo, la energía interna disminuye. En general, un aumento de energía interna se acompaña de uno de temperatura, y una disminución de energía interna se asocia de una de temperatura.

1.1.8. Turbina de expansión

Un dispositivo que convierte parte de la energía contenida en un gas o corriente líquida en trabajo mecánico por la expansión del gas o del líquido a través de una turbina en la que es extraído el trabajo.

1.1.9. Ecuaciones de estado⁷

Una ecuación de estado es una relación matemática entre presión, temperatura y volumen, para una sustancia pura. Para una mezcla de varios componentes, además de las anteriores propiedades es necesario conocer la composición de la mezcla y la regla de mezclas a utilizar.

Numerosas ecuaciones de estado han sido propuestas para correlacionar las propiedades termodinámicas, (siendo la ecuación cubica de estado de Van der Waals la más conocida) para componentes puros y para mezclas en las fases de líquido y vapor. La modificación de Soave (1972) a la ecuación de Redlich-Kwong (1949) fue uno de los más importantes adelantos en la correlación de comportamiento de fases en sistemas multicomponentes que contiene componentes polares y ligeramente polares. Esta modificación fue posteriormente usada en los trabajos de Peng y Robinson. La ecuación de Peng-Robinson (PR) se ha convertido en una de las ecuaciones de estado más utilizadas por la

⁷CHUCHIMAQUE LUGO JULIAN EDUARDO, Evaluación del efecto joule-thomson y el holdup de líquido en sistemas de transporte de gas natural. Universidad industrial de Santander. 2006

industria de los hidrocarburos y en general para correlacionar el equilibrio liquido vapor de sistemas que contienen componentes polares y ligeramente polares.

Estas ecuaciones dan como resultado expresiones relativamente simples para las propiedades termodinámicas y relaciones de equilibrio de fases, además de que el tiempo computacional para lograr los cálculos respectivos es pequeño.

1.2 ABSORCION CON ACEITE POBRE⁸

La absorción de gases es una operación en la cual una mezcla gaseosa se pone en contacto con un líquido, con el objeto de extraer de manera selectiva uno o más componentes del gas dentro del líquido. Esta operación requiere la transferencia de masa de una sustancia desde la corriente gaseosa hacia el líquido.

Para un determinado gas, la fracción de cada componente del gas que es absorbido por el aceite es una función de la relación del equilibrio de fases de los componentes con el aceite pobre, las tasas de flujo relativas y las etapas de contacto. La relación de fases es función de la presión, la temperatura y la composición del aceite pobre.

La absorción con aceite pobre es el proceso más antiguo para recuperar LGN. El método de absorción de LGN es muy similar al usado para absorción en la deshidratación de gas. La principal diferencia radica en que, en la absorción de LGN se usa un aceite absorbente como reemplazo del glicol utilizado en la deshidratación. Este aceite absorbente tiene una afinidad por los LGN mucho mayor que la del glicol por el agua.

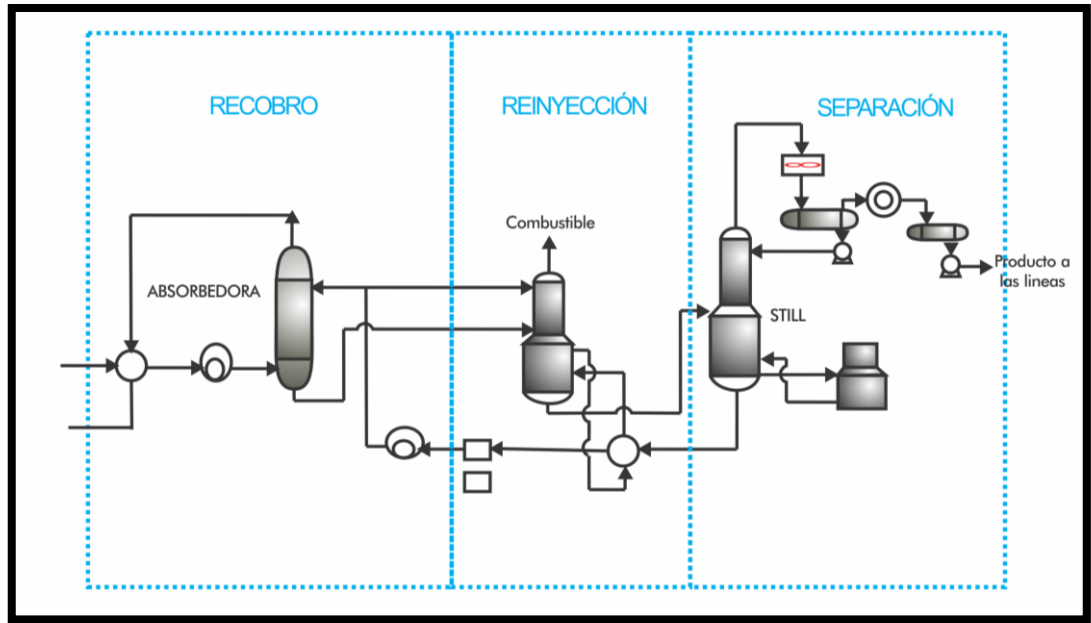
⁸ SANTOS, Nicolas. Especialización Ingeniería del Gas, Recobro de Liquidos de Gas Natural. Año 2011.

En este proceso (figura 3.), el gas de alimento es puesto en contacto con un aceite pobre para que absorba los componentes intermedios (C3+). El fluido de absorción es un tipo de kerosene o varsol (C7+). Este proceso ocurre en una torre absorbedora, la cual puede ser de placas o empacada.

Al entrar en la planta, el gas de alimento necesita ser enfriado. Esto se debe a que entre más frío esté el gas al ingresar a la torre absorbedora, más alto será el porcentaje de hidrocarburos que absorbe el aceite. Este enfriamiento se logra pasando el gas de alimento primero por un intercambiador de calor con el gas residual proveniente del tope de la absorbedora y luego por un enfriador (cooler).

El aceite pobre entra por el tope de la torre contactora o absorbedora, mientras el gas fluye desde el fondo de la torre hacia arriba en contra corriente con el aceite que va cayendo desde el tope. Posteriormente, el gas pobre que sale por el tope de la torre intercambia calor con la corriente de aceite pobre. El aceite rico (aceite pobre con los hidrocarburos extraídos al gas) que sale por el fondo de la Torre entra al tanque flash, el cual opera alrededor de la mitad de la presión de la torre de absorción, allí ocurre una separación instantánea donde los hidrocarburos livianos como metano y etano son liberados y se reenvían hacia la línea de gas residual que sale de la planta como gas de venta o se utiliza como gas de instrumentación o como combustible.

Figura 3. Diagrama de flujo de planta de absorción con aceite pobre.



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

La corriente de aceite rico que sale del tanque flash entra a la torre desetanizadora de aceite rico (ROD – Rich Oil De-ethanizer) en la cual se separa el etano y metano que pudieran haber sido arrastrados por el aceite rico, para lo cual se le agrega calor por el fondo. Además, simultáneamente se proporciona un reflujo de aceite pobre (sin componentes del gas natural) que se inyecta en el tope de la ROD para controlar la cantidad de componentes intermedios C3+ que se hayan podido evaporar, el gas del tope de la ROD se usa como combustible dentro de la planta o se une a la corriente de gas residual.

El aceite rico (con los hidrocarburos más pesados del gas natural) luego fluye hacia la torre de destilación (still) donde se calienta por medio de un rehervidor en el fondo a una temperatura suficientemente alta para separar los componentes intermedios (propano, butano, pentano), mediante la diferencia en sus puntos de ebullición. Éstos salen por el tope de la still mientras el aceite (ahora pobre) sale

por el fondo y está listo para ser recirculado, aunque antes de entrar a la torre absorbidora debe pasar por un enfriador (cooler) que disminuye su temperatura para maximizar la absorción.

Se debe tener en cuenta que la temperatura del rehervidor debe ser más baja que la temperatura de ebullición del aceite pobre, y muy similar a la temperatura de ebullición de los productos de tope (C3+). De esta manera, por el tope de la torre destiladora sale una corriente gaseosa de C3+ que posteriormente pasa a un condensador, de donde sale una corriente líquida de C3+ hacia el tren de fraccionamiento. El aceite absorbente ya sin el C3+ fluye nuevamente hacia la torre contactora y el ciclo se repite.

Nótese que la planta de absorción con aceite no puede recuperar etano y propano eficientemente, ya que esto requiere circular grandes cantidades de aceite absorbente, exigiendo alto mantenimiento, y alto consumo de combustible. Sin embargo, una planta de absorción de aceite puede modificarse para mejorar el recobro de propano adicionando un ciclo de refrigeración de propano.

Las plantas de aceite absorbente ya no son tan populares como una vez lo fueron. Son muy difíciles de operar y no son muy eficientes; además, es difícil predecir eficiencia de remoción de líquidos del gas cuando el aceite se deteriora con el tiempo

1.2.1 Niveles de recobro de LGN con plantas de aceite absorbente.⁹

Los niveles normales de recobro de líquidos con una planta de aceite absorbente son:

- Propano $C_3 = 80\%$
- Butano $C_4 = 90\%$

⁹ CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia.

- Pentano C₅⁺ = 98%

Las plantas de aceite pobre no permiten recuperar etano líquido debido a que generalmente para obtenerlo es necesario temperaturas criogénicas (< -150 °F). Las condiciones de operación de los equipos en una planta de aceite absorbente son:

Tabla 1. Condiciones de operación de equipos

EQUIPO	Rango de Presión (psig)	Rango de Temperatura (°F)
Torre absorbedora	300 -1100	0 – 40
ROD	175 -300	40 -120
Still	85 -160	220 – 300

Fuente: GPSA Engineering Data Book. Modificada

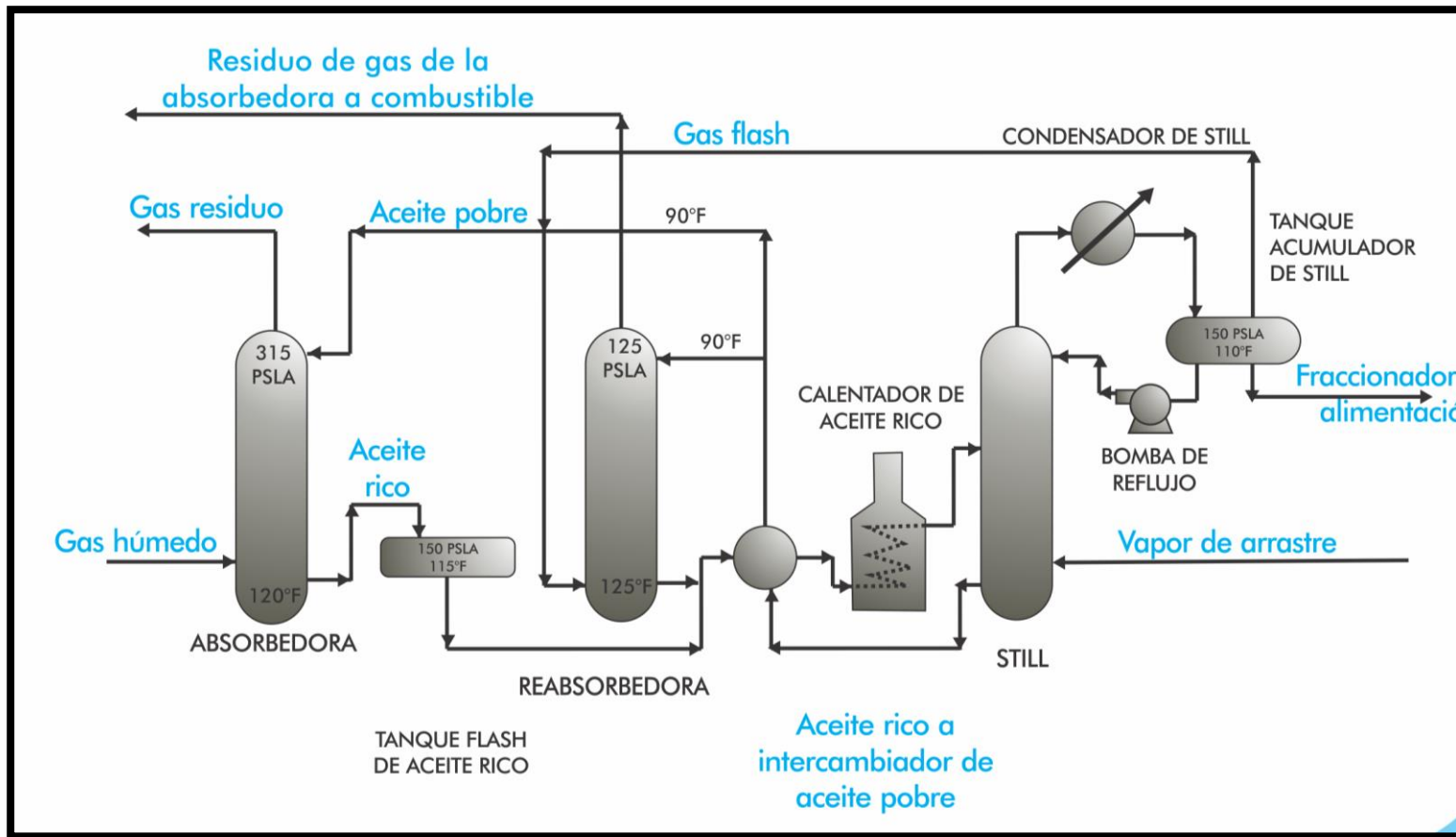
1.2.2. Absorbedoras a temperatura ambiente¹⁰

Históricamente, las plantas a temperatura ambiente fueron las primeras plantas de aceite pobre. Ellas cuentan con enfriamiento a temperatura ambiente (usualmente con agua) para el proceso de enfriamiento. El vapor se usa como un medio de despojo para ayudar a remover los líquidos del Gas Natural -LGN - de la corriente de aceite. El peso molecular del aceite pobre generalmente está en el rango de 140 a 190.

Como la demanda por los LGN se ha incrementado, las plantas a temperatura ambiente se han hecho inviables económicamente debido a las altas tasas de circulación de aceite pobre que se requieren. Ver la figura 1.5.

¹⁰SANTOS, Nicolas. Especialización Ingeniería del Gas, Recobro de Líquidos de Gas Natural. Año 2011.

Figura 4. Planta típica de aceite pobre a temperatura ambiente



Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia.Modificada.

1.2.3. Absorbedoras a baja temperatura¹¹

En los años 50 y principios de los 60 las plantas de aceite pobre a baja temperatura reemplazaron a las plantas a temperatura ambiente como las plantas de procesamiento de gas más comunes.

Estas plantas emplean sistemas de refrigeración para enfriar el aceite pobre y las corrientes de gas natural lo cual incrementa el recobro de los componentes livianos del LGN y disminuye las tasas de circulación de aceite pobre (figura 1.6.).

Normalmente, el peso molecular del aceite pobre está comprendido en el rango de 100 a 140 (C7 – C8) dependiendo del nivel de enfriamiento.

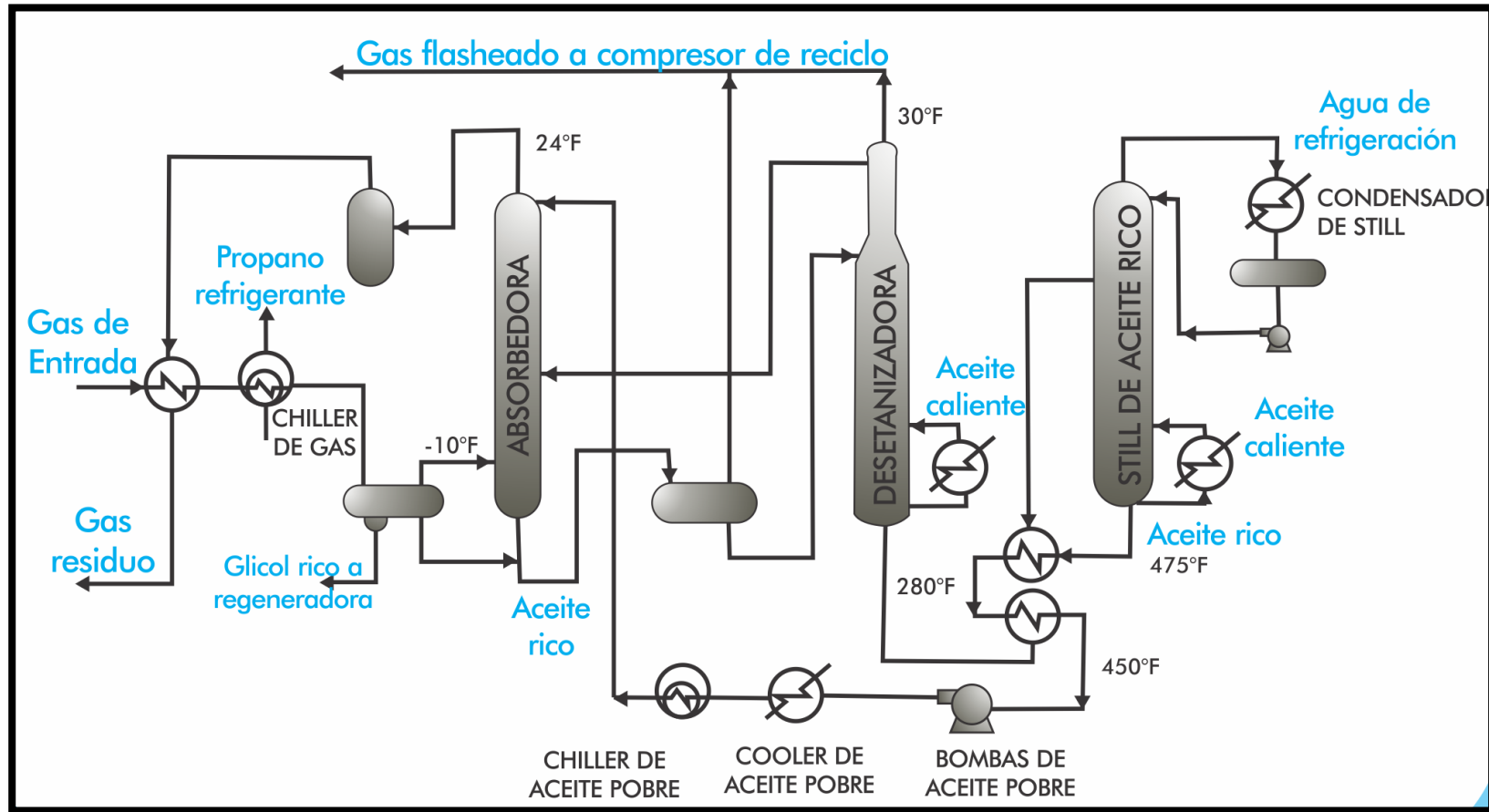
1.3. ADSORCION CON LECHO SOLIDO¹²

Este método usa adsorbentes que tienen la capacidad de retener hidrocarburos pesados del gas natural. El adsorbente puede ser sílica gel o carbón activado. La alúmina activada no puede ser usada en presencia de hidrocarburos pesados. Debe resaltarse que el diseño de un sistema para remoción de hidrocarburos pesados es más complicado que los sistemas para remover sólo agua. Por ejemplo, diferentes grados de adsorbente pueden ser requeridos, los sistemas deben ser diseñados para ajustar la adsorción de más de un componente.

¹¹ MOKHATAB, S., POE, W. & SPEIGHT J. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Massachusetts USA: Gulf Professional Publishing, 2006.

¹²SANTOS, Nicolas. Especialización Ingeniería del Gas, Recobro de Líquidos de Gas Natural. Año 2011.

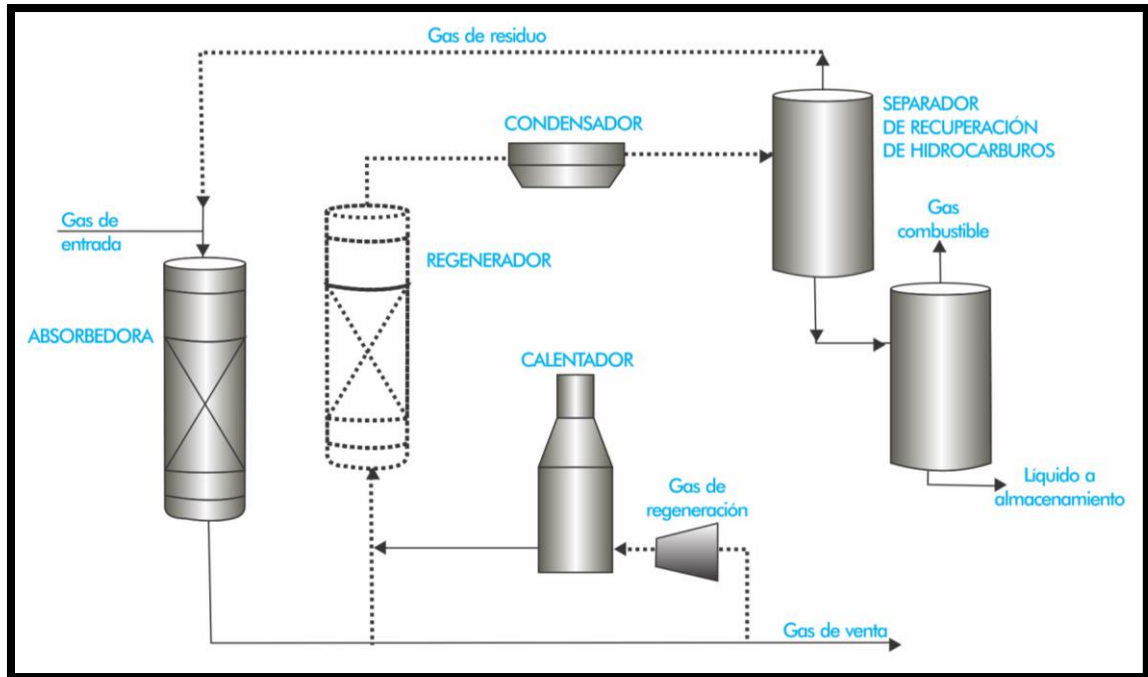
Figura 5. Planta típica de aceite pobre a baja temperatura



Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia.Modificada

El proceso de adsorción para remover los componentes pesados se muestra en la figura 1.7. El proceso es continuo respecto al gas pero cíclico en lo que respecta al lecho de adsorción, ya que éste debe ser regenerado cuando se satura con el condensado. La regeneración se logra por el paso de gas de reciclo caliente través del lecho. El condensado se recobra del gas de regeneración por enfriamiento, condensación y separación de fases. Para recuperar una gran fracción de hidrocarburos, mientras se limita el volumen del adsorbente, es preferible usar un ciclo de tiempo corto, alrededor de una hora. En la práctica, este ciclo de tiempo puede variar dentro de un intervalo bastante amplio, entre 20 minutos y varias horas, dependiendo de qué tan rico en hidrocarburos sea el gas. Este proceso es apropiado para concentraciones relativamente bajas de hidrocarburos pesados. También es conveniente si el gas se encuentra a alta presión, cercana a la criconderbárica. En este caso, el proceso de refrigeración se vuelve ineficiente y la separación por adsorción puede ofrecer el único camino para obtener las especificaciones requeridas. Sin embargo, los lechos de adsorción son muy pesados y costosos. Esta opción no es frecuentemente usada, pero puede ser considerada en aplicaciones especiales, tales como el control de puntos de rocío en locaciones remotas. pero puede ser considerada en aplicaciones especiales, tales como el control de puntos de rocío en locaciones remotas.

Figura 6 Planta de adsorción con lecho sólido.



Fuente: MOKHATAB, S., POE, W. & SPEIGHT J. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Massachusetts USA: Gulf Professional Publishing, 2006. Modificada.

1.4. SEPARACION POR MEMBRANAS¹³

Tradicionalmente, las plantas de refrigeración y criogenia han sido usadas para el recobro de LGN. Estas plantas tienen una alta inversión de capital y altos costos operacionales. Además, contienen numerosas partes rotatorias y son complicadas de operar. El proceso de separación con membranas ofrece una solución simple y de bajo costo para remover y recuperar los hidrocarburos del gas natural.

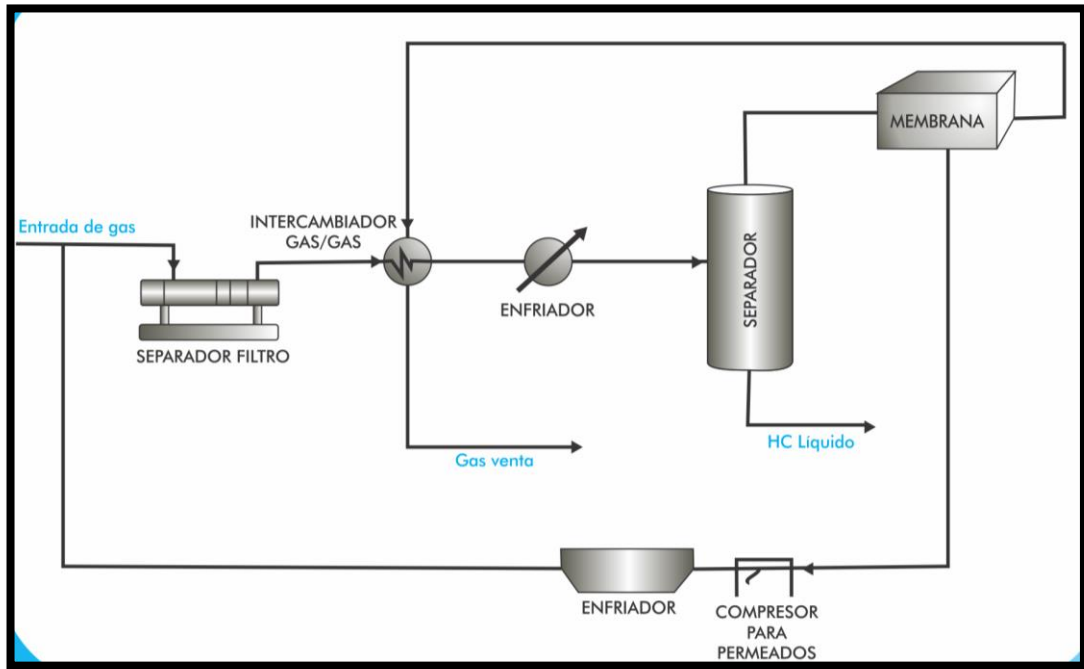
La figura 1.8 muestra un proceso de separación con membrana para recuperación de LGN. Como se muestra, el proceso de separación está basado en una membrana de alto flux que se impregna de forma selectiva de hidrocarburos

¹³ ABDEL-AAL HK AND AGGOUR MOHAMED. Petroleum And Gas Field Processing. Dhahran, Arabia Saudi 2003

pesados. Estos hidrocarburos son impregnados en la membrana y recuperados como líquidos después de recompresión y condensación. La corriente de residuo de la membrana es parcialmente reducida de hidrocarburos pesados y es enviada a la corriente de gas de venta. Las membranas de permeación de gas son normalmente fabricadas de polímeros vítreos que presentan una buena selectividad de difusión. Sin embargo, para una separación efectiva, la membrana tiene que ser muy permeable con respecto a la contaminación a ser separada, la cual pasa a través de la membrana conducida por diferencia de presión, y debe ser relativamente impermeable para el metano.

La corporación Membrane Technology & Research ha desarrollado y comercializado un nuevo proceso de membrana para el procesamiento de gas en la industria. La tecnología que permite este proceso es un único tipo de membrana de goma, que es aplicada para la separación de los C₃+ del metano en el procesamiento de gas. El proceso de la nueva membrana es muy adecuado para el recobro de LGN y el control del punto de rocío del gas. Los sistemas de membrana son muy versátiles y son diseñados para procesar un amplio rango de condiciones del alimento. Con una estructura compacta y de bajo peso por lo cual estos sistemas son muy usados en aplicaciones offshore.

Figura 7. Proceso de separación con membranas.



Fuente: MOKHATAB, S., POE, W. & SPEIGHT J. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Massachusetts USA: Gulf Professional Publishing, 2006. Modificada.

2. REFRIGERACION MECANICA¹⁴

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.

Este proceso logra que ciertos componentes del gas pasen a estado líquido mediante una disminución de temperatura (temperatura de condensación del gas). Para esto se necesita de la ayuda de unidades como intercambiadores de calor, un FWKO, un chiller, un separador frío, una torre, un rehervidor, y la presencia de un inhibidor como lo es el glicol para evitar la formación de hidratos. La figura 2.1 muestra el diagrama de flujo de una planta de refrigeración mecánica. En la figura 9 se muestra un esquema simplificado del proceso.

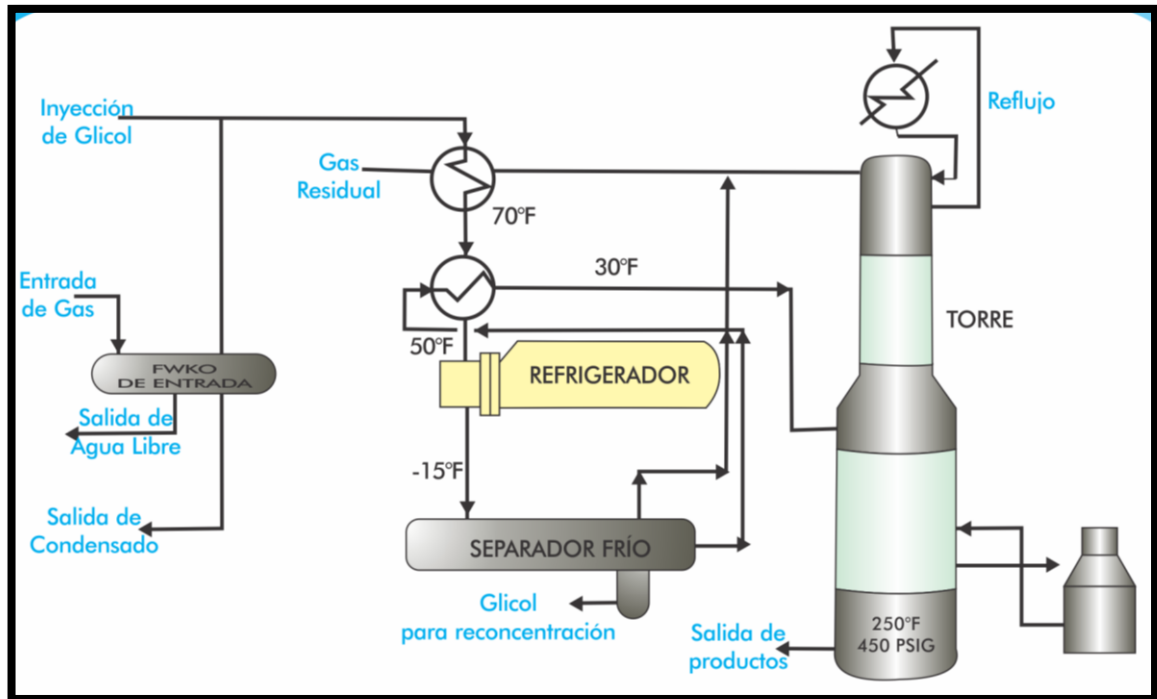
En el refrigerador (chiller) se lleva a cabo el enfriamiento del gas por medio de la refrigeración mecánica (ver figura 10). Este intercambiador de calor comúnmente es de tubo y carcasa (shell and tube). El gas de proceso fluye entre los tubos y cede su energía al líquido refrigerante que circula por los tubos. El refrigerante (frecuentemente propano) se vaporiza y sale del chiller como vapor saturado.

Cuando el agua está presente en el proceso de refrigeración, la formación de hidratos se previene mediante la deshidratación del gas o mediante la inyección de un inhibidor de hidratos. Usualmente, si la temperatura del proceso es relativamente baja, el gas se deshidrata antes de la etapa de refrigeración. De lo

¹⁴ ARTHUR J. KIDNAY Y WILLIAM R. PARRISH, Fundamentals of Natural Gas Processing, 2006.

contrario, la inyección de un inhibidor (comúnmente metanol o glicol) a la corriente del intercambiador de calor gas-gas es la solución más simple y económica.

Figura 8 Diagrama de flujo de una planta de refrigeración mecánica.



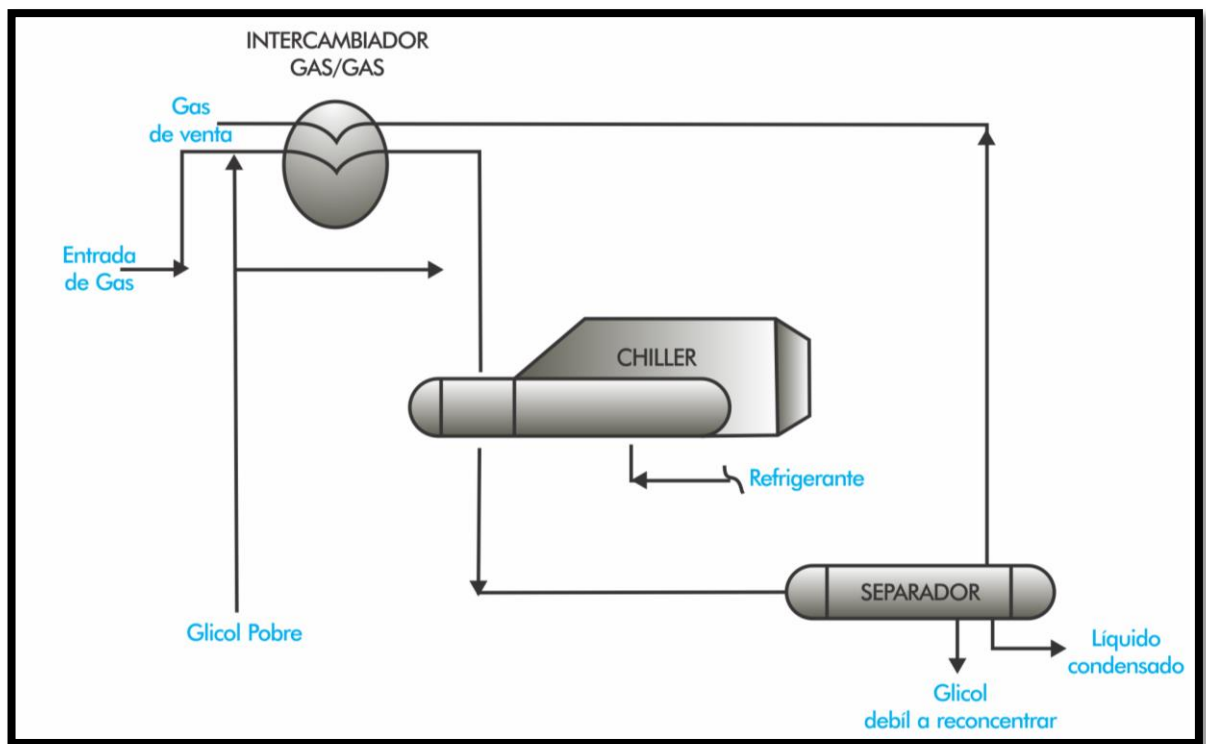
Fuente: ARNOLD KEN AND STEWART MAURICE, Surface Production Operations Volume 2. 1999. Houston U.S. Modificada.

En este caso, se inyecta etilenglicol en la entrada del intercambiador gas-gas y/o en el chiller para prevenir la formación de hidratos. El congelamiento podría bloquear parcialmente los tubos del intercambiador, por lo tanto, incrementa la caída de presión y disminuye el intercambio de calor. El glicol rico, que contiene agua absorbida, se retira en el separador frío, posteriormente se reconcentra y se recircula.

2.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE REFRIGERACIÓN MECÁNICA

El primer paso es separar el agua libre y los condensados del gas de alimento en un FWKO (Free Water Know Out o separador de agua libre). Luego, el punto de rocío de agua del gas debe disminuirse antes de ser enfriado para prevenir hidratos dentro del proceso, para esto se inyecta glicol al gas después de salir del FWKO y antes de empezar el enfriamiento. El propósito de este enfriamiento es condensar la fracción deseada de GLP y LGN.

Figura 9 Proceso básico de refrigeración mecánica.

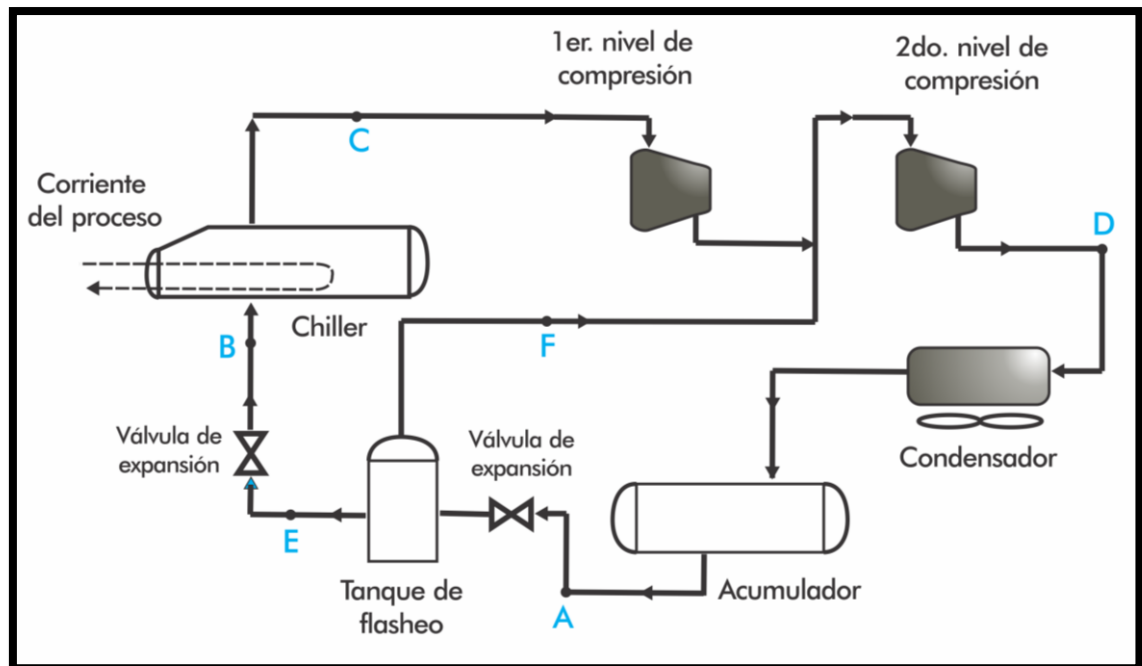


Fuente: MOKHATAB, S., POE, W. & SPEIGHT J. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Massachusetts USA: Gulf Professional Publishing, 2006. Modificada.

Primero se pre-enfría el gas de alimento a la planta mediante un intercambiador de calor gas/gas, este gas frío proviene una parte del separador frío y otra parte de la torre fraccionadora o still. La temperatura del gas al salir del intercambiador es de

alrededor de los 70°F, después se enfría en un intercambiador de calor aceite/gas, con el líquido hidrocarburo condensado en el separador frío. Este aceite (C3+) que proviene del separador frío fluye hacia la torre. La temperatura del gas al salir del intercambiador de calor aceite/gas está alrededor de los 50 °F, y por último se enfría en un chiller para que el gas alcance los -15°F (o temperaturas menores) y posteriormente entre al separador frío. El separador frío es un separador trifásico donde se separa el gas (C1, C2) por el tope, el glicol rico por el fondo y los hidrocarburos líquidos por la parte intermedia. Estos líquidos hidrocarburos se envían a la torre de destilación (still) pero antes se calientan a 30°F en el intercambiador de calor aceite/gas. En la torre fraccionadora (still) a este líquido hidrocarburo se le separan los componentes livianos C1, C2, que aún estaban contenidos en él, saliendo por el tope de la torre, y los componentes intermedios (LGN) salen como líquidos por el fondo.

Figura 10 Esquema del ciclo del refrigerador



Fuente: ARTHUR J. KIDNAY Y WILLIAM R. PARRISH, Fundamentals of Natural Gas Processing, 2006. Modificada.

2.2. NIVELES DE RECOBRO DE LGN CON PLANTAS DE REFRIGERACIÓN MECÁNICA.

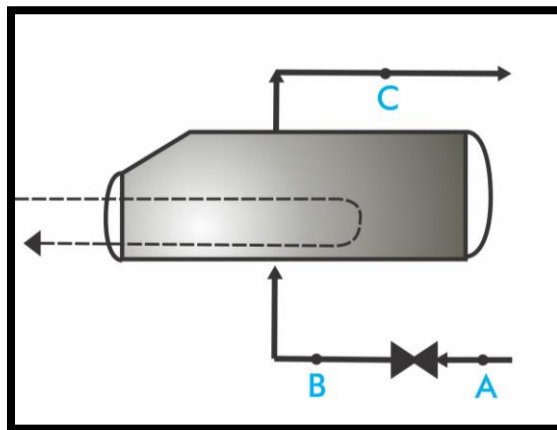
Los niveles normales de recobro de líquidos con el proceso de refrigeración mecánica son:

- Propano = 85%
- Butano = 94%
- Pentano+ = 98%

2.3. CÁLCULOS DE DISEÑO PARA UN SISTEMA SIMPLE¹⁵

Hay varios pasos en el dimensionamiento del sistema mostrado en la figura 11, estos se muestran a continuación:

Figura 11 Esquema para el balance y cálculos para un diseño simple



Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia.Modificada.

¹⁵ CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia.

- **Determinación de la tasa de circulación del refrigerante**

El balance se hace alrededor del enfriador y la válvula de expansión. En el punto A el refrigerante esta como un líquido saturado(o muy cerca de serlo). En el punto C esta como un vapor saturado. $Q_{enfriador}$ es la carga de calor determinada por especificaciones en la corriente que será enfriada. Si se escribe un balance de energía alrededor del sistema,

$$Q_{enfriador} + m_A h_A = m_C h_C. \quad \text{Per } m_A = m_C = m, \text{ entonces}$$

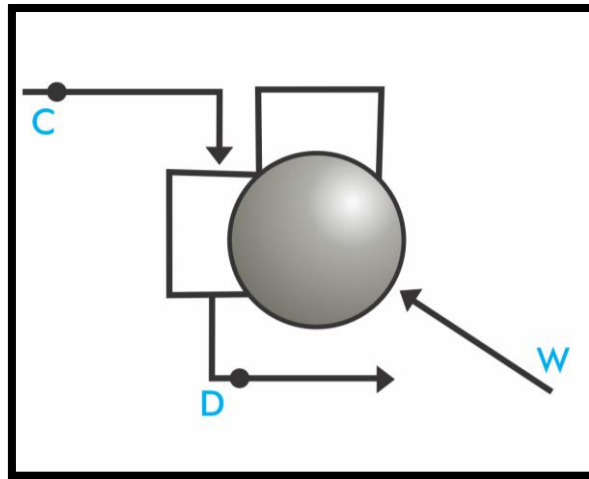
$$m = \frac{Q_{enfriador}}{(h_C - h_A)} \quad \text{Ec. 2.1}$$

$Q_{enfriador}$ = carga de calor del enfriador
 h_C = Entalpia del vapor saturado
 h_A = Entalpia del líquido saturado
 m = Tasa de circulación

- **Determinación de la Potencia del Compresor**

Se puede calcular el trabajo teórico (isoentropico) y usar una eficiencia para hallar el trabajo actual. La tasa de circulación del paso anterior es usada.

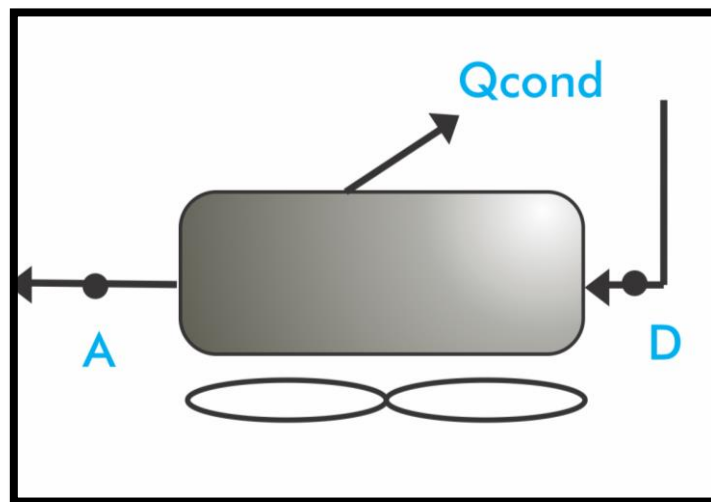
Figura 12 esquema para determinación de potencia del compresor



Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia.Modificada.

- **Determinación de la Carga de Calor del Condensador (Q_{cond})**

Figura 13 Esquema para determinación del calor en condensador



Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia.Modificada.

Hay dos caminos para hacerlo. Conociendo $Q_{enfriador}$ y W , se puede hacer un balance total como se muestra en la figura 13 para hallar Q_{cond} . Si se están desarrollando los cálculos manualmente y se desea comprobarlos de los trabajos anteriores, se hace el balance mostrado en la figura anterior.

$$Q_{cond} = m(h_A - h_D) \qquad \text{Ec 2.2}$$

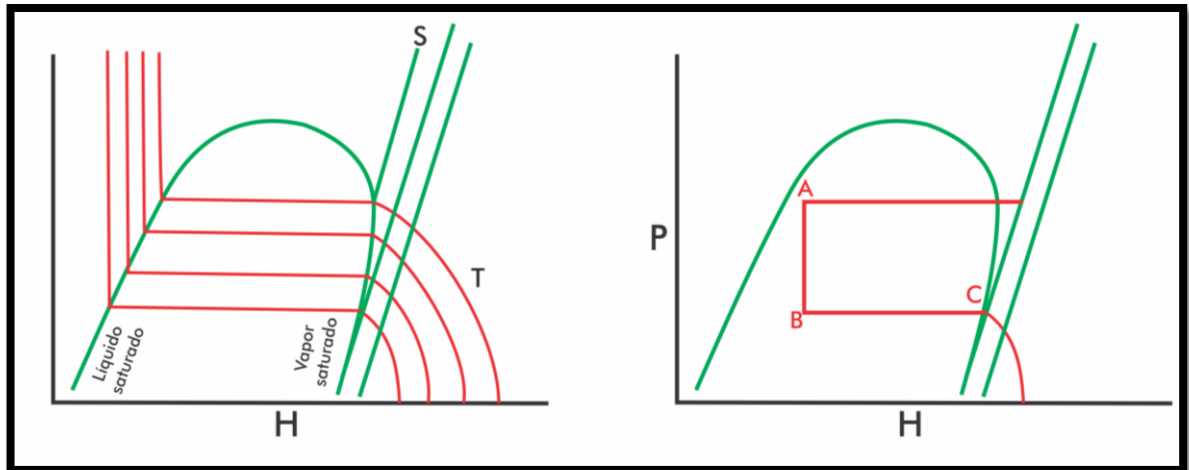
El Q_{cond} hallado de la ecuación 2.2 será negativo. Esto simplemente quiere decir que el calor está saliendo del sistema. El valor hallado del balance completo no comprobara el balance del condensador exactamente debido solo a una parte de la ineficiencia del compresor mostrada en el sistema de refrigeración. Para propósitos prácticos, la diferencia es despreciable.

Se requieren cálculos para encontrar la entalpia por unidad de masa en los puntos A, B y C. Esta puede ser realizada desde una rutina computacional. Las tablas y figuras convenientes son permitidas para todos los refrigerantes comerciales comúnmente

El diagrama P-H es muy conveniente para resolver los balances de energía para un sistema simple.

El refrigerante esta todo líquido a la izquierda de la curva de líquido saturado; esta en dos fases dentro de la curva de saturación y es todo vapor a la derecha de la curva de vapor saturado. Las líneas de temperatura constante son horizontales entre las curvas de saturación de vapor y líquido y se elevan casi verticalmente en la sección líquida.

Figura 14 Diagramas P-H



Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia.Modificada.

Los cálculos empiezan por seleccionar la temperatura en el punto A. ¿Agua, aire o alguna otra corriente será usada para la condensación del refrigerante? ¿Cuál temperatura puede ser realmente alcanzada en el condensador? El punto A está en la curva de saturación de líquido desde que sale del condensador como un líquido.

La temperatura del punto B y C normalmente será de 3 a 6 °C menor que la temperatura mínima deseada para que el fluido se enfríe. Este planteamiento fija la ubicación del punto C.

La expansión a través del choke desde el punto A es un proceso isoentálpico; una línea vertical en el diagrama P-H. Se dibuja una línea vertical de A a B, la presión del punto C, y se va horizontalmente a C. Se puede leer el ΔH requerido para la ecuación 2.1.

La compresión teóricamente es isoentropica. Empezando en el punto C, líneas paralelas a la constante de entropía hasta que intersecte la línea de presión del punto A. Este teóricamente es el punto D.

$$W_{teor} = (m)(h_D - h_C)$$

Ec. 2.3

La ecuación 2.2 para la carga de calor del condensador se encuentra del ΔH entre los puntos D y A.

2.4. ESPECIFICACIONES DE LA TEMPERATURA DE SEPARACIÓN EL LÍQUIDO

La temperatura deseada de la corriente de gas-líquido que sale del enfriador debe ser determinada por la estrategia que gobierna el sistema. Si el control de punto de rocío prima por encima del recobro de líquidos, esta temperatura debe estar alrededor de los 3-5 °C por debajo de la temperatura requerida para alcanzar el punto de rocío especificado. Esta temperatura requerida puede ser significativamente más fría que el punto de rocío especificado si el gas es procesado a alta presión.

Si el recobro de líquidos es la función primaria de la unidad, la estrategia básica es condensar la menor cantidad de componentes no vendibles (usualmente metano o etano) de tal forma que sea rentable. Cualquier condensado, como metano, debe ser revaporizado y tal vez recomprimido; agregando gastos de operación sin contribuir a los ingresos por líquido.

Para unas especificaciones dadas, se debe investigar una serie de presiones y temperaturas para el separador LTS. La presión para el mayor recobro de líquidos esta entre 435 – 580 psi, si el propano⁺ es el producto de venta. Como la presión incrementa, la condensación de metano incrementa. Sin embargo una presión dentro del rango de 435 – 580 psi puede no ser una presión económicamente óptima debido a la logística del sistema. La presión óptima debe minimizar el costo total del sistema, y no solamente el del sistema de refrigeración. Como

regla general, la separación es realizada por separado a la presión de gas de venta necesaria para eliminar la recompresión.

La temperatura razonable para la presión que usualmente se selecciona, depende de los productos deseados. Si el producto líquido es estable a presión atmosférica y vendido como crudo, una temperatura de separación óptima está entre 0 – 5 °C (32 – 40 °F). Cuando el propano es el producto de venta más liviano, la temperatura puede estar de -40 a -18 °C (-40 °F a 0°F). Esta temperatura depende del recobro deseado y si la absorción o adsorción es combinada con refrigeración. Por debajo de los -40 °C entra en el rango criogénico para conseguir recuperar etano.

2.5. SELECCIÓN DEL REFRIGERANTE¹⁶

El refrigerante ideal es no tóxico, no corrosivo, y tiene propiedades PVT y físicas compatibles con las necesidades del sistema, y tiene un alto calor latente de vaporización. Cualquier material puede ser usado como refrigerante. La elección práctica se reduce al que tenga las propiedades físicas deseadas y vaporice y condense a niveles de presión y temperatura deseados. La normal elección es propano, amoníaco, R-12 o R-22 en el enfriador a temperaturas alrededor de los -40 °C. A condiciones criogénicas, etileno y metano pueden ser usados. En general, el límite práctico más bajo de cualquier refrigerante es su punto de burbuja a presión atmosférica. Si se desea llevar una presión positiva en el enfriador para obtener mejor eficiencia en el compresor, se reduce el tamaño del equipo y se evita la entrada de aire en el sistema.

El amoníaco requiere la tasa de circulación más baja, pero el propileno y el propano tienen ligeramente requerimientos de caballos de potencia más bajos.

¹⁶ MOKHATAB, S., POE, W. & SPEIGHT J. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Massachusetts USA: Gulf Professional Publishing, 2006.

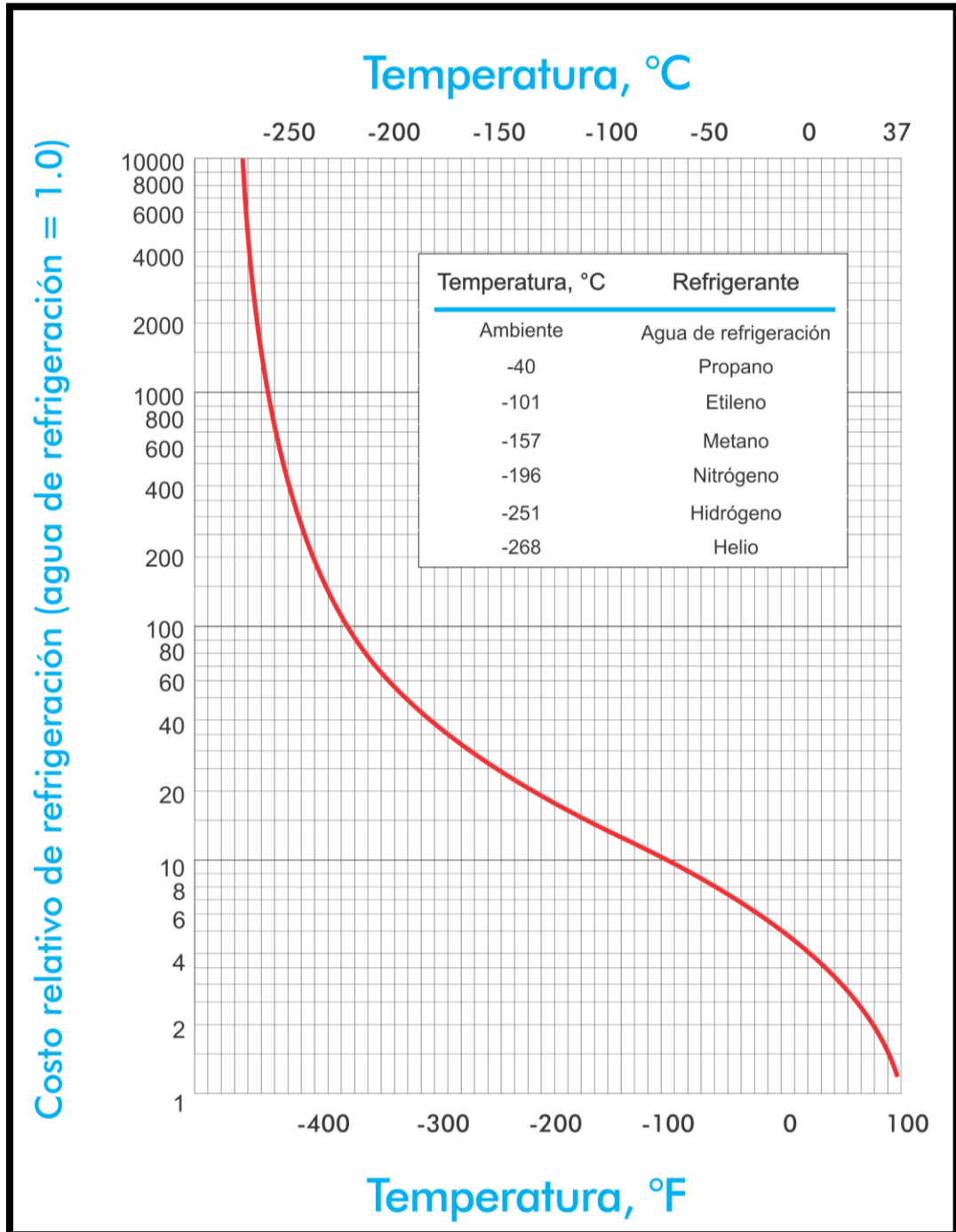
Elevar la temperatura de condensación incrementa los requerimientos de caballos de fuerza cerca del 60% para el propano y 43% para el amoniaco. Hay dos opciones; (1) usar la más baja temperatura posible para condensar al mínimo costo; y (2) si se requiere una temperatura de condensación más alta, el amoniaco puede ser preferible en vez de propano. El amoniaco es raramente seleccionado debido a su repugnante olor. Sin embargo, es fácil de manejar en equipos ordinarios de acero que no contienen cobre y latón y es menos peligroso que el propano debido a su olor.

El propano es de lejos el refrigerante más popular en las aplicaciones de procesamiento de gas. Es fácilmente disponible, no tan costoso y tiene una buena curva e presión de vapor. Es flamable, pero esto no es un problema significativo si se dan las consideraciones de diseño y operación adecuadas.

2.6. EFECTO DE LA TEMPERATURA EN EL COSTO

La figura 15 muestra la aproximación relativa del efecto de la temperatura en el costo de la refrigeración. Esta enfatiza en que se debe usar la temperatura más alta compatible con el objetivo de la instalación.

Figura 15 Costo relativo de refrigeración comparado con costo de enfriamiento



Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia.Modificada

El recuadro en la figura 15 muestra el refrigerante a menudo usado a varios niveles de temperatura. Actualmente, el refrigerante usado a un nivel dado, depende de los factores económicos, que van a variar en diferentes circunstancias.

2.7. CICLO DE REFRIGERACIÓN¹⁷

El diagrama Presión – Entalpía de un proceso de refrigeración se ilustra en la figura 2.9. Utilizando dicho diagrama, el ciclo de refrigeración se puede dividir en las siguientes etapas:

1. Expansión
2. Evaporación
3. Compresión
4. Condensación

1. Etapa de expansión: El punto de partida en un ciclo de refrigeración es la disponibilidad de refrigerante líquido. El punto A en la figura 16, representa el punto de burbuja de un líquido a su presión de saturación, P_A , y entalpía, h_{LA} . En la etapa de expansión, la presión y la temperatura son reducidas mediante el flasheo del líquido a través de una válvula de control a una presión P_B . La caída de la presión P_B , está determinada por la temperatura deseada del refrigerante, T_B (el punto B).

En el punto B, la entalpía del líquido saturado, es h_{LB} , mientras la entalpía correspondiente del vapor saturado, es h_{VB} . Entonces, la etapa de expansión (A-B), ocurre alrededor de la válvula de expansión y ninguna energía se ha intercambiado, considerándose el proceso como isoentálpico. Es decir, que la

¹⁷ ARNOLD KEN AND STEWART MAURICE, Surface Production Operations Volume 2. 1999. Houston U.S

entalpía de la corriente en la salida de la válvula, es la misma que la de la entrada, h_{LA} .

2. Etapa de evaporación: El vapor formado en el proceso de expansión (A-B), no proporciona refrigeración al proceso. El calor es absorbido del proceso mediante la evaporación de la porción líquida del refrigerante. Como se muestra en la figura 16, esto ocurre a temperatura constante, y la etapa (B-C) es a presión constante. La entalpía del vapor en el punto C es h_{VB} .

Físicamente, la evaporación tiene lugar en un intercambiador de calor llamado evaporador o chiller. El proceso de refrigeración se logra mediante un líquido frío, y su efecto refrigerante (efecto R), está definido como :

$$\text{Efecto } R = (h_{VB} - h_{LA}) \quad \text{Ec. 2.4}$$

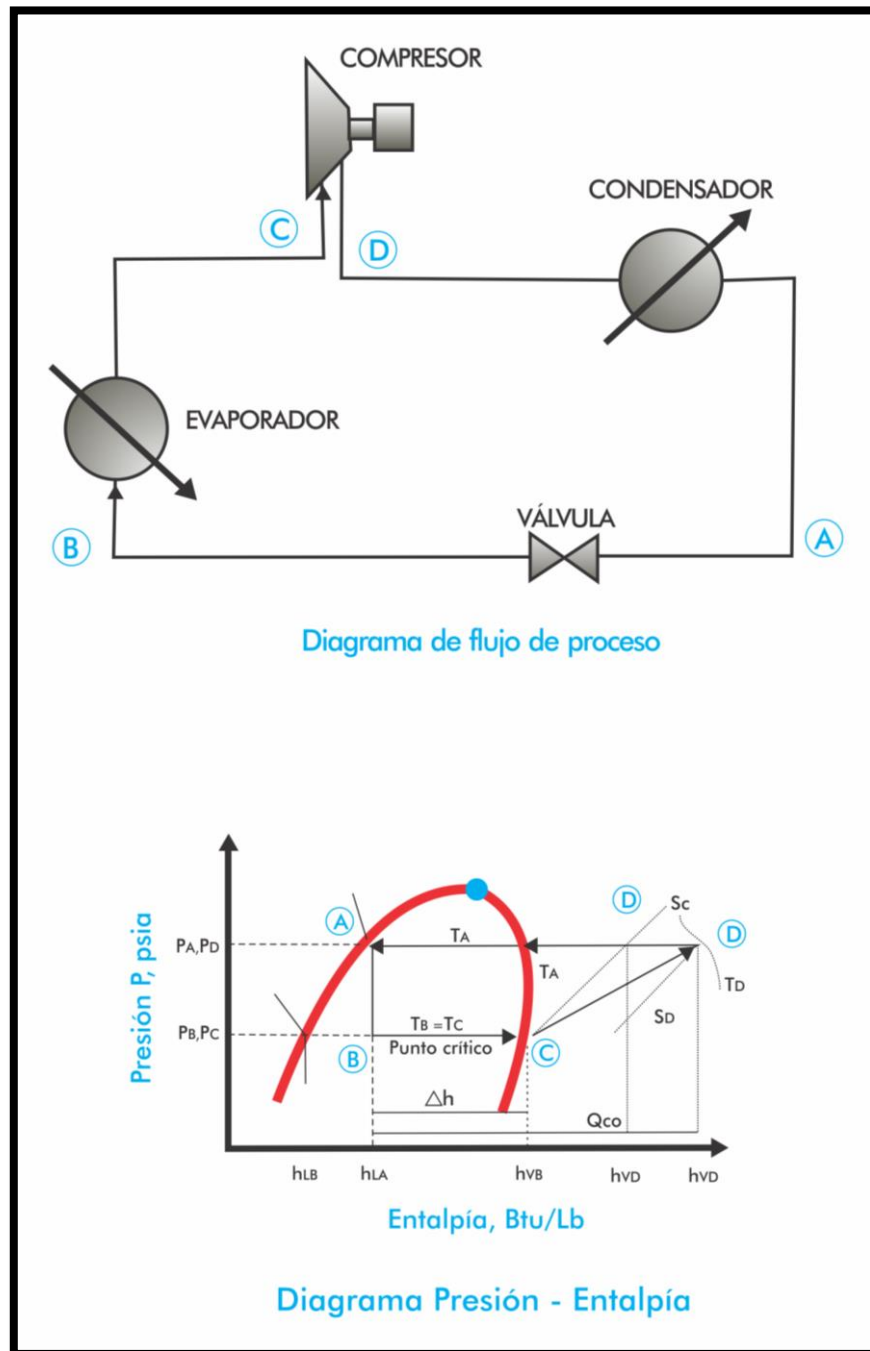
3. Etapa de compresión: Los vapores del refrigerante salen del chiller a la presión de saturación, P_C . La temperatura correspondiente es igual a T_C a una entalpía h_{VB} . La entropía en este punto es S_C . Estos vapores son comprimidos isoentrópicamente a una presión P_A a lo largo de la línea C- D'. La cantidad h_{VD} , está determinada por las propiedades del refrigerante a P_A y una entropía S_C .

4. Etapa de condensación: El refrigerante sobrecalentado, sale del compresor a P_A y T_D ; y es enfriado casi a presión constante y a la temperatura del punto de rocío, T_A , y los vapores de refrigerante se condensarán a temperatura constante.

Durante el proceso de sobrecalentamiento y condensación, todo el trabajo y el calor adicionado al refrigerante durante las etapas de evaporación y compresión, deberá ser removido para que el ciclo sea completado, alcanzando el punto A o punto de inicio del ciclo sobre el diagrama P-H, como se muestra en la figura 16.

La presión de condensación del refrigerante es una función del medio de enfriamiento disponible: aire, agua de enfriamiento u otro refrigerante. Como la descarga del compresor es vapor sobrecalentado, la curva de condensación el refrigerante no es una línea recta. Es decir, es una combinación de sobrecalentamiento y de condensación a temperatura constante. Este factor es de vital importancia a tener en cuenta para el diseño del condensador.

Figura 16 Diagrama Presión- Entalpía de un proceso de refrigeración.



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

3. TWISTER¹⁸

El sistema Twister es una revolucionaria tecnología de tratamiento de gas que puede ser usada para condensar y separar agua e hidrocarburos pesados del gas natural.

Sus aplicaciones incluyen:

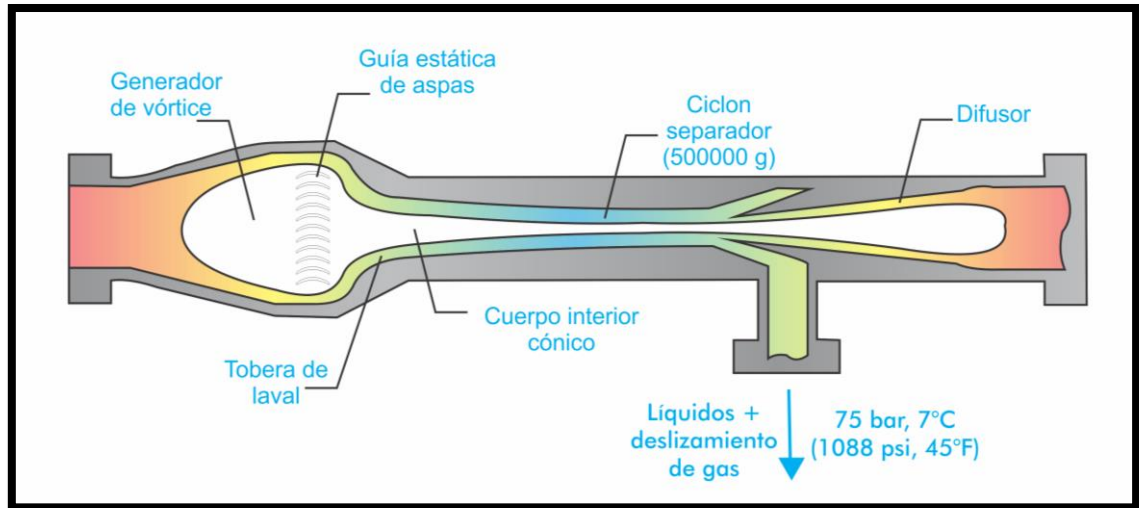
1. Deshidratación
2. Control de punto de rocío de hidrocarburos
3. Extracción de GNL
4. Reducción del valor de calentamiento

Nuevas aplicaciones bajo estudio incluyen tratamiento de gas combustible costa afuera para grandes derivados de las turbinas de gas, pretratamiento a las corrientes de las membranas de CO₂ y volumen de H₂S removido de las corrientes de la planta de endulzamiento.

El separador supersónico Twister tiene termodinámica similar a un turboexpander, combinando expansión, ciclón de separación gas-líquido y recompresión en un dispositivo tubular compacto. Mientras que un turboexpander transforma presión a potencia de rotación, twister alcanza una caída de temperatura similar por la transformación de presión a energía cinética (velocidad supersónica).

¹⁸ J.M BROUWER,H.D. EPSOM. Twister supersonic gas conditioning for unmanned platforms and subsea gas processing.2003

Figura 17 esquema de un quipo twister

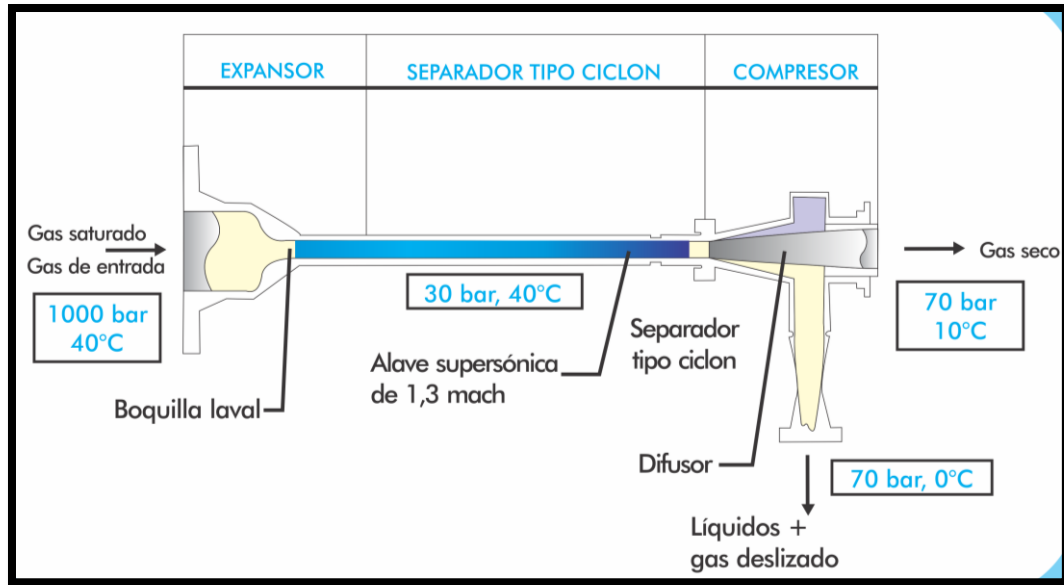


Fuente: TWISTER SUPERSONIC GAS SOLUTIONS. How does twister work.2009

La figura 18 muestra los conceptos básicos:

- Varias aspas guía de entrada generan una vorticidad de alta velocidad.
- Una boquilla laval es usada para expandir el alimento de gas saturado a velocidad supersónica, que resulta en baja presión y baja temperatura; esto conlleva a la formación de neblina de agua y gotas de hidrocarburo condensado.
- Altas vorticidades de los remolinos creados fuerzan a las gotas contra las paredes.
- Los líquidos son removidos del gas usando un separador ciclonico co-axial.

Figura 18 Etapas y conceptos básicos twister



Fuente: TWISTER SUPERSONIC GAS SOLUTIONS. How does twister work.2009

3.1. BENEFICIOS

La condensación y separación a velocidad supersónica son la clave de sus beneficios. Un tubo de Twister diseñado para 35 MMPCSD a 1450 psi (100 bar) es solo de 2 metros de largo y un diámetro de 150 mm. El tiempo de residencia dentro del separador Twister es solo milisegundos, así que no permite tiempo para la formación de hidratos y evitando el requerimiento de químicos para la inhibición de hidratos. La eliminación de los sistemas de regeneración química asociados evita la emisión perjudicial de BTX al medio ambiente. La simplicidad y confiabilidad de un dispositivo estático, sin partes rotatorias y operando sin químicos, aseguran una facilidad simple con alta disponibilidad, adecuada para operación en ambientes severos y costa afuera. Gracias a su diseño compacto y bajo peso puede ser instalado sobre plataformas pequeñas.

3.2. DISEÑO¹⁹

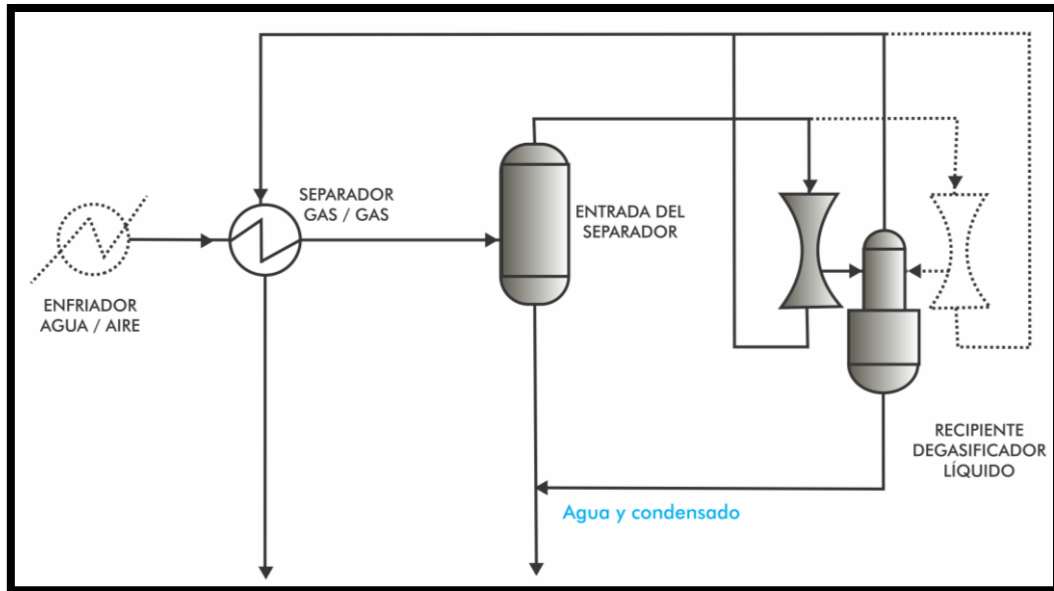
La figura 19 muestra el diagrama de flujo de un sistema Twister típico. El proceso en la tecnología Twister es una separación a baja temperatura (Low Temperature Separation; LTS), cuyo desempeño puede ser optimizado agregando enfriamiento a la entrada. Esto se puede lograr por la integración de calor usando el gas frío a la salida del Twister, complementado con enfriamiento con aire o agua de mar si es necesario. El separador a la entrada de la corriente de los tubos del Twister es diseñado para remover los líquidos producidos y prevenir la sobrecarga de sólidos. El gas de la entrada del separador pasa directamente a través de los tubos del Twister. Los líquidos separados por el Twister van a contener cerca de un 20 o 30% del total de la corriente de gas, que es removido en un desgasificador líquido y recombinado con la corriente de gas seco.

El gas seco de los tubos del Twister es mezclado con el gas del líquido del recipiente desgasificador y directamente a través del intercambiador gas-gas para enfriar el gas de alimento. El agua y el hidrocarburo condensado de la entrada del separador y el líquido del desgasificador normalmente irán a coalescer para remover el agua libre del condensado.

En el diseño de un sistema de tratamiento de gas basado en la tecnología Twister, los siguientes temas deben ser considerados:

¹⁹TWISTER SUPERSONIC GAS SOLUTIONS. How does twister work.2009

Figura. 19 Diagrama de flujo de un sistema Twister típico



Fuente: TWISTER SUPERSONIC GAS SOLUTIONS. How does twister work.2009

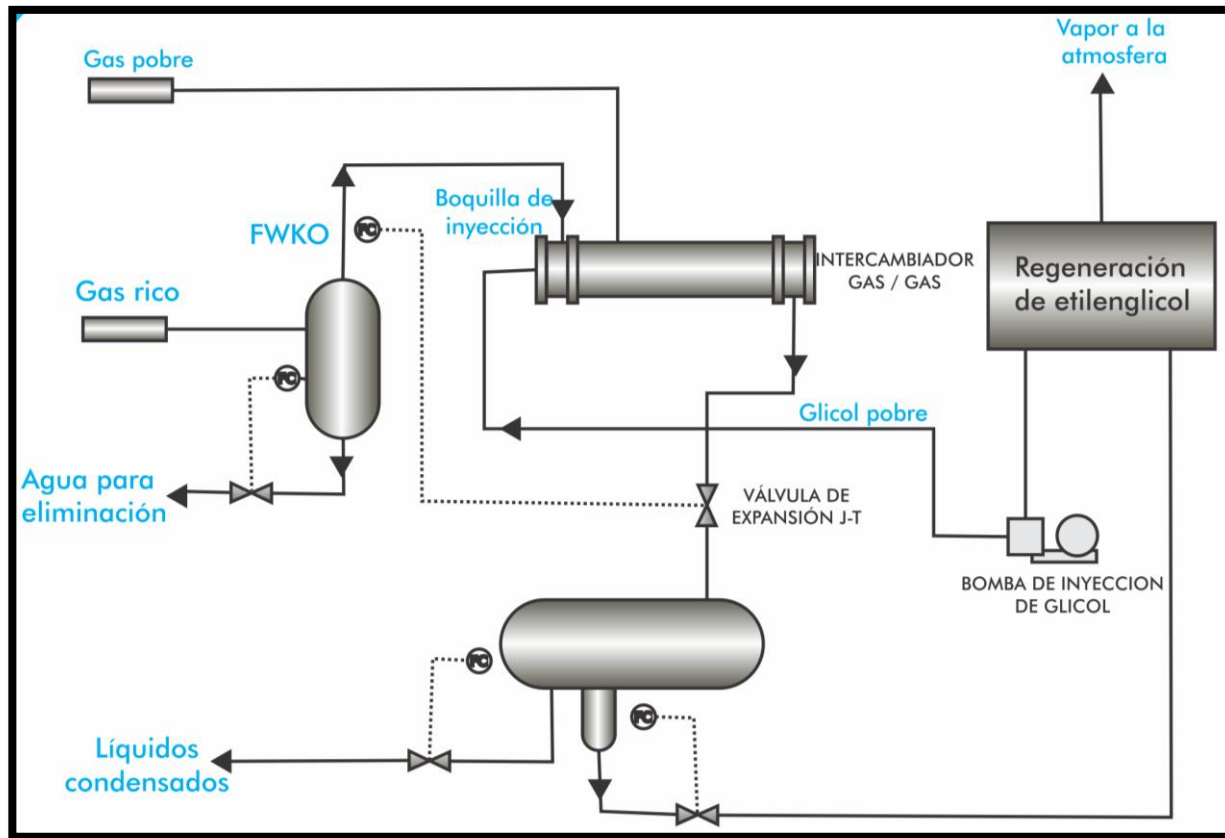
- El Twister es un equipo arreglado para flujo volumétrico. La velocidad del gas en el cuello de la tobera Laval siempre será exactamente de 1 mach (igual a la velocidad del sonido), ajustando el flujo a través del tubo. Un poco de flexibilidad en la cobertura puede ser alcanzada ajustando la presión de operación. Sin embargo, un sistema típico de twister incluye múltiples tubos de twister para proveer la flexibilidad de cobertura requerida.
- El Twister es un equipo de relación de presiones. Para cualquier presión de diseño, el gas se va a expandir normalmente a un 30% de la presión de alimento media y se va a recomprimir dentro de un rango de 65 a 80% de la presión de alimento a la salida del twister.
- Las condiciones supersónicas dentro de los tubos del twister son intolerantes para sólidos. Un cuidadoso diseño a la entrada del sistema de separación se requiere para capturar solidos más grandes de 15 micrones.

4. JOULE-THOMSON

La figura 20 muestra el esquema de funcionamiento típico de una planta joule-Thomson. El flujo de gas del pozo entra a un separador donde todo líquido condensado es removido, después el gas fluye a un intercambiador de calor donde el gas entrante es enfriado por la corriente del gas procesado. Una caída de presión se presenta a lo largo de una válvula de expansión y la temperatura del gas es reducida aún más. Los líquidos condensados son entonces separados de la corriente de gas en un separador de bajas temperaturas. El gas frío es encaminado a través de la entrada del intercambiador gas/gas para enfriar el gas entrante y luego enviarlo a venta. Debido al enfriamiento ocurren formaciones de hidratos que deben ser inhibidas, así que se inyecta etilenglicol corriente arriba del separador de baja temperatura en cantidades suficientes para disminuir la temperatura de formación de hidratos.

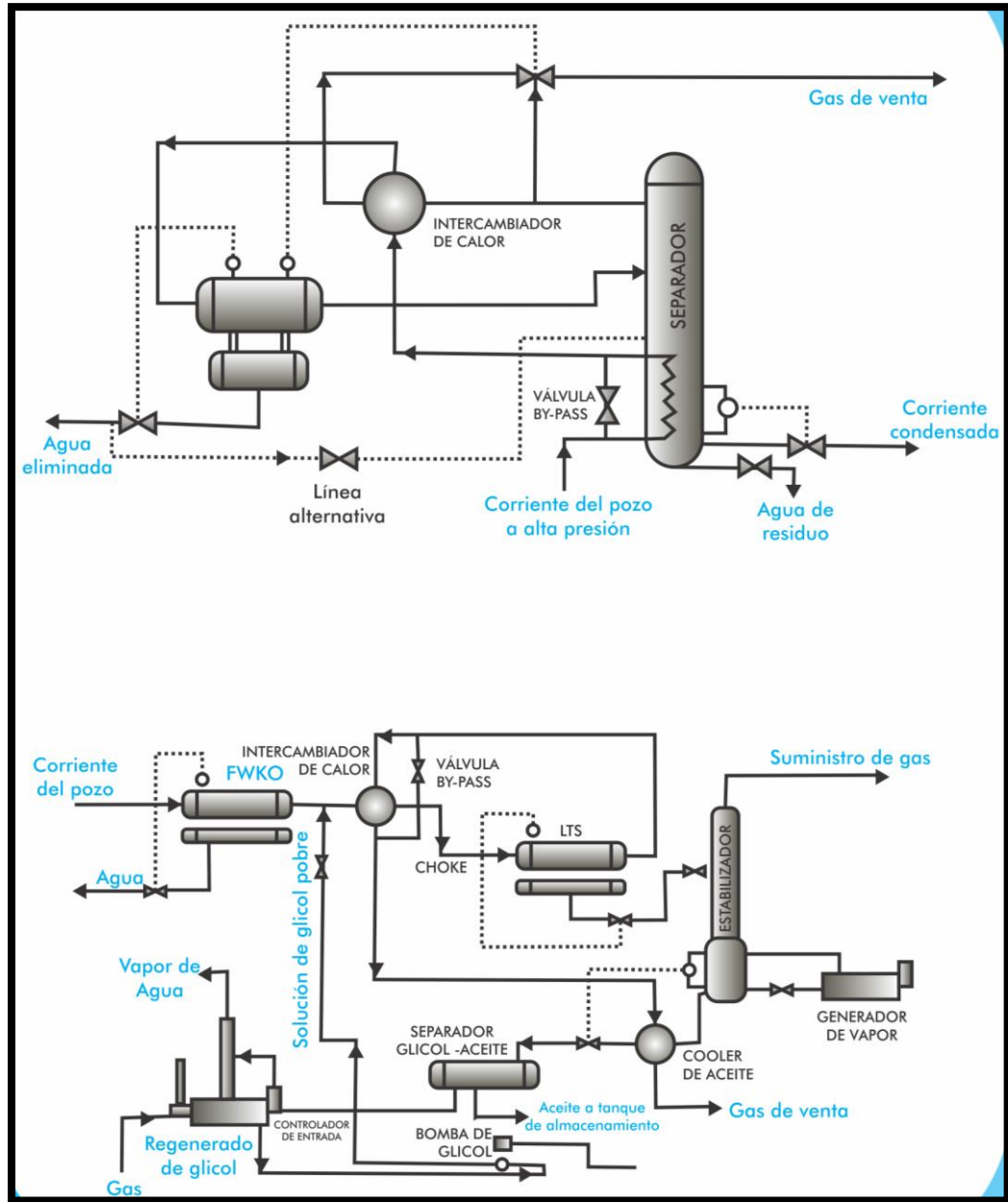
Las plantas joule Thomson son sistemas de simple y fácil operación. Sin embargo, tienen la limitación de que la presión fluyente de cabeza (presión con la que entra el gas de alimento del sistema) debe estar por lo menos en un rango entre 2000-3000 Kpa (300-500 psia) por encima de la presión de venta del sistema. Cuando el yacimiento se depleta al punto de que esta "condición" de presión no se encuentra, el proceso deja de funcionar como un método de control del punto de rocío a menos que se instale un compresor de entrada para mantener la presión dentro de los rangos requeridos o también puede ser instalada una refrigeración mecánica para enfriar el gas. Estas unidades son más comúnmente usadas para procesos de alta presión y de bajos flujos (menos de 10 MMPCSD).

Figura 20 Diagrama de Flujo del Proceso Para un Planta Joule-Thomson



Fuente: MOKHATAB, S., POE, W. & SPEIGHT J. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Massachusetts USA: Gulf Professional Publishing, 2006.

Figura 21 Dos esquemas de LTS



Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia. Modificada

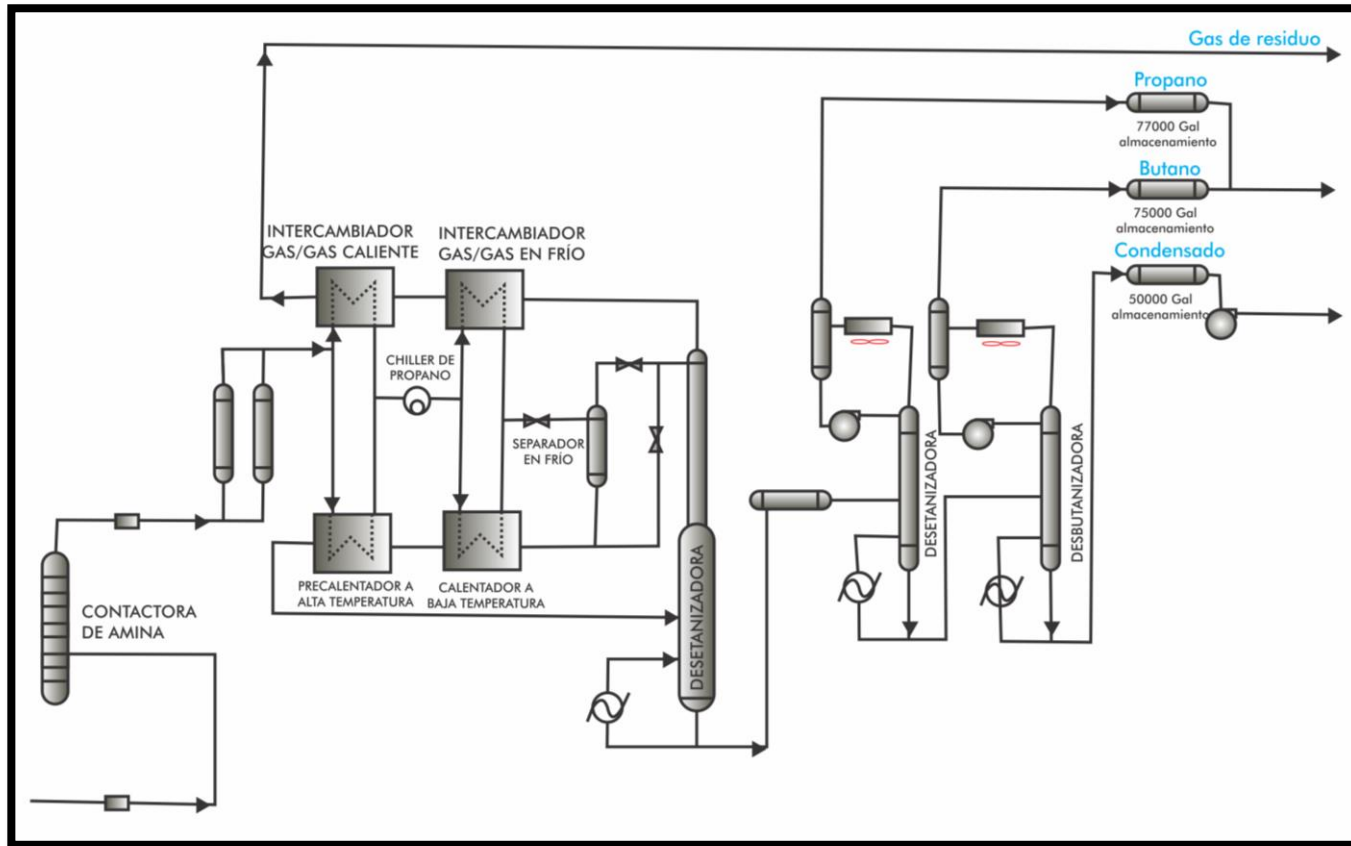
La figura 21. Muestra dos distintos esquemas de sistemas LTS o LTX. La figura 22 muestra un ejemplo de una planta joule Thomson. Este tipo de sistema es configurado como una planta turboexpander, pero el expander no esta instalado. La refrigeración mecánica es requerida para corrientes de gas rico y para obtener altos recobros. Esta planta tiene una caída de presión libre y el recobro de propano plus (C3+) es maximizado como se muestra a continuación:

Tabla 2. Porcentajes de recobro

	RECOBRO (%)
Etano	0
Propano	88
Butano	100
Pentano	100

Fuente: Autores

Figura 22 Planta Joule-Thomson



Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia. Modificada

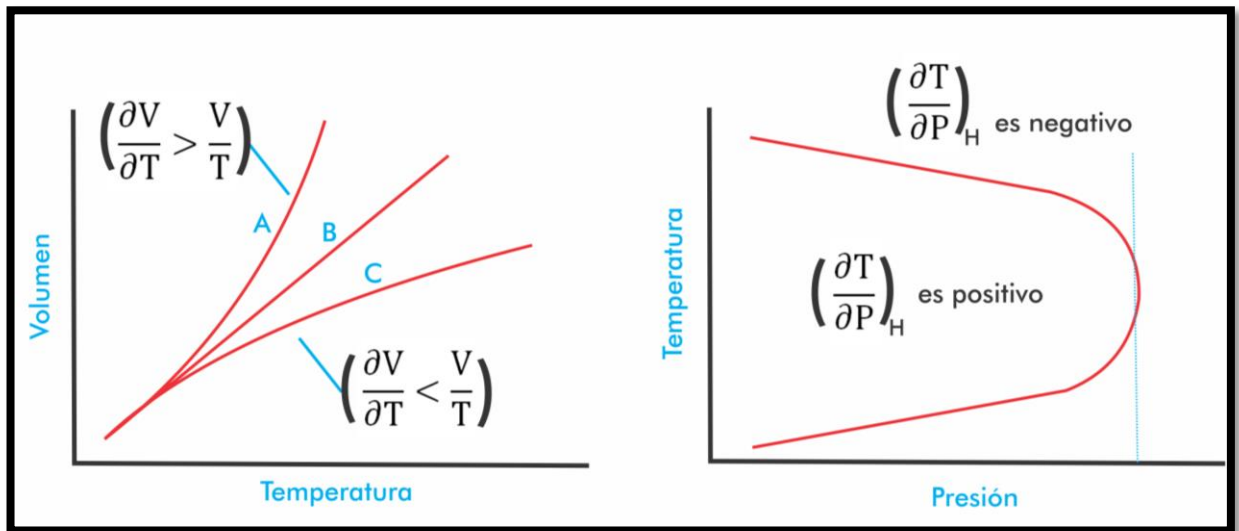
4.1. COMPORTAMIENTO DURANTE LA CAIDA DE PRESION A TRAVES DE LA VALVULA

La caída de presión a través de una válvula (choke) es un proceso isoentálpico, si no se forma liquido, la siguiente ecuación se puede aplicar:

$$\mu = \left(\frac{\partial v}{\partial P}\right)_H = \frac{[T\left(\frac{\partial v}{\partial P}\right)_P - v]}{c_p} \quad \text{Ec. 4.1}$$

El símbolo "μ" es conocido como el coeficiente joule Thomson. Puede ser positivo o negativo dependiendo del tamaño de los términos en el numerador.

Figura 23 comportamiento de gas en expansión



Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia. Modificada

La curva A arriba muestra el caso donde la pendiente instantánea es mayor que la pendiente promedio, luego entonces, el gas enfriara en expansión. En la curva de

gas C es justamente lo opuesto y calentara en la expansión. La curva B es para un gas ideal, el cual no cambia su temperatura durante la expansión.

Muchos gases muestran una característica donde la pendiente de la curva V-T cambia de signo. La temperatura a la cual la pendiente cambia de signo ($\mu = 0$) es conocida como la temperatura de inversión. La grafica de la derecha muestra la temperatura de inversión versus la presión. La forma mostrada es en general para todos los gases. Fuera de la curva, el gas representado puede calentarse a la expansión. Adentro, se enfría en expansión.

Debido a la localización de la curva, el hidrogeno se calienta en expansión a presiones normales, mientras la mayoría de hidrocarburos livianos se enfrían. A presiones muy altas del orden de los 60 Mpa (8700 psia), muchos de estos calentamientos ocurren normalmente en expansión.

Las curvas que muestran la caída de temperatura esperada para una caída de presión dada a través de un choke son solo aplicables si no se forma líquido en dicha expansión.

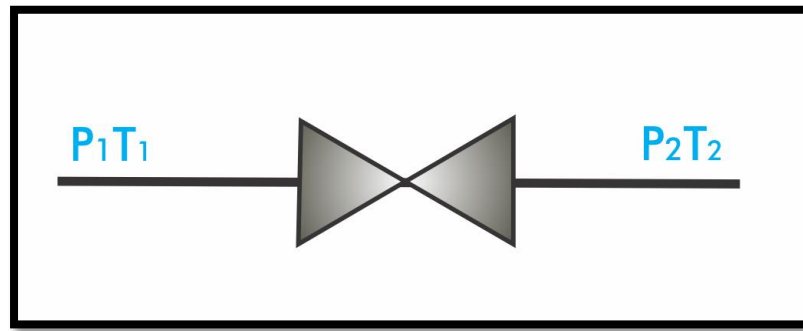
4.2. CONDENSACION DE LÍQUIDO A TRAVES DE UNA VALVULA

A través de la válvula la primera ley de la termodinámica se reduce a $h_1=h_2$. No hay trabajo posible y el proceso es casi adiabático. La cantidad de calor transferido a través del cuerpo de la válvula es pobre, y el gas esta adentro por poco tiempo. El cálculo es inherentemente de ensayo y error.

1. calcular el total de entalpia en la corriente de entrada a P1 y T1. si es una corriente de dos fases, la entalpia total se halla por la suma de las fases liquida y vapor.
2. Asumir temperatura desconocida T2.

3. Hacer un cálculo flash a P_2 y T_2 para hallar la cantidad relativa y hacer el análisis de cada fase.
4. Encontrar la entalpia total en el punto dos del flash anterior y a la temperatura asumida T_2 .
5. Si $h_2=h_1$, entonces se ha asumido la temperatura correcta, de lo contrario, se repiten los pasos 2-5 hasta que las h sean iguales, entre los límites de precisión deseados.

Figura 24 Esquema de P y T en válvula J-T

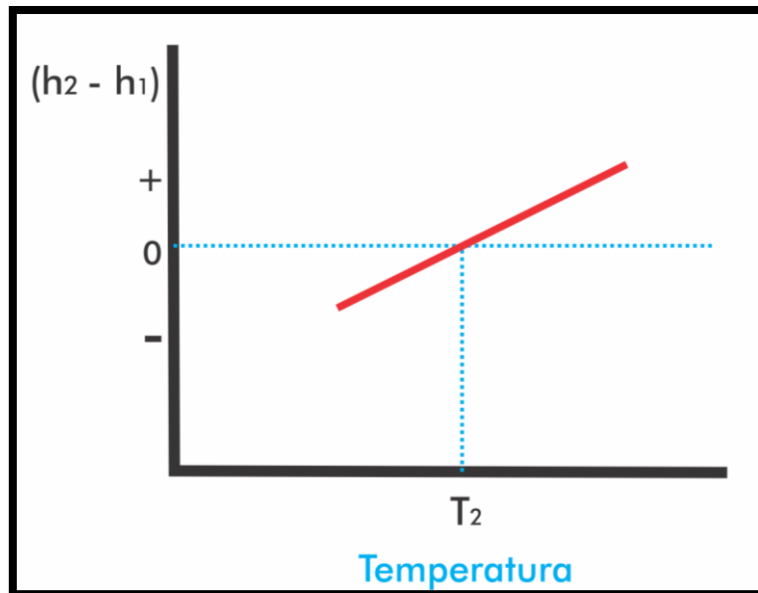


Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia. Modificada

Desde que el procedimiento anterior sea tedioso, se puede obtener una respuesta buena y razonable asumiendo dos temperaturas diferentes y graficándolas en la siguiente figura.

Una línea recta entre $h_2 - h_1$, encontrada para dos temperaturas asumidas, son unidas por una línea recta. La intersección a $h_2 - h_1 = 0$ da aproximadamente la T_2 verdadera.

Figura 25 Diagrama entalpia vs t para calculo de T₂



Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia. Modificada

Para los sistemas mostrados en la figura 25, la corriente de gas entrante es enfriada por el gas saliente separado antes de ir al choke. Todo lo conocido son las condiciones de entrada y composición y las condiciones de venta del gas de salida. Estas arreglan la caída de presión a través del intercambiador de calor y choke en serie. La caída a través de esta parte (former) no debe exceder los 70 Kpa (10 psi). El siguiente procedimiento se sugiere:

1. Asumir la temperatura corriente abajo del intercambiador gas-gas
2. Hacer un cálculo flash a esta temperatura y presión de entrada, menos 70 Kpa.
3. Determinar la entalpia total de la corriente a este punto de la composición en el paso 2.
4. Usar el procedimiento anterior para un choke y así hallar la temperatura en el separador de baja temperatura.
5. Correr el flash a condiciones de separador.
6. Hallar la entalpia del vapor que deja el separador.

7. El ΔH del gas de venta debe ser igual al ΔH del gas de entrada a través del intercambiador gas-gas. Si no se halla un valor correcto, los pasos 1-6 deben repetirse.
8. Una vez hecho el paso 7, el intercambiador de calor debe ser hallado por principios de transferencia de calor.

Se requiere un cálculo flash en la entrada de gas al intercambiador gas-gas si se trata de dos fases y si la cantidad relativa para cada fase no se conoce.

El procedimiento anterior ilustra las condiciones generales que deben satisfacerse para todos los sistemas donde la expansión a través de una válvula interviene. La expansión a través de una válvula puede ser la decisión mas apropiada de mas de un expansor pero la caída de temperatura es menor y no hay trabajo útil producido.

4.3. CALCULO DE CURVA DE INVERSION²⁰

Existen varios modelos y formas de predicción de las curvas de predicción, y distintos modelos propuestos, Heyes y Llaguno propusieron un nuevo procedimiento dinámico molecular para determinar la curva de inversión para algunos fluidos. Para el estudio de gases naturales y modelamiento de procesos de expansión se destaca el realizado por W.G. Kortekaas , se realizaron pruebas para seis muestras de gas condensado, un aceite volátil y un aceite negro del Mar del Norte.

Ellos obtuvieron una representación de la curva de inversión para una muestra de gas condensado, utilizando la ecuación de estado SRK, tal como se muestra en la

²⁰CHUCHIMAQUE LUGO JULIAN EDUARDO, Evaluación del efecto joule-thomson y el holdup de líquido en sistemas de transporte de gas natural. Universidad industrial de Santander. 2006

Fig. 4.7 El gas tiene una composición: 70.85% de metano, 8.53% de etano, 4.95% de propano, 1.26% de n-Butano, 0.75% de i-Butano, 3.31% de C5+, 8.64% de CO2, 0.71% N2.

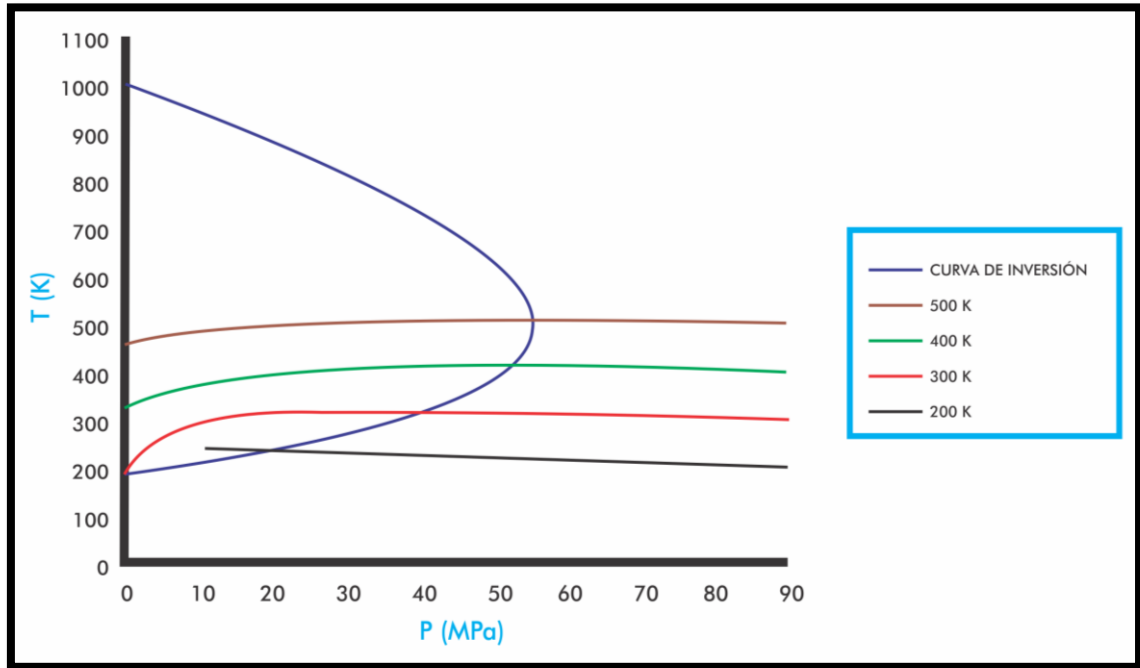
De la Fig. 4.7 observamos que se va a producir calentamiento solo para presiones elevadas, otra observación importante es que a medida que aumenta la temperatura inicial (líneas de 200, 300, 400 y 500 K) se incrementa el valor de temperatura y presión de inversión para un valor de entalpia constante. Otra conclusión del estudio es que entre mayor densidad posea el gas, mayor va a ser el cambio de temperatura observado para los mismos valores de caída de presión.

La curva de inversión puede ser calculada de cualquier ecuación de estado que satisfaga la condición dada por la ecuación 4.2 o 4.3, para las cuales el coeficiente de Joule-Thomson es igual a cero.

$$T \left. \frac{\partial v}{\partial T} \right|_v - v = 0 \quad \text{Ec. 4.2}$$

$$T \left. \frac{\partial v}{\partial T} \right|_v + T \left. \frac{\partial P}{\partial v} \right|_T = 0 \quad \text{Ec.4.3}$$

Figura 26 Curva de inversión y cálculos isoentálpicos para un gas condensado.



Fuente: CHUCHIMAQUE LUGO JULIAN EDUARDO, Evaluación del efecto joule-thomson y el holdup de líquido en sistemas de transporte de gas natural. Universidad industrial de Santander. 2006

Juris y Wenzel obtuvieron expresiones analíticas para ambas ecuaciones de estado expresadas en términos de temperatura y volumen. Sin embargo, contrario a Dilay y Heidemann, este estudio trabaja con mezclas multicomponentes..

5. TURBOEXPANDER²¹

Las plantas criogénicas de gas son construidas alrededor de un proceso que produce muy bajas temperaturas en orden para afectar las propiedades del gas natural, sabiendo que causa que los componentes del gas se condensen a líquido. Los componentes del gas que se condensan forman una mezcla de hidrocarburo líquido conocida como Líquidos del Gas Natural o LGN. La mezcla de LGN contiene un número de valiosos hidrocarburos que pueden ser separados subsecuentemente en productos individuales, como propano, gasolina y materias primas petroquímicas.

El procesamiento de gas tiene a su disposición numerosos procesos que son capaces de remover LGN de una corriente de alimento de gas natural. Cada uno de estos procesos tendrá aplicación cuando se demuestre que es el mejor proceso para una situación dada.

Los procesos criogénicos son la aplicación más económica para recuperar un alto porcentaje de todos los hidrocarburos más pesados que el metano. Específicamente, los procesos criogénicos tienen como objetivo recobrar etano e hidrocarburos más pesados, como propano, butano y componentes de la gasolina. Diferentes variaciones de estos procesos son capaces de remover más del 85% del etano y esencialmente de todos los hidrocarburos más pesados hallados en el gas natural producido. En contraste, otros procesos pueden ser más apropiados cuando el objetivo es recobrar solamente propano y componentes más pesados.

²¹MOKHATAB, S., POE, W. & SPEIGHT J. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Massachusetts USA: Gulf Professional Publishing, 2006.

La principal ventaja de la planta criogénica, en términos de recobro producido, es por lo tanto la habilidad para recuperar etano.

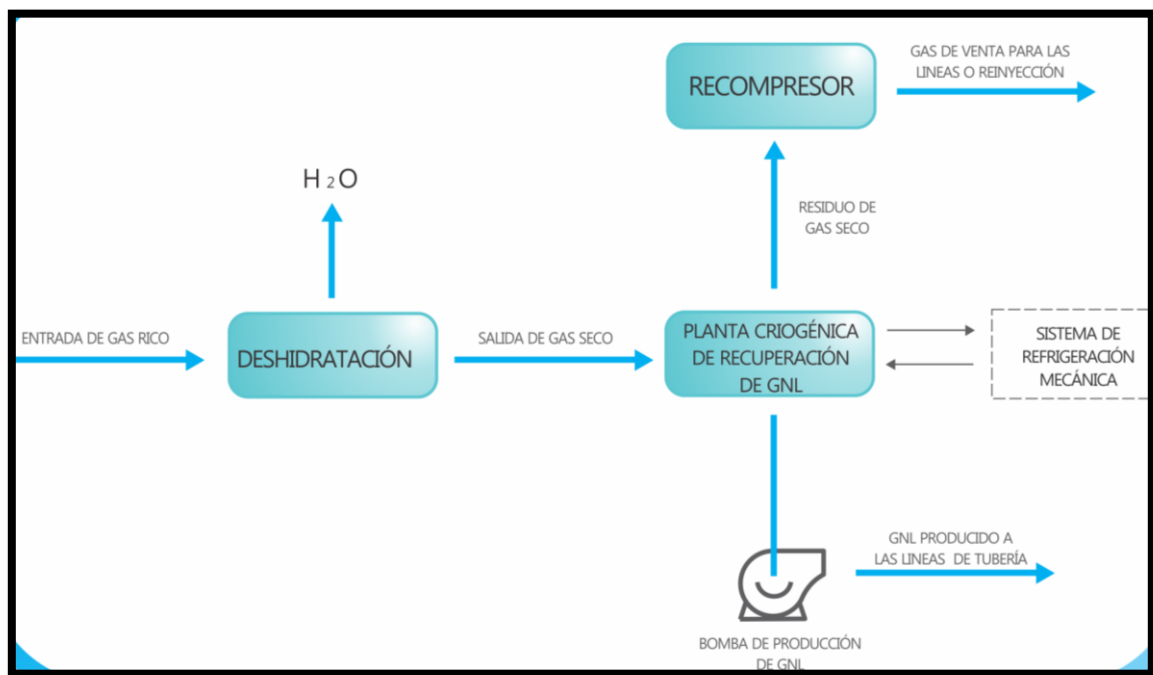
El corazón de la planta criogénica de gas es una maquina llamada turboexpander o expander para hacerlo más corto. El expander es una turbina que usa la alta presión del gas para mover una rueda puesta sobre un eje. El expander emplea ciertos principios de la termodinámica para producir temperaturas extremadamente bajas, cerca de los $-84\text{ }^{\circ}\text{C}$ a los $-109\text{ }^{\circ}\text{C}$ (-120 a $-165\text{ }^{\circ}\text{F}$) para plantas criogénicas típicas. Como el gas pasa a través de la turbina, su presión es ampliamente reducida, causando una caída de presión significativa. Como el gas “se expande” a través de las hojas de la turbina esto también hace trabajo al rotar el eje. Cuando el gas hace su trabajo, su energía interna es reducida, causando que la temperatura resultante disminuya aún más. Las bajas temperaturas producidas son lo suficientemente frías para condensar los hidrocarburos del LGN, incluyendo el etano.

El eje de la turbina transmite su trabajo a la “carga”. La carga en la mayoría de los casos es un compresor agregado a otro al final del eje, pero podría ser también una bomba o un generador. Usualmente el agregado es un compresor centrífugo de una sola etapa llamado compresor booster o compresor brake. Su trabajo es impartir un incremento de presión a la baja presión del gas, después de que los líquidos del LGN han sido condensados y removidos. Este gas, se llama gas residual, es en su mayoría puro metano (95% o más) y es enviado a un compresor adicional para transportarlo por tubería o tal vez reinyectarlo en la formación de la producción.

Lo restante de la planta criogénica consiste en una torre fraccionadora que estabiliza el LGN recuperado mediante el recobro de cualquier metano, y varios intercambiadores de calor que hacen el proceso mucho más eficiente.

La planta criogénica básica es mostrada en el diagrama de flujofuncional, figura 27. El gas que viene a la entrada de la planta es húmedo (saturado con vapor de agua) y rico (contiene LGN hidrocarburo). El primero debe ser deshidratado para remover prácticamente todo el vapor de agua que contiene, o el hielo (hidrato) va rápidamente a taponar la planta criogénica. Esto produce un gas de alimento para las partes más frías de la planta criogénica que está seco y rico. Como el gas fluye a través de la planta fría, el LGN es condensado y eventualmente bombeado afuera como un producto líquido. El gas de residuo que está seco; ira a recompresión, donde su presión es incrementada lo suficiente para conseguir entrar en una línea de transmisión de gas.

Figura 27 Sistema de refrigeración mecánica asociado al proceso turboexpander



Fuente: MOKHATAB, S., POE, W. & SPEIGHT J. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Massachusetts USA: Gulf Professional Publishing, 2006.

Algunas plantas criogénicas requieren refrigeración externa para condensar LGN. Esto normalmente se hace cuando el alimento de gas es excepcionalmente rico. El bloque a trazos en la figura 27, representa un sistema de refrigeración mecánica que es usado para este propósito.

5.1 ELEMENTOS DE UNA PLANTA TURBOEXPANDER²²

Mientras que hay muchas variaciones posibles en el diseño de una planta de recobro de LGN, todas ellas están compuestas solamente por un pequeño tipo de equipos. Estas piezas del equipo pueden diferir de una planta a otra en términos de número de empleados, tamaño y diseño completo, pero sus funciones son siempre las mismas. Los tipos de equipo descritos a continuación son por lo tanto los bloques de construcción básica de la planta turboexpander.

5.1.1 Deshidratación del gas

El gas producido que fluye a través de la planta de procesamiento lleva vapor de agua como parte de toda la mezcla. La cantidad de vapor de agua presente depende de la presión y temperatura del gas, pero podemos estar seguros que para cualquier combinación de presión y temperatura dada, el gas va a llevar tanta agua como pueda. Se dice que el gas está saturado con vapor a sus condiciones de temperatura y presión. Si este vapor de agua permanece en el gas tanto como lo enfriamos en la planta criogénica, se congelara en hielo solido o formara hidratos con otros componentes del gas que rápidamente taparan la tubería y el equipo a través del cual pasa. Este vapor de agua debe por lo tanto ser removido a través del proceso de deshidratación antes de admitir el gas a la planta turboexpander. Ver figura 28

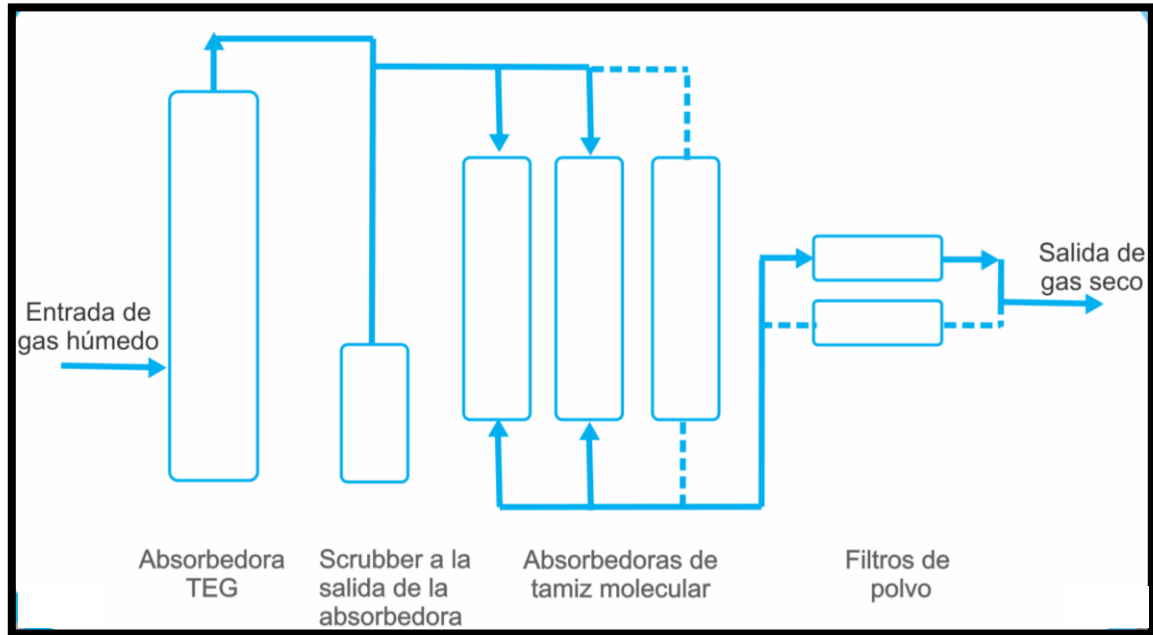
²²CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia. Modificada

El proceso de deshidratación no removerá todo el vapor de agua tenido por el gas (esto no sería ni práctico ni económico). En lugar de eso, se usa el proceso de deshidratación para remover el agua para concentraciones que sean lo suficientemente bajas para permitir congelamiento o problemas de hidratos. En pocas palabras, deshidratamos el gas a la temperatura del punto de rocío del agua que es varios grados por debajo que la temperatura más baja esperada en cualquier lugar de la planta criogénica. Por ejemplo, si la temperatura más baja esperada en el proceso es -90°C (-130°F), el gas probablemente será deshidratado a un punto de rocío tan bajo como -96°C (-141°F), y más bajo, si es posible.

5.1.2 Intercambiadores de calor

Pasando a través de la planta turboexpander, la entrada del gas puede tener su temperatura reducida unos 146°C (263°F). Esto asume que el gas entra a la unidad a 38°C (100°F) y es enfriado a una temperatura tan baja como -108°C (-163°F) en la región más fría de la unidad. Esta temperatura indica que la mayor cantidad de calor es removida en la planta criogénica. En orden para operar eficientemente, las plantas criogénicas hacen uso extenso del equipo intercambiador de calor.

Figura 28 diagrama de proceso de deshidratación con TEG seguida con tamiz



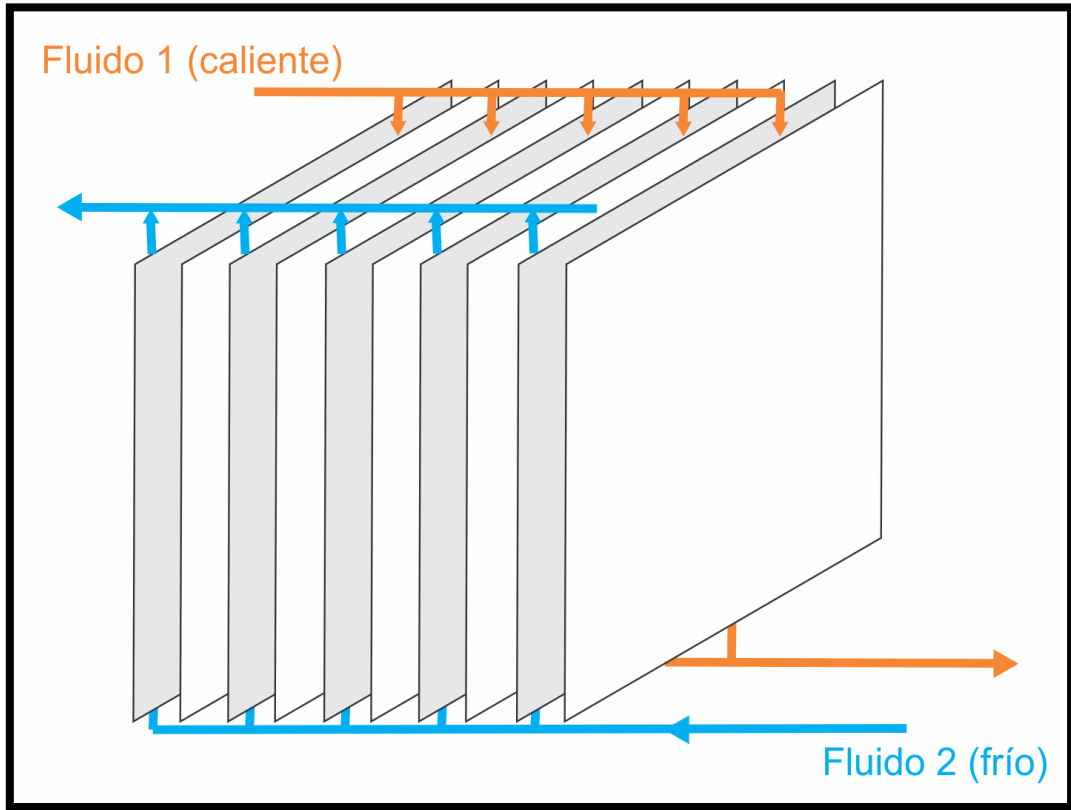
Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia. Modificada

El primer intercambio de calor en cualquier planta criogénica es en la entrada en el intercambiador gas – residuo de gas. En este intercambiador el gas caliente en la entrada da su calor para enfriar el residuo del gas que en cambio se calienta. El diseño completo de esta importante pieza del equipo puede variar enormemente de planta a planta y pueden existir uno, dos o más niveles para intercambiar calor. Este es el caso de cuando múltiples intercambiadores son usados para intercambiar calor en varios rangos de temperatura intermedios; el efecto combinado es el de un gran intercambiador con un número de entradas y salidas. Sin embargo, independientemente del diseño, es común que hasta un 85% del enfriamiento del gas a la entrada tome lugar en las unidades de intercambiadores gas-gas. (El 15% restante toma lugar en el turboexpansor).

Otras aplicaciones de intercambiadores de calor en plantas criogénicas incluyen enfriadores de refrigeración mecánica, desmetanizadora y recalentadores, y condensadores desmetanizadora

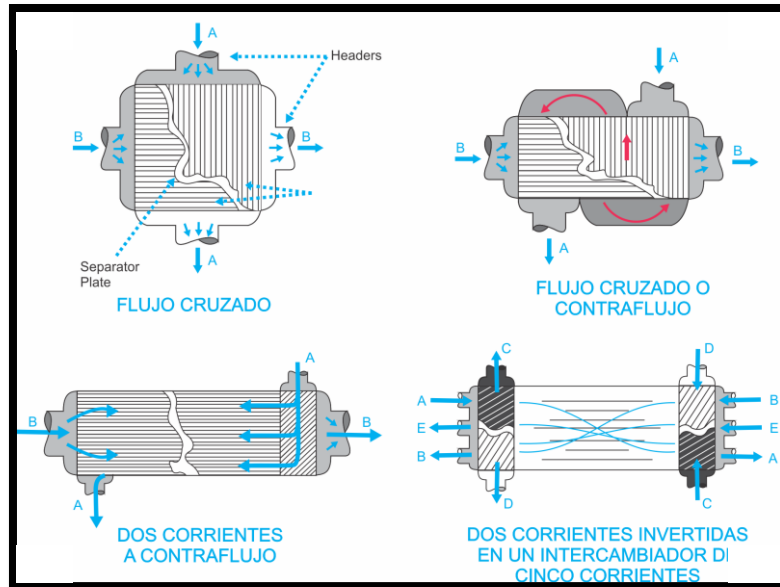
5.1.2.1 Intercambiadores de calor con placas de aluminio soldado. La elección más popular por mucho para aplicaciones criogénicas son los intercambiadores de calor con placas de aluminio soldado. El corazón de la construcción de estos intercambiadores es similar a una baraja de cartas paradas en el borde; que es, un montón de placas verticales. Estas placas están sellados a lo largo de sus bordes por soldaduras al final de las piezas. El centro está usualmente suspendido por su tope y esto le permite suspenderse libremente, lo cual permitirá la expansión y contracción termal sin restricciones. El flujo a través del intercambiador es generalmente vertical (orientaciones horizontales son algunas veces preferidas), con el extremo caliente en el tope y el extremo frío en la base. (Fig 29) Los patrones de flujo se mostrados en la figura 30; ellos pueden ser de flujo cruzado o flujo a contracorriente, una combinación de cruzado/contracorriente o complejo. Cualquier corriente dada puede ser diseñada para hacer múltiples etapas.

Figura 29 Diseño básico Intercambiadores de calor con placas de aluminio soldado



Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia. Modificada

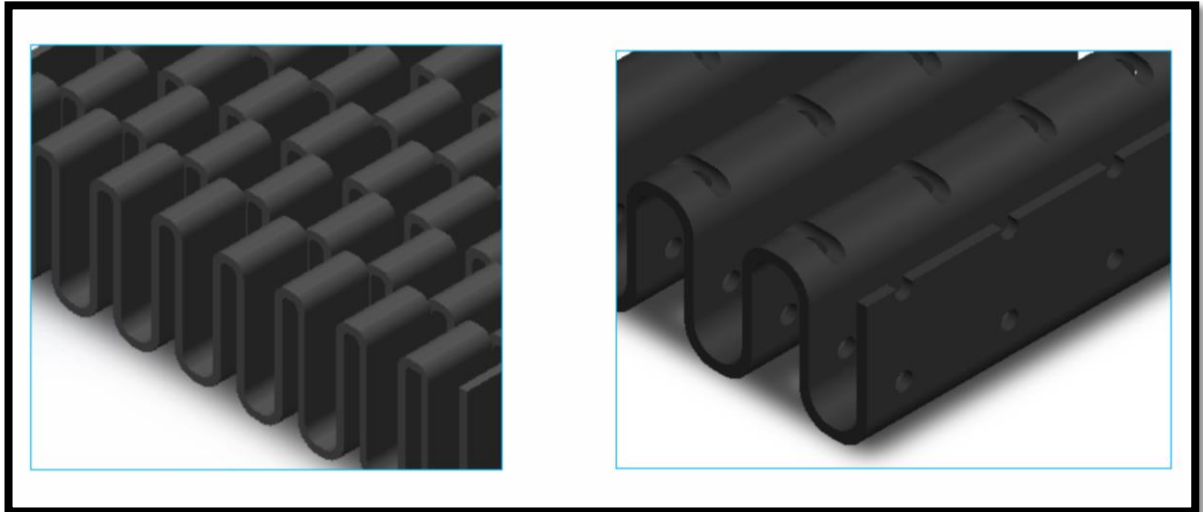
Figura 30 Regimenes de flujo en intercambiadores de calor



Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia. Modificada

El espacio entre las placas es llenado con acordeones con forma de aletas de varios diseños que dan una apariencia en el borde similar a la sección a través de cartón arrugado (Figura 31). El efecto de las aletas incrementa el área total de intercambio y ayuda a asegurar el flujo turbulento necesario para la transferencia de calor.

Figura 31 Esquema de tipos de aletas, lanceado (izquierda) y perforados (izquierda).



Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia. Modificada.

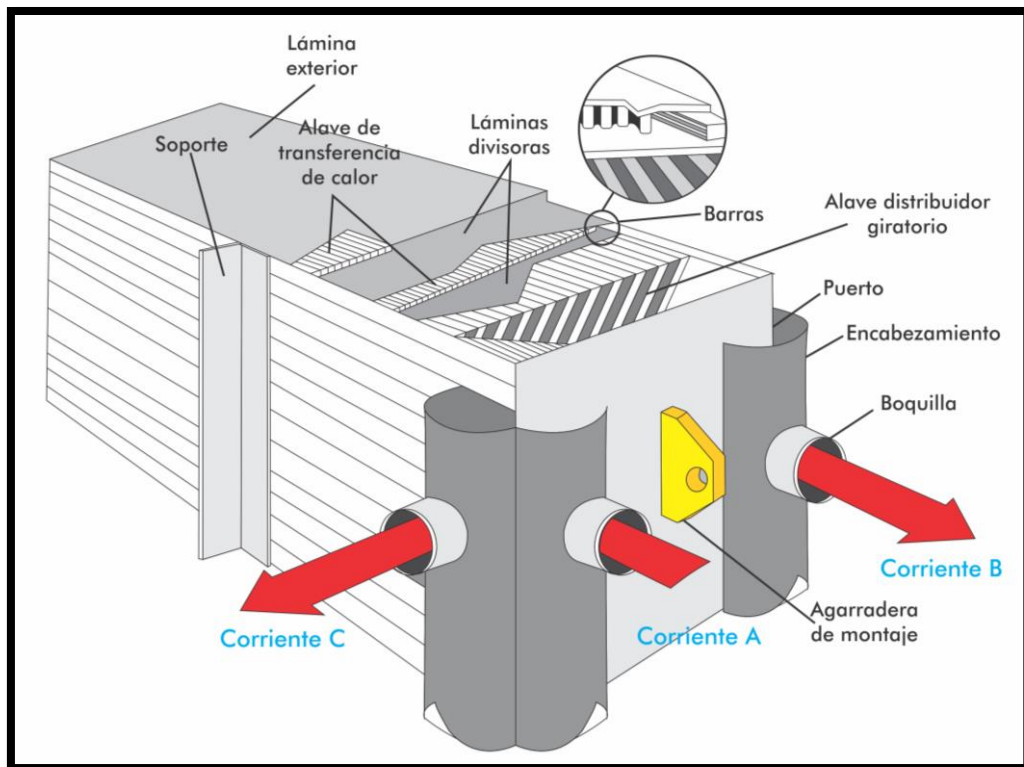
Las corrientes del proceso pueden ser de líquido o de gas y pueden envolver cambios de fase como la vaporización de un líquido o la condensación de un vapor; los intercambiadores de calor de placas de aletas (o secciones del mismo) pueden por lo tanto ser usadas como enfriadores, recalentadores o condensadores. Estos intercambiadores cubren el potencial completo para transferir calor latente y calor sensible.

Los intercambiadores de calor con placas de aluminio soldado tienen más alta eficiencia por su tamaño y peso que los de tubo y carcasa. El costo por pie cuadrado de intercambio de calor en área superficial es más bajo que los intercambiadores de carcasa y tubos de acero al carbón, ya que debido al bajo coeficiente de intercambio de calor, requieren más área superficial para hacer el mismo trabajo. Las propiedades a baja temperatura del aluminio son como las del metal que se vuelve más fuerte a medida que disminuye la temperatura y aumenta

la presión (hasta 1400 psig); las aplicaciones a baja temperatura no son un problema.

Los intercambiadores con placas son a menudo construidos en diseños complejos que proveen intercambio de calor simultaneo como mucho entre 8 o 10 corrientes diferentes. (La figura 32 muestra un intercambiador de 3 corrientes). El resultado de hacerlo es la creación de una compleja red de intercambiadores simples, en paralelo o en serie, que serán imposibles de duplicar con los intercambiadores de carcasa y tubo. Esto produce eficiencias en el intercambio de calor más altas en la unidad de proceso completa y tiene beneficios prácticos en la reducción de costo de capital (pocos intercambiadores) y costos de operación (utilidades de enfriamiento y calentamiento).

Figura 32 Intercambiador 3 de corrientes



Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia. Modificada.

5.1.3 Separadores

La planta turboexpansora requiere uno o más separadores. Los hidrocarburos líquidos se van a condensar a través de varias secciones de la planta en los que la corriente de alimentación se enfría. Los separadores recogen estos líquidos y después los arrojan a la torre desmetanizadora en la ubicación de varias corrientes que corresponden a la composición esperada para cada corriente de líquido. Tal vez la función más importante de cada separador es prevenir líquidos a la entrada del turboexpansor, donde pueden ser peligrosos. Los separadores al alimento de los intercambiadores están equipados con eliminadores de niebla y alarmas de altos niveles de líquido y cierres para prevenir que esto ocurra.

5.1.4 Compresor expansor

El expansor es una turbina de un solo impulsor similar a una turbina de vapor. Esta es una máquina de rueda libre que reduce la presión y la temperatura de una corriente de gas y convertir la energía de la presión del gas en trabajo útil. El trabajo es extraído por un compresor centrífugo acoplado directamente, que recomprime la corriente de gas después de que los líquidos del LGN han sido extraídos (Las ruedas del expansor y el compresor ocupan los extremos opuestos de un eje común). Esta combinación de expansor y compresor en una sola maquina es conocido como Expansor/Compresor, Expansor/compresor de freno y Expansor/Compresor aumentador de presión, siendo el más común.El expansor/compresor es el corazón de una planta criogénica

5.1.5 Válvula Joule-Thomson

La válvula J-T es una parte requerida de la planta turboexpander, incluso cuando se piensa que es raramente usado. Esta es más bien una válvula de control

ordinaria usada para la caída de presión y expandir el volumen a presión alta, de gases ricos en hidrocarburos de LGN. La combinación de reducción de presión e incremento de volumen resulta en temperaturas lo suficientemente bajas para causar la condensación del LGN. Este fenómeno de enfriamiento es conocido como el efecto Joule-Thomson, llamado así por los dos primeros físicos que lo explicaron y lo aplicaron.

La combinación de expansión de gas y extracción de trabajo que toma lugar en un expansor da como resultado temperaturas más bajas y por lo tanto mayor cantidad de líquido condensado que pueda ser logrado con una válvula J-T (la válvula J-T no hace trabajo). Todas las instalaciones de expansores incluyen una válvula J.T montada en paralelo al expansor, sin embargo, la válvula J-T es necesaria para:

1. Inicio de las operaciones de la planta.
2. Manipulación de flujo de gases que exceden la capacidad del expansor
3. Continuar la operación durante los tiempos en los que el expander es bajado para su mantenimiento.

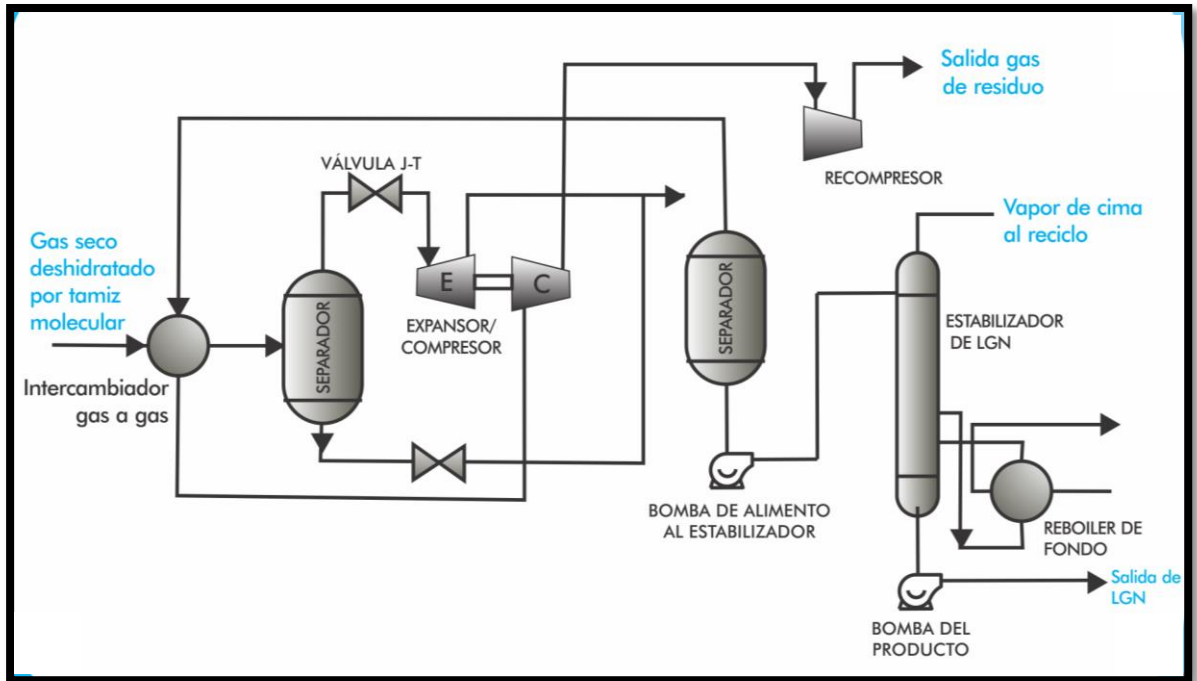
5.1.6 Desmetanizadora

Los desmetanizadores de antes eran realmente estabilizadores de LGN alimentados por el tope usados para recalentar residuos livianos indeseados. Un estabilizador produce vapor sobrecalentado y un producto de fondo que ha tenido reducido su contenido de hidrocarburos livianos indeseados; podemos llamar este líquido LGN estabilizado. Un estabilizador era usado en conjunto con un estabilizador al alimento del separador y un estabilizador en el alimento de la bomba. Las últimas modificaciones eliminaron la necesidad para el alimento de la bomba poniendo el separador (también llamado separador campana) directamente en el tope de la columna estabilizadora, dando como resultado la silueta familiar de las torres desmetanizadoras de hoy. (Figura 33 y 5.8) Una

tendencia desde comienzos de 1980 ha sido instalar bandejas en la campana de separación y agregado el reflujo al tope de la torre con el propósito de mejorar el recobro de etano. Las torres desmetanizadoras están normalmente hechas de acero inoxidable.

La parte de estabilizadores de la columna vertical desmetanizadora usualmente contiene 20 o 30 bandejas (usualmente bandejas tipo válvula) o el equivalente en secciones empaquetadas. Los líquidos caen de la campana de separación fluyendo hacia abajo, contactándose con el vapor más caliente extraído que sube desde el fondo de la columna y el rehervidor (El rehervidor es un intercambiador de calor que provee al proceso el calor necesario para crear la extracción de vapor). De esta forma ningún metano disuelto se vaporizara y fluirá hacia arriba y hacia afuera con el vapor sobrecalentado de la torre. El LGN líquido continua fluyendo hacia la base de la columna y es removido C2 desmetanizado y LGN. La cantidad de metano residual en este producto es controlada por el ajuste de la entrada de calor al rehervidor, y por lo tanto la rata de ebullición de vapor caliente extraído.

Figura 33 planta turboexpander con estabilizador y bomba de alimentación

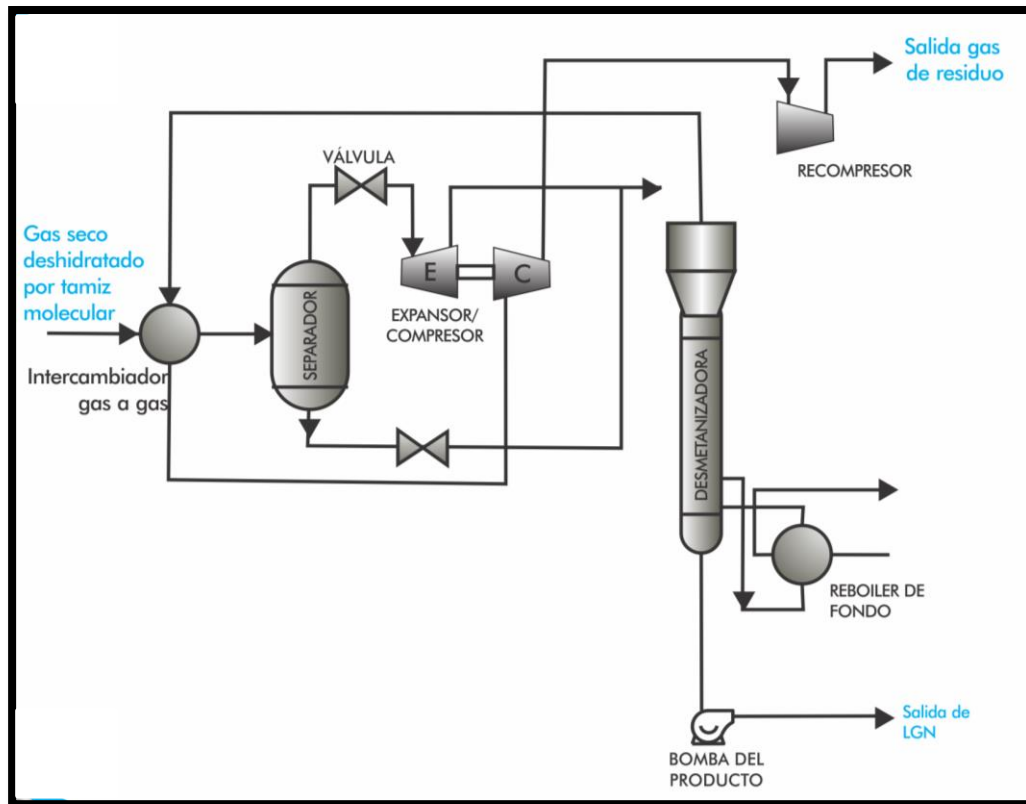


Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia. Modificada.

Hay bastantes variaciones posibles en las instalaciones de una desmetanizadora, algunos de los que son diseños patentados que pretenden aumentar el recobro de LGN, reducir el calor requerido para el proceso u ofrecer flexibilidad para recuperar o rechazar etano como parte del LGN producido hasta una variedad de condiciones.

Los principios de la operación de la desmetanizadora caen bajo el título de operaciones de transferencia de masa o estabilización o fraccionamiento (los reflujos de la desmetanizadora ciertamente pueden ser clasificados como fraccionadores).

Figura 34 Esquema de turboexpander



Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia. Modificada.

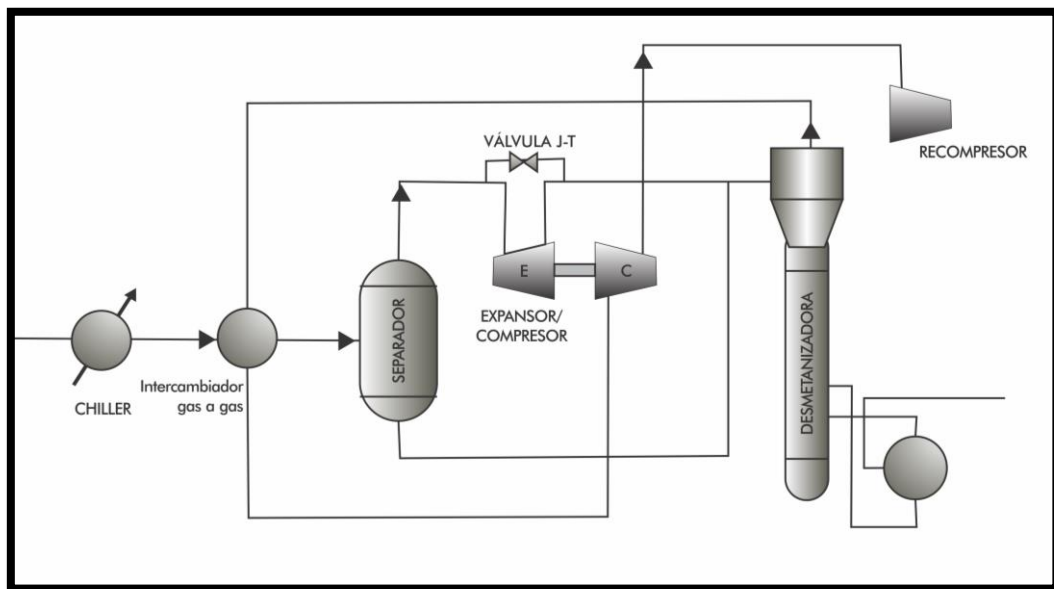
5.1.7 Sistema de refrigeración²³

Cuando la corriente de alimento de gas es especialmente rica en etano e hidrocarburos más pesados, el enfriamiento extra es necesario algunas veces para mantener la efectividad del recobro de LGN. (Esto es debido a que será relativamente mayor la cantidad de calor latente a ser removida y la operación del expansor será más fría y más eficiente en el recobro de etano si los hidrocarburos

²³ABDEL-AAL HK AND AGGOUR MOHAMED. Petroleum And Gas Field Processing. Dhahran, Arabia Saudi 2003

más pesados son condensados tempranamente) El enfriamiento extra es proveído por el flujo de la corriente de gas a través de un chiller. El chiller es parte de un sistema de refrigeración mecánica convencional y siempre está localizado en algún lugar de la corriente hacia arriba más fría del intercambiador gas-gas, y puede ser contada en la reducción de la temperatura de la corriente de alimentación alrededor de los $-40\text{ }^{\circ}\text{C}$ con refrigerante propano. Este se muestra en la figura 35

Figura 35 Planta turboexpander utilizando refrigeración mecánica



Fuente: ABDEL-AAL HK AND AGGOUR MOHAMED. Petroleum And Gas Field Processing. Dhahran, Arabia Saudi 2003

5.1.8 Recompresor

Una desventaja de la unidad de la unidad de recobro de LGN del turboexpander es que esta produce un residuo a muy baja presión. La presión de este gas debe ser incrementada si está a la entrada de la línea del gas de venta o es reinyectado. Un recompresor para el gas de residuo es por lo tanto un compañero necesario para el turboexpansor.

El recompresor puede ser una maquina reciprocante o centrifuga, dependiendo de muchos factores no relacionados a la operación de la planta criogénica. La compresión del gas no es barata, esto representa uno de los costos más grandes envueltos en la operación y construcción de una planta.

5.1.9 Tuberías y separadores

El equipo usado en servicios criogénicos debe estar construido de materiales que puedan resistir las bajas temperaturas involucradas. El acero al carbón ordinario no es el adecuado debido a que podría llegar a ser lo suficientemente quebradizo bajo estas condiciones. El acero al carbón regular (0,20 a 0,35 % C) puede ser tratado especialmente para resistir temperaturas de hasta -50 °. A temperaturas más bajas, níquel debe ser agregado a la mezcla baja en carbón para hacer un metal adecuado, y es posible alcanzar que resista temperaturas hasta de -195 °C. El níquel y el cromo son los principales aditivos usados en la producción de varios grados de acero inoxidable, que tienen rangos de hasta -250 °C. Distintos grados de acero inoxidable al carbón 304 contienen 18 a 20 % de cromo y de 8 a 10,5 o 12 % de níquel, mientras que el acero inoxidable 316 consta de 16 a 18% de cromo, 10 a 14 % de níquel y de 2 a 3 % de molibdeno. Ambos incluyen menos cantidades de otros elementos: 2% de manganeso y 1 % de sílice, pero menos del 0,1 % de carbón.

El material seleccionado para las aplicaciones criogénicas está basado en otros factores aparte de la temperatura solamente; el costo del sobrecalentamiento, disponibilidad, facilidad de fabricación y la facilidad de soldarse deben ser considerados.

Separadores y tuberías deben estar hechos del material correcto para que resistan las temperaturas a las que serán expuestos. Esta es una particular preocupación

cuando se gestionan cambios en el proceso de la planta. La siguiente tabla es una corta lista de algunos materiales de baja temperatura

Tabla 3. Metales aceptables para aplicaciones criogénicas

Temperatura de operación más baja		Metal Aceptable
°C	°F	
-29	-20	Acero al Carbón
-46	-50	Acero bajo al carbón, Charpy probado
-59	-75	Acero 2,5% níquel, bajo al carbón
-101	-150	Acero 3,5% níquel, bajo al carbón
-195	-320	Acero 9% níquel, bajo al carbón
-250	-425	Acero inoxidable 304 o 316

Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia. Modificada.

5.2 EFECTOS DE LA TEMPERATURA Y PRESIÓN EN EL RECOBRO DE LGN EN UN PROCESO CRIOGENICO²⁴

Cuando se enfría un gas para condensar LGN, se espera extraer o recobrar la máxima cantidad de LGN. Sin embargo, una cantidad sustancial de metano también se condensara a líquido y será parte de la mezcla. El metano es indeseable por dos razones: la primera, el metano no tiene valor como componente del LGN y la segunda, el metano eleva la presión de vapor de la mezcla de LGN y puede causar dificultades en el transporte de líquidos. Por lo tanto, casi todo el metano es removido del LGN en la torre desmetanizadora.

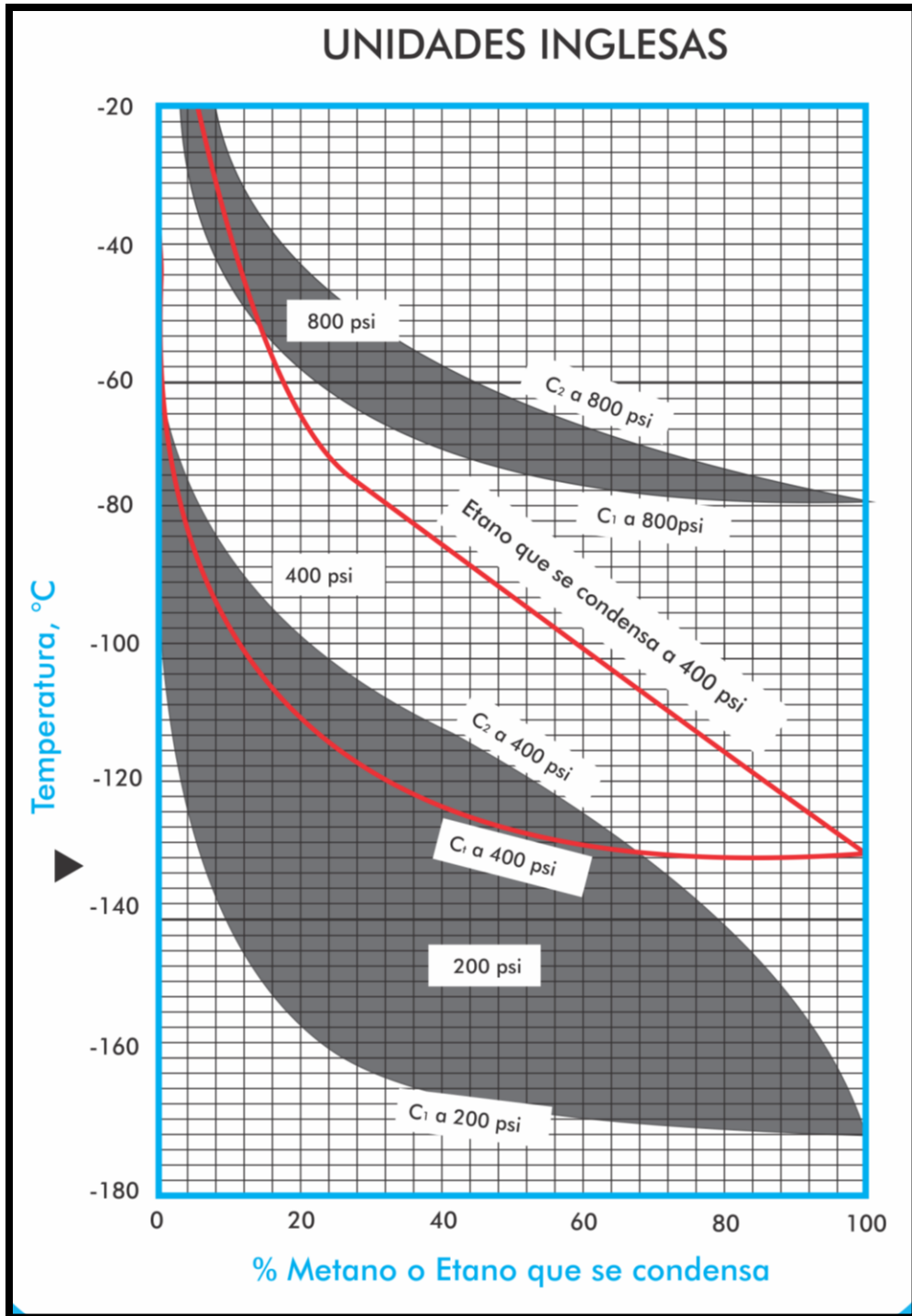
Hay costos asociados con la operación de un desmetanizador, estos incluyen el costo capital del equipo y su costo operacional, el cual incluye varios factores.

²⁴ CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia. Modificada.

Dado que el metano debe ser rechazado del LGN, es lógico pensar que el costo de demetanización será menor si la cantidad de metano condensado es menor. Luego entonces, un criterio en el diseño y operación de una planta turboexpander es minimizar la cantidad de metano que se licua mientras se maximiza el recobro de etano e hidrocarburos más livianos. La cantidad de metano que puede ser removido en el desmetanizador depende del diseño de este. Se han diseñado para algún caso extremo, donde la máxima cantidad de metano condensado y desechado corresponde al máximo recobro de etano.

Las plantas turboexpander pueden recobrar normalmente 98 % de propano y 100% del butano e hidrocarburos más ligeros de la corriente de gas alimentadora. Los recobros de etano varían de acuerdo al diseño de la planta y sus objetivos operacionales, pero una cosa es cierta: tanto como los objetivos de recuperación de etano aumentan, aumentara la dificultad en la prevención de condensación excesiva de metano. Este hecho es ilustrado por la figura 270.

Figura 36 Metano y etano condensando a diferente temperatura y presión.



Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia. Modificada.

La cantidad de metano que se condensa junto con el LGN depende de las presiones y temperaturas a las cuales opera. La mayor cantidad de condensación de metano ocurrirá cuando la presión es alta y la temperatura baja. Como se muestra en la figura 12.12 menos metano se condensara, incluso a bajas temperaturas, si la presión es disminuida. Al mismo tiempo, el recobro de etano es prácticamente mantenido. (Compárese el ejemplo ilustrado con los resultados a -102°C y 1380 Kpa (o -140°F y 200 Psia).)

La desventaja en la operación de una planta criogénica a bajas temperaturas es el costo incrementado de la recompresion del gas residuo. En algún punto, el costo adicional de la compresión compensara algunos beneficios realizados al desmetanizador operado a bajas temperaturas. El punto óptimo de operación es por lo tanto la combinación de temperatura y presión donde el recobro de etano sea maximizado y el costo combinado de compresión y la operación de desmetanizador sea mínimo.

Los operadores deben entonces no cambiar arbitrariamente las presiones de operación en la planta turboexpander. En vez de ello se debe seguir las guías de manejo establecidas por el ingeniero de la planta, quien es usualmente la persona responsable de la optimización de la unidad. Dicho esto, es evidente que el trabajo de optimización es un tema complejo, si se hace correctamente implica tanto pruebas de rendimiento de la planta, como cálculos detallados y simulaciones.

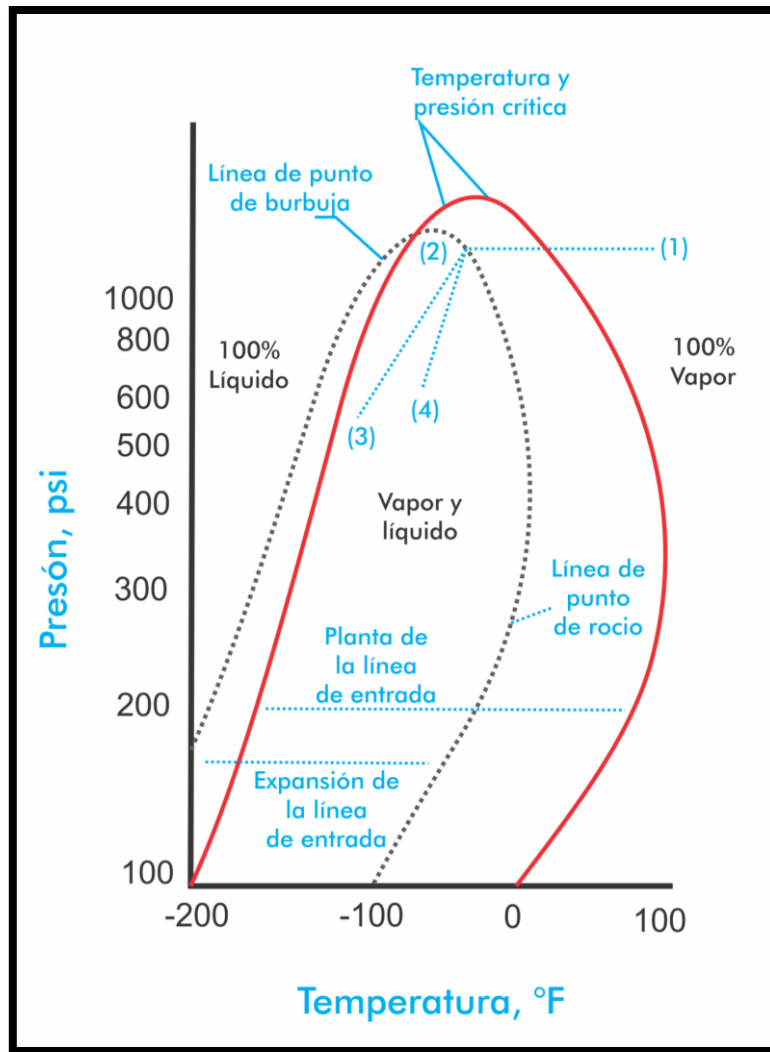
5.3 EFECTO DEL CALOR LATENTE DE VAPORIZACIÓN

El proceso de turboexpander condensa hidrocarburo liquido de la corriente de gas alimentadora por medio de la disminución suficiente de la temperatura de dicha

corriente. Los termómetros y otros indicadores de temperatura alrededor de la unidad indican si el calor está siendo removido exitosamente del gas, pero estos solo cuentan parte de la historia, ya que indican solo el calor sensible. En el proceso de condensar un hidrocarburo en estado vapor a líquido, el calor latente de vaporización en el vapor, debe ser también removido. La figura 271 ayuda a ilustrar este punto.

La figura muestra, entre otras cosas, la envolvente de fase P-T para la corriente entrante de gas. El punto 1 en el diagrama corresponde a la temperatura y presión de esta corriente de gas. Es obvio que el gas posee recalentamiento a estas condiciones. A medida que el gas pasa a través de la planta, su temperatura es reducida esencialmente a una presión constante, como es mostrado por la línea continua. A medida que la temperatura es reducida, el calor que se elimina es calor sensible, hasta que la temperatura de rocío del gas es alcanzada.

Figura 37 Envolvente para un proceso en turboexpander.



Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia. Modificada.

El enfriamiento continuo de la corriente de entrada de gas después de alcanzar este punto, resulta en condensación líquida porque la región de dos fases de la envolvente ha sido abordada. Esto significa que más y más del gas se condensará a líquido tanto como la temperatura caiga. Ahora tanto el calor sensible como el calor latente están siendo removidos como vapor restante continuo enfriando y condensando. Los líquidos condensados se enfrían y pasan a través de los

restantes intercambiadores de calor. Luego entonces el proceso remueve el calor sensible de estos líquidos también. El enfriamiento en los intercambiadores de calor de la planta continúa hasta alcanzar el punto 2. La línea discontinua de la envolvente es la de la entrada de vapor del turboexpander.

5.4. EFECTO DE LA EXPANSION DEL GAS

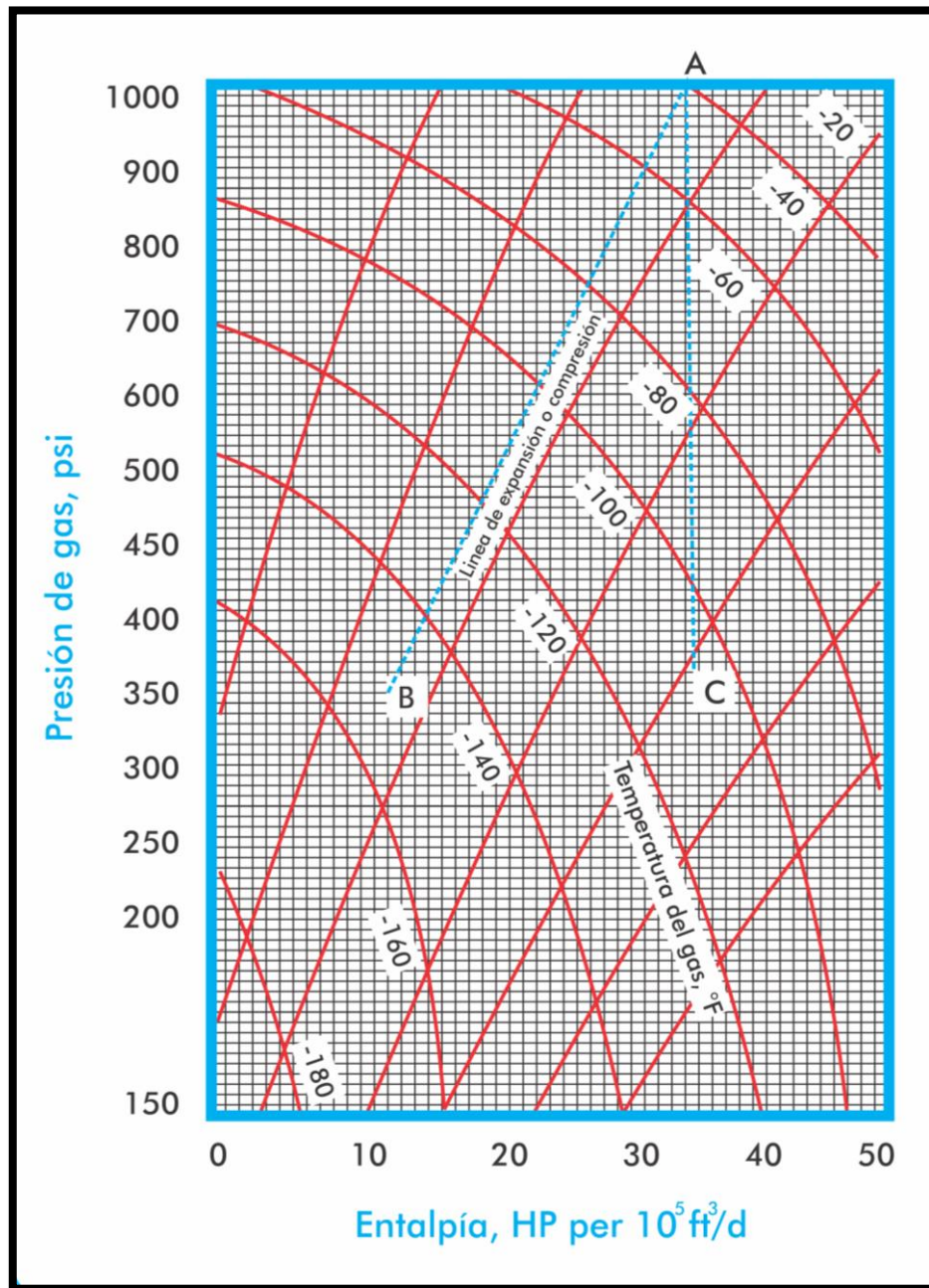
Hemos visto cómo las plantas turboexpander remueven el calor sensible y latente de la corriente de gas para condensar los líquidos del hidrocarburo. Cualquier gas tendrá calor sensible y calor latente de vaporización. El calor es una forma de energía, entonces un gas contiene energía calórica. Un gas puede a su vez contener otras formas de energía, tales como energía de presión y velocidad. La energía total, de todo tipo, que posee un gas es llamada “energía interna” o entalpía.

En el procesamiento de gases, la entalpía de un gas, o la mezcla de gases, depende principalmente de la presión y la temperatura del gas. (La velocidad, o energía cinética de un gas, cambia poco al moverse en la planta, así que es considerado insignificante y por lo tanto puede ser ignorado en la discusión que sigue. Gases diferentes tendrán entalpías diferentes a la misma temperatura y presión (porque los diferentes gases difieren en su calores latentes de vaporización y calores específicos), por esta razón, la entalpia de una mezcla de gases también depende de la composición.

Una de las leyes de la física clásica afirma que la energía no puede ser creada ni destruida. Por lo tanto, si la energía interna de un gas es aumentada o reducida, ya sea si la presión o la temperatura cambian o ambas cambian. Las relaciones entre la entalpía, la presión y la temperatura de un gas típico son ilustradas en la figura 272. El eje vertical del gráfico representa la presión y el eje horizontal la

entalpía. Las líneas de temperatura constante en estas gráficas se curvan hacia abajo desde la parte superior izquierda hasta la parte inferior derecha. Otro grupo de líneas, llamadas “líneas de compresión o expansión”, se curvan hacia arriba desde la parte inferior izquierda hasta la parte superior derecha. Estas líneas describen cómo la energía interna de un gas aumenta cuando se comprime o cómo esta disminuye cuando se expande. Podemos utilizar estas gráficas para entender qué sucede cuando un gas se expande a través de una válvula J-T y un turboexpander.

Figura 38 Diagrama de presión y entalpia para proceso turboexpander



Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia. Modificada.

Las curvas expansión-compresión ilustradas en la figura 272 muestran la cantidad máxima de energía que puede ser removida de un gas cuando su presión es reducida de un punto "A" a un punto "B". LA misma cantidad de energía sería requerida para elevar la presión de un gas desde el punto "B" hasta el punto "A". Esperaríamos que el gas descargado de un brake compressor tendría la misma presión que este en la entrada del expansor y esto es cierto, pero sólo en el caso teórico. En la realidad, parte de la energía del gas se pierde en fricción y transferencia de calor, mientras este pasa a través de la máquina. Los expansores reales son desde un 75% a 85% eficientes convirtiendo la energía interna del gas en trabajo útil, y el compresor es 65% a 80% eficiente trabajando en un incremento de presión del gas residuo, por lo que su presión de descarga será sólo una fracción de la presión del gas original a la entrada del expansor.

Si el gas fluyera a través de un expansor que no estuviera conectado a un eje de carga como el brake compressor, la expansión del gas sería solo una expansión J-T y este no se enfriaría como lo hubiese hecho a través de una válvula J-T. Cuando se une a un compresor y este está completamente cargado, la cantidad máxima de energía es removida del gas y la temperatura alcanzará su punto más bajo. Sin embargo, si el compresor está parcialmente descargado, la temperatura de salida del expansor no será tan baja, y como el compresor se descarga aún más, la temperatura de salida del expansor se elevará a casi la de la válvula JT. Por lo tanto, con el fin de obtener las temperaturas más bajas posibles, el break compressor debe estar totalmente cargado.

La figura 272 indica la temperatura teórica de un gas dejando un expansor a una presión conocida, cuando la temperatura del gas entrando al expansor es también conocida, en la operación real, la temperatura de la salida del expansor será ligeramente más alta que la mostrada en gráficas, pues la corriente abandona el expansor en dos fases, el gas y el líquido condensado. El calor latente de vaporización dado por el líquido de condensación entra y eleva la temperatura de

la corriente total por encima de la predicha en los gráficos. Sin embargo, una estimación aproximada de la temperatura de salida del expansor se puede hacer utilizando la siguiente relación: cada 1 % del gas que se licua en el expansor elevará la temperatura por encima de la que se muestra en los gráficos por aproximadamente 1,7 °C (3°F).

5.5 ESQUEMAS DE RECUPERACION CON TURBOEXPANDER

5.5.1. Proceso Turboexpander Convencional²⁵

En la figura 273 se muestra el proceso turboexpander original o turbo expansión. El gas seco que sirve de alimento se enfría primero, contrario al gas residual utilizado por otro lado para la calefacción de la desmetanizadora. Adicionalmente, con el gas rico como alimento, la refrigeración mecánica frecuentemente es necesaria para suplir el gas de refrigeración. El gas refrigerado es enviado a un separador frío donde el líquido condensado es separado, flasheado y alimentado hasta la mitad de la desmetanizadora. El vapor fluye por el turboexpander y alimenta la parte superior de la columna. Una válvula J-T se instala paralelamente al expansor. Esta válvula puede ser usada para manejar flujos de gas en exceso, superior al diseño del expansor ó puede ser utilizado para el flujo total si el expansor se encuentra fuera de servicio.

En esta configuración, la recuperación de etano está limitada a un 80% o menos. El separador frío se opera a una baja temperatura para permitir un máximo recobro. A menudo las condiciones de alta presión y baja temperatura están cercanas al punto crítico del gas, lo que hace la operación inestable. Otro problema con este diseño es la presencia de CO₂, el cual puede solidificarse a temperaturas de operación encontradas en este proceso. Los puntos críticos del

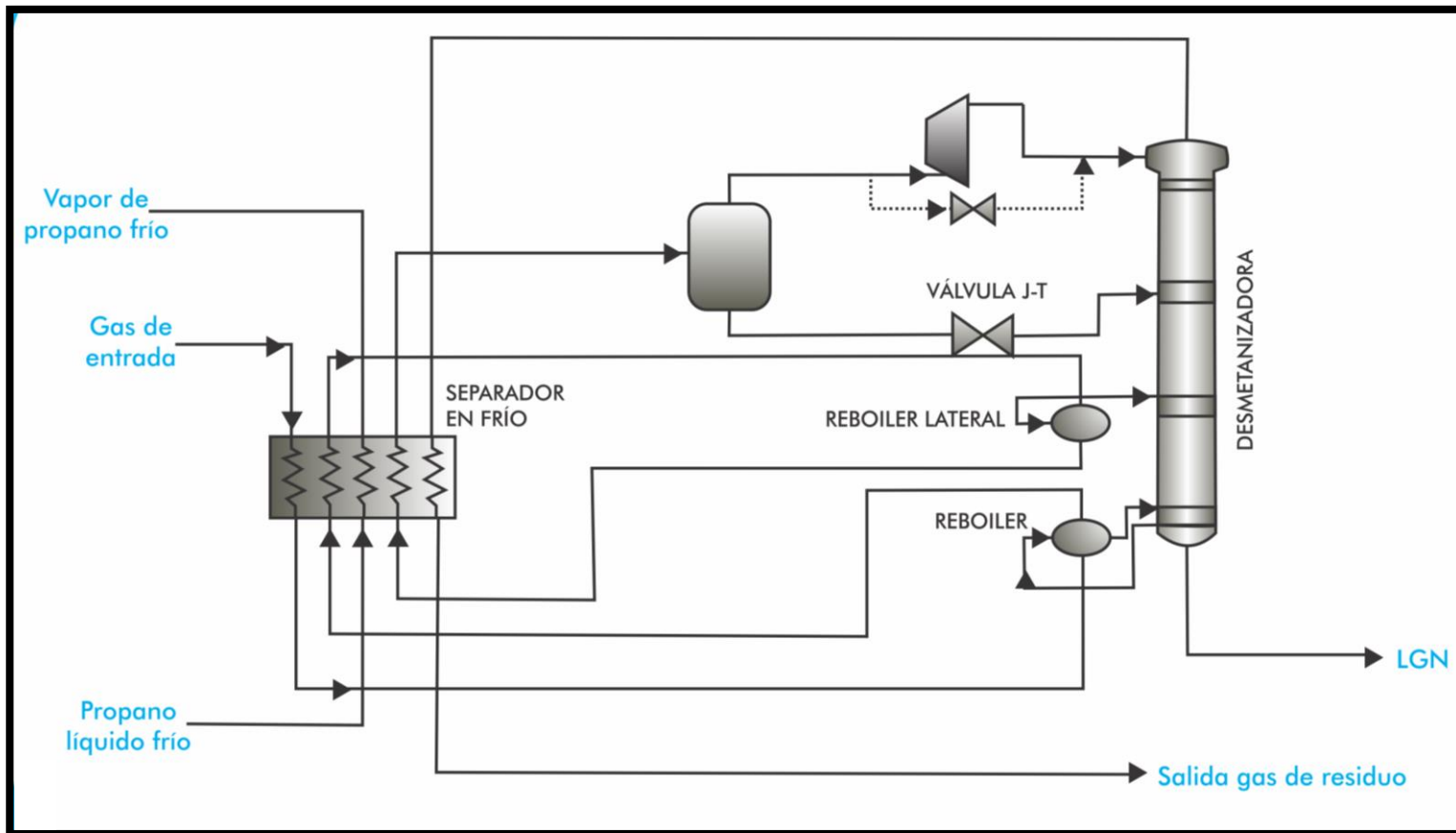
²⁵ SANTOS, Nicolas, Especialización en Ingeniería del Gas, Recobro de Líquidos a Partir de Gas natural.

diseño están en el expansor de salida y las pocas etapas en el tope de la desmetanizadora.

Una alternativa para el diseño convencional, es el uso de dos expansores donde la expansión se produce en dos etapas. Mientras este diseño puede ayudar con un enfoque muy puntual en el separador frío, no compensa la condición de formación de sólidos en la columna de la desmetanizadora. Este diseño ha sido utilizado en algunas plantas, pero en otras se le han realizado modificaciones las cuales mitigan las condiciones críticas y los problemas de solidificación de CO₂.

Los procesos criogénicos pueden aplicarse si la presión del gas después de la expansión es lo suficientemente alta para condensar los componentes pesados. Sin embargo, si el gas llega a baja presión (menor a 725 psi), la refrigeración mecánica externa debe ser usada para enfriar el gas a la temperatura especificada. Además, si el contenido de LGN del gas de alimento es relativamente bajo (menos de 2.5 a 3 galones por mil pies cúbicos de gas - GPM)), la auto-refrigeración (intercambiador de calor gas-gas) suele ser suficiente.

Figura 39 Proceso convencional turboexpander



Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia. modificada

Sin embargo, para alimentos ricos (>3GPM), la refrigeración mecánica debe ser considerada para obtener recuperación de etano. Cabe resaltar que en esta aplicación, las especificaciones del punto de rocío de hidrocarburos alcanzadas son muy buenas, pero similar al proceso de auto- refrigeración J-T, es necesario deshidratar el gas para prevenir la formación de hidratos. La deshidratación con lecho sólido es una buena técnica para la prevención de hidratos. Algunas veces, pequeñas cantidades de metanol o glicol pueden ser inyectadas a la corriente del expansor.

Dentro de la sección de recuperación de líquidos de la planta de procesamiento de gas, existen costos de operación y flexibilidad de operación que inciden directamente en el costo del procesamiento. Hay que reconocer que la eficiencia en la selección del proceso de recobro de líquidos es un factor importante en el costo de procesamiento, la flexibilidad de operar el proceso para recuperar o rechazar etano sin sacrificar eficiencia o recuperar propano es algunas veces un factor crítico. A medida que la industria avanza y la demanda de mayor eficiencia en la recuperación de etano aumenta, nuevos y muy ingeniosos diseños han sido desarrollados. Hasta ahora, los Procesos con Reciclo del gas de Residuo- (RR) y los Procesos de Gas Subenfriado (GSP) – Ortloff, han sido las técnicas más utilizadas para mejorar la eficiencia del recobro de LGN del gas natural, particularmente para gases que contienen significativas concentraciones de dióxido de carbono.

5.5.2. Procesos Turboexpander con Reciclo del gas de Residuo (RR).²⁶

²⁶ SANTOS, Nicolas, Especialización en Ingeniería del Gas, Recobro de Líquidos a Partir de Gas natural.

Para incrementar la recuperación de etano por encima del 80% (diseño convencional), debe desarrollarse una fuente de reflujo para la desmetanizadora. Uno de los métodos consiste en reciclar una porción del gas residual después de la recompresión y regresarlo al tope de la columna. Como se muestra en la figura 274, el proceso de flujo es similar al diseño convencional, excepto que una porción del gas residual se retorna al intercambiador de calor de entrada. En este punto, la corriente de flujo está totalmente condensada y se encuentra a la presión de la línea del gas residual. El flujo es flasheado en el tope de la desmetanizadora para proporcionar reflujo. La corriente de salida del expansor es enviada unos placas más abajo en lugar de ser enviada al tope de la columna.

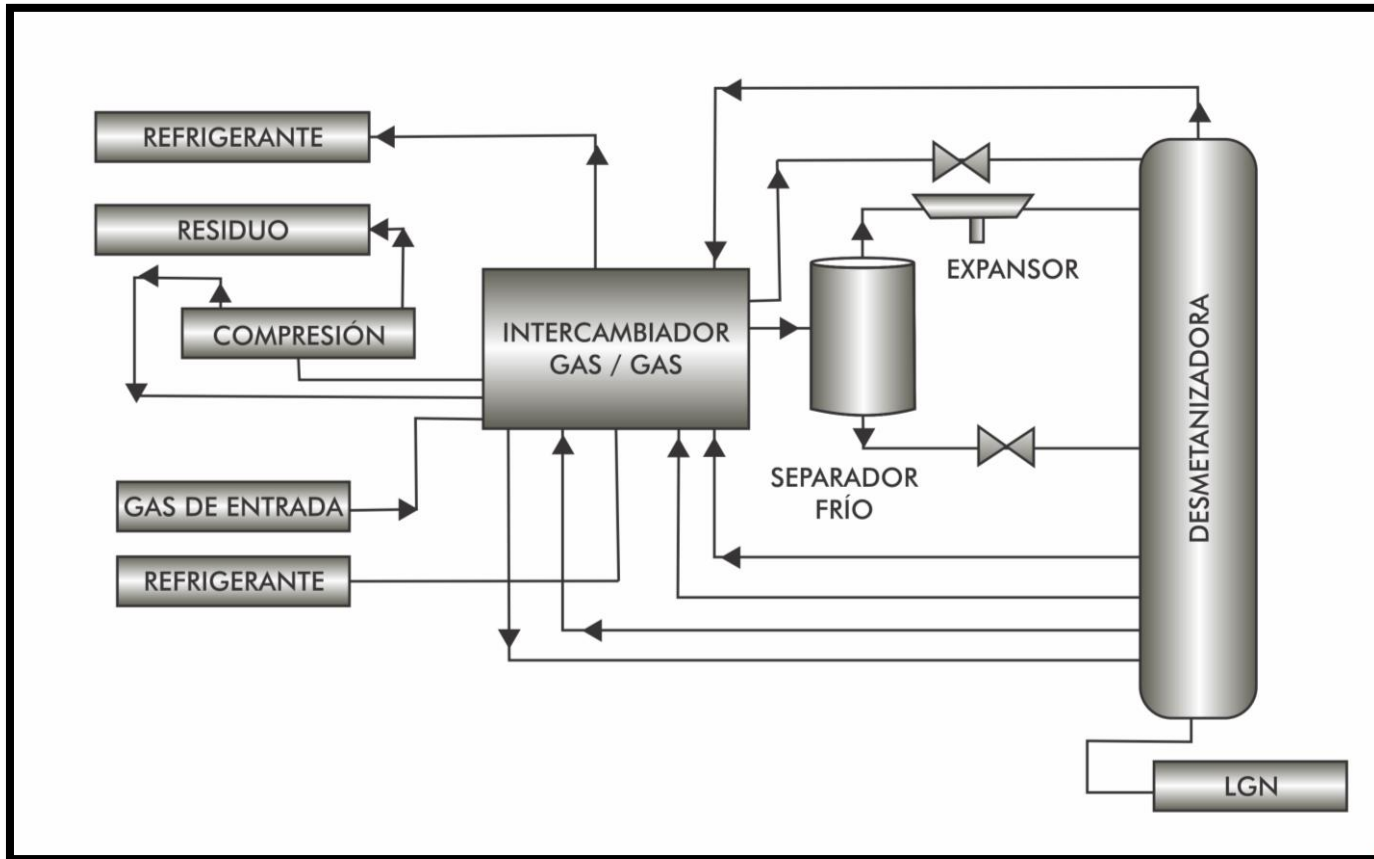
El reflujo proporciona una mayor refrigeración al sistema y permite recuperar una mayor cantidad de etano. El nivel de recobro está en función de la cantidad de reciclo del diseño. El sistema de reciclo del residuo (RR) ha sido utilizado de satisfactoriamente en numerosas facilidades, debido a que la tolerancia del CO₂ y el recobro pueden ser ajustados a la cantidad de reciclo utilizado. El proceso RR puede ser usado para recuperar altas cantidades de etano, limitado únicamente por los caballos de fuerza requeridos.

5.5.3. Proceso de Gas Subenfriado (GSP) - Ortloff²⁷

El Proceso de Gas Sub-refrigerado (GSP) fue desarrollado a raíz de una serie de problemas encontrados en el proceso de expansión convencional. Este proceso se ilustra en la figura 275, en donde se alteran algunas formas del proceso convencional. Una porción del gas del separador frío es enviado a un intercambiador de calor donde este es totalmente condensado con la corriente general. Esta corriente es flasheada en el tope de la desmetanizadora proporcionando reflujo a la misma. Como con el proceso RR, el alimento del expansor o expander se envía a la torre varias etapas por debajo del tope de la

²⁷SANTOS, Nicolas, Especialización en Ingeniería del Gas, Recobro de Líquidos a Partir de Gas natural.

Figura 40 Proceso turboexpander con reciclo del gas residual (RR).

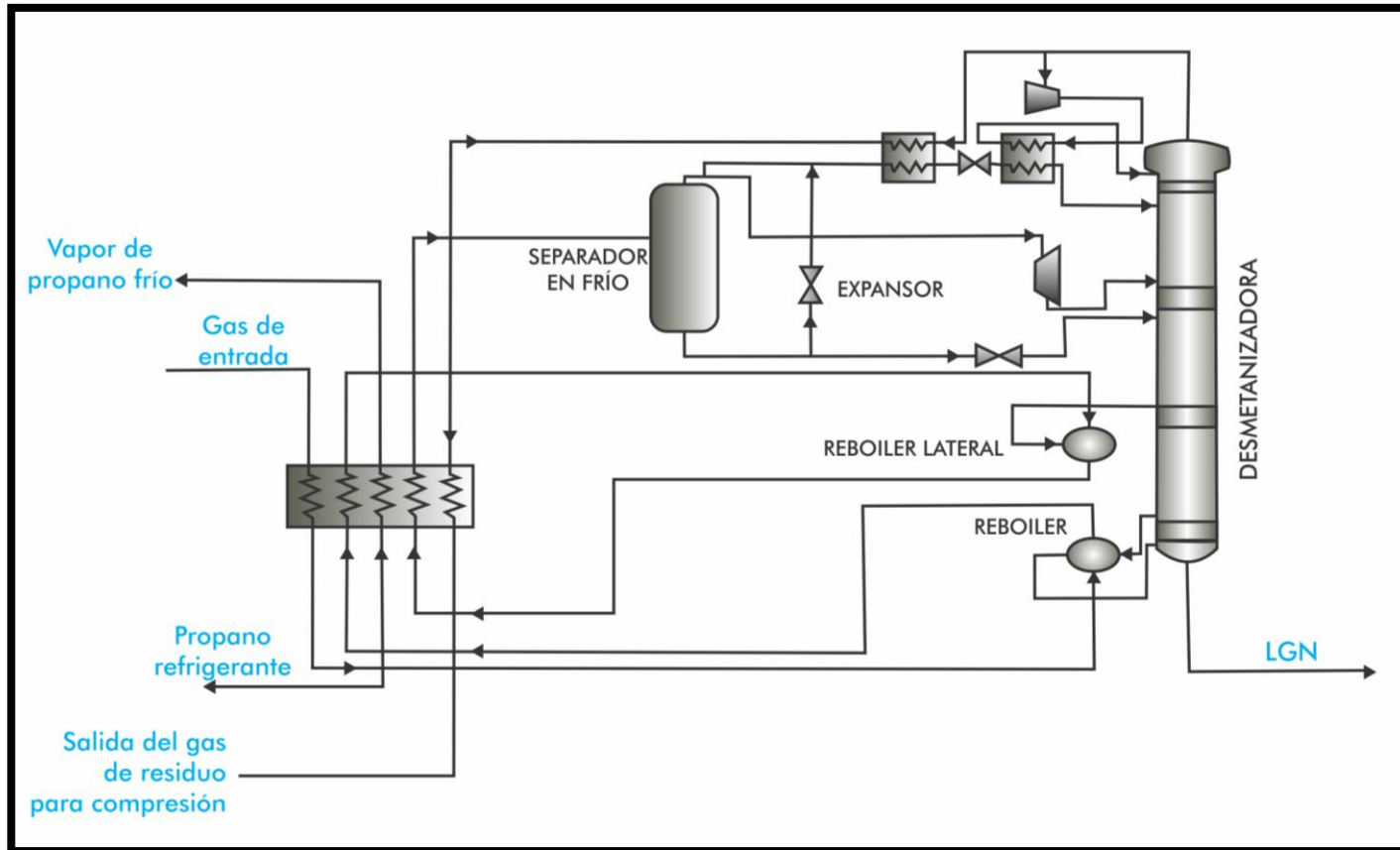


Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia. modificada

columna. Debido a esta modificación, el separador frío opera a condiciones mucho más cálidas lejos de las condiciones críticas del sistema. Adicionalmente, la recompresión del gas residual es menor que la requerida en el proceso de expansión convencional y los caballos de fuerza son normalmente menores a los utilizados en el proceso RR con niveles de recobro inferiores al 92%.

El diseño GSP ha tenido varias modificaciones. Una de ellas es tomar una porción de líquido del separador frío junto con el gas de ese separador y llevarlo al intercambiador de calor ubicado en el tope (OVHD Exchanger). Generalmente, esto puede ayudar a reducir los caballos de fuerza requeridos para la compresión. El proceso también puede ser diseñado para usar sólo una parte del líquido del separador frío como reflujo. Generalmente, esta modificación se utiliza para gases ricos con GPM mayor a 3. El diseño GSP es muy tolerante al CO₂; algunos diseños no requieren de la remoción total de CO₂ para poder obtener altas recuperaciones o recobros. Los niveles de CO₂ son muy dependientes de la composición y de la presión de funcionamiento, pero niveles de CO₂ hasta del 2% pueden ser tolerados en un diseño GPS. Un nuevo esquema de proceso ha sido desarrollado para combinar el proceso GSP y el RR en un proceso integrado. Este concepto se fundamenta en la aplicación de las mejores características de cada proceso en un diseño integrado. Esta combinación puede ofrecer mayores recobros de etano que los obtenidos con el proceso GSP.

Figura 41. Esquema del Proceso de Gas Subenfriado (GSP) – Ortloff



Fuente: CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia. modificada

5.5.4. Proceso de Reciclo de Residuo Frío – CRR²⁸

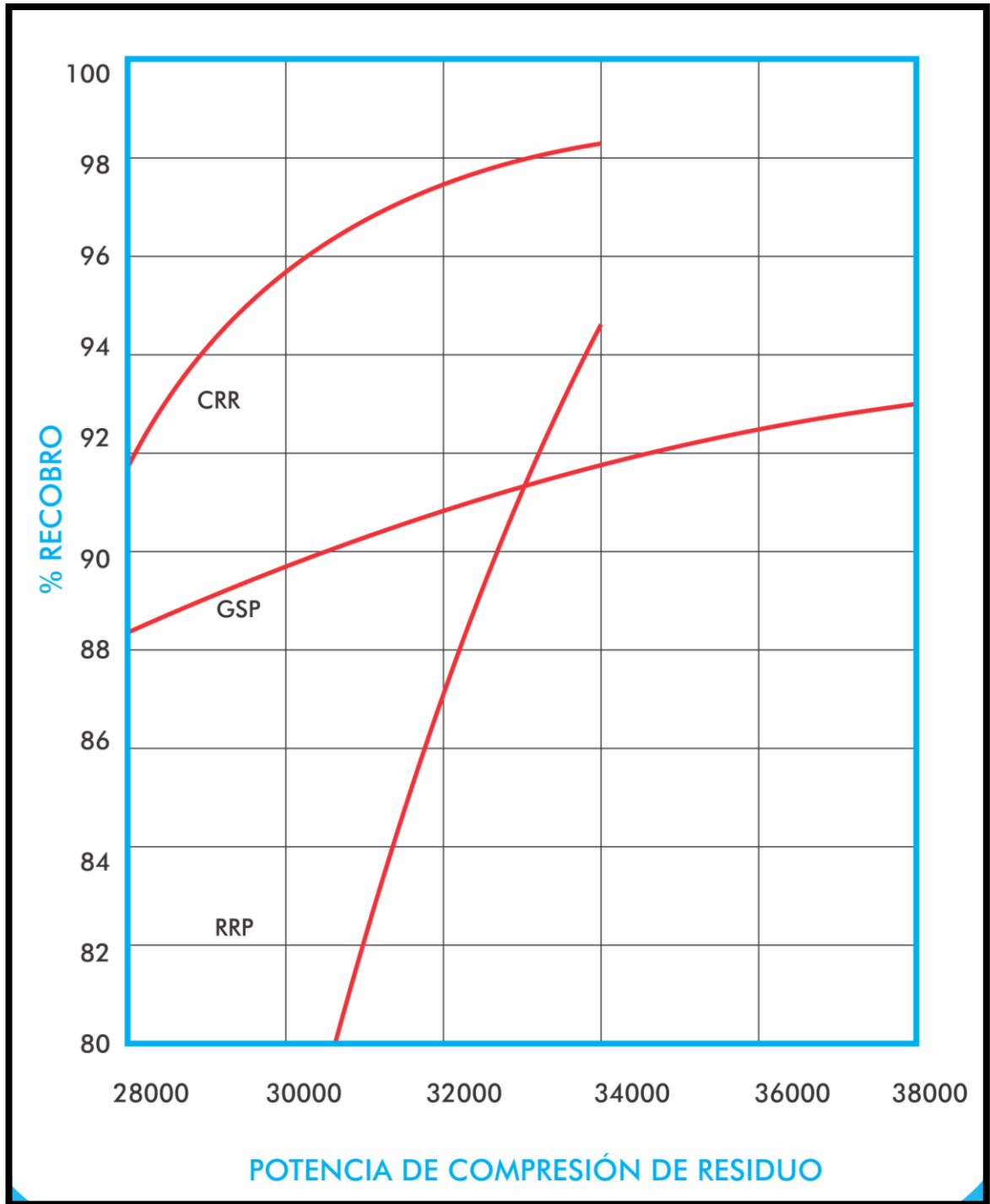
El proceso de Reciclo de Residuo Frío (CRR) es una modificación del proceso GSP el cual permite obtener altos niveles de recobro de etano. El proceso de flujo de esta planta CRR es similar al GSP excepto que el compresor y el condensador han sido añadidos al sistema general para tomar una porción de gas residual y proporcionar un reflujo adicional para la desmetanizadora. Este proceso es atractivo para recuperaciones extremadamente altas de etano. Con este proceso se puede lograr un recobro alrededor de un 98%. Este proceso también es excelente para recuperaciones extremadamente altas de metano al tiempo que expulsa todo el etano.

En la figura 276 se muestra una comparación entre los procesos RR, GSP y CRR. El diseño RR es el menos eficiente, con un porcentaje del 91%. Por encima de este punto, el diseño RR puede lograr recuperaciones más altas de etano que el diseño GSP. Como se ha observado, el proceso RR es muy sensible a la potencia disponible. El diseño GSP tiene una curva de recobro no muy variable y es una buena elección para un recobro de 90% o más. El proceso CRR tiene la más alta recuperación de acuerdo a la disponibilidad de potencia en el recompresor residual, pero se debe tener en cuenta el costo adicional del equipo del sistema general y del compresor de reciclo.

Otra mejora del proceso turboexpander es el Proceso IPSI de Recobro Mejorado de LGN (figura 277). Este proceso utiliza una corriente de deslizamiento (slip stream) tomada en el fondo de la columna de destilación (desmetanizadora) como una mezcla refrigerante. Esta mezcla refrigerante está total o parcialmente vaporizada, proporcionando refrigeración al gas frío de entrada, que de

²⁸SANTOS, Nicolas, Especialización en Ingeniería del Gas, Recobro de Líquidos a Partir de Gas natural.

Figura 42 % de Recobro vs. Potencia de Compresión del residuo



Fuente: SANTOS, Nicolas, Especialización en Ingeniería del Gas, Recobro de Líquidos a Partir de Gas natural.

Otra manera normalmente se logra utilizando un sistema de refrigeración externa. El vapor generado por este ciclo de “auto-refrigeración” que está específicamente diseñado para mejorar la eficiencia de la separación, recomprimido y reciclado regresa al fondo de la torre, donde sirve como un gas de despojo (stripping gas).

5.5.5. Procesos de recobro mejorado de LGN

Esta innovación no sólo reduce o elimina la necesidad de una refrigeración externa para el gas de entrada sino que también proporciona las siguientes mejoras a la operación de la desmetanizadora:

- Reduce el perfil de temperatura en la torre, lo que permite una mejor integración de la energía de la refrigeración y del rehervidor, dando como resultado la disminución en los requerimientos de calor y refrigeración.
- Reduce y/o elimina la necesidad de rehervidor externo lo que disminuye costos de combustible y de refrigeración.
- Aumenta la volatilidad relativa de los principales componentes en la torre cuando se opera a presiones normales, lo que mejora la eficiencia de recobro de LGN; o alternativamente permite el incremento de la presión en la torre a una eficiencia normal de recobro, lo que reduce los requerimientos de compresión del gas residual.

5.6 SELECCIÓN DEL PROCESO DE RECOBRO DE LGN²⁹

La selección de una tecnología económica y efectiva requiere de la consideración de diversos factores. Las principales variables que afectan la selección del proceso son las condiciones de entrada (presión del gas, riqueza, y contaminantes), condiciones de la corriente (presión del gas de residuo, productos de líquido deseado), la infraestructura del fraccionamiento del líquido, las condiciones totales (costos de utilidad y valor de combustible, localización de la planta, localización de la infraestructura, y la estabilidad de mercado). Además de la composición del gas de alimento y el modo de operación, las características técnicas más decisivas de algunos procesos son la presión del gas de alimento y la caída de presión permisible.

Los siguientes lineamientos han sido sugeridos para la selección del proceso para la recuperación de LGN:

En el caso de una presión lo suficientemente alta, el proceso de auto-refrigeración o J-T requiere de un bajo capital de inversión. Sin embargo, si el diferencial de presión entre el gas de alimento y el gas tratado es insuficiente, es necesaria una compresión adicional - Cuando la presión del gas de alimento es cercana a la presión del gas tratado, por encima de un rango de caída de presión grande, puede ser más económico el trabajar con un proceso de refrigeración criogénico.

Cuando la presión del alimento está muy por debajo de la presión requerida en las líneas, es más económico aplicar el proceso de refrigeración mecánica con compresión adicional para remover los hidrocarburos pesados en vez de la

²⁹ SANTOS, Nicolas, Especialización en Ingeniería del Gas, Recobro de Líquidos a Partir de Gas natural.

compresión seguida de un proceso de auto –refrigeración. Esto se debe a que los compresores son equipos de alta inversión.

Cuando la presión del alimento es igual o un poco menor que la requerida en las líneas, la adsorción con lecho sólido es una buena opción, ya que es de rápido funcionamiento y resiste variaciones en la composición del gas y en la velocidad de flujo. Generalmente los procesos de lecho sólido son prácticos para el gas con pocas cantidades de hidrocarburos pesados. Gases ricos requieren refrigeración

Es evidente que el proceso de adsorción con lecho sólido podrá competir contra el proceso de auto-refrigeración. Especialmente, las unidades de adsorción con lecho sólido son operadas con diferenciales de presión bajos comparados con el proceso de auto-refrigeración y por lo tanto no requieren de compresión adicional. De hecho, a bajas presiones del gas de alimento y para especificaciones estrictas del punto de rocío, un análisis económico favorece el proceso de adsorción con lecho sólido.

6. SIMULACION EN HYSYS

Se puede afirmar, que la simulación numérica es un arte y no una ciencia exacta, a raíz de esto, es necesario tener en cuenta que los datos arrojados por el simulador, son producto de procesos ideales. por lo tanto, el ingeniero debe estar en la capacidad de realizar un ajuste numérico basado en los datos reales y en sus conocimientos ingenieriles, para que la simulación sea lo más aproximada al comportamiento real de los procesos.

6.1 GENERALIDADES DE LA HERRAMIENTA SOFTWARE

En la industria de procesos, más en concreto, en los procesos llevados a cabo para el debido tratamiento y procesamiento del gas en las facilidades de superficie, se vienen presentando cada vez ambientes más cambiantes como lo son los cambios en las condiciones de los mercados, regulaciones gubernamentales y ambientales, de ahí que se deban desarrollar e incrementar la eficiencia de estos procesos y se implementen mejoras en productividad y un mejor índice de costo-beneficio o rentabilidad, es por esto que las actuales herramientas software ofrecen de una forma amplia, el análisis, estudio y mejoramiento de todas estas variables previo a un diseño concreto a implementar en las facilidades para el tratamiento del gas en campo.

Hysys es una herramienta software de modelamiento de procesos en estado estable que permite simular, diseñar, monitorear comportamientos, optimizar y planificar procesos de la industria química, petroquímica y metalúrgica. El principal objetivo de la herramienta software es el de entender y predecir el comportamiento que se obtendrá de uno o varios procesos y así, mediante el análisis de las

variables involucradas, maximizar su eficiencia. Sin embargo, muchas de estas variables son extremadamente complejas y sujetas a grados cambiantes de incertidumbre.

Hysys contiene datos, propiedades físicas, modelos de operación y estimación que permiten desarrollar sistemas en los cuales intervienen varios procesos (adsorción, absorción, refrigeración, fraccionamiento, etc) y llevando a cabo los cálculos para cada elemento involucrado (separadores, compresores, mezcladores) , ya sean desde los valores de operación de un separador en frío o el trabajo realizado por una turbina hasta el cálculo de número de etapas en una fraccionadora o la caída de presión en algún elemento.

6.1.1 Conceptos básicos en HYSYS.

Es un método flexible e intuitivo que permite:

- Descomponer un proceso complejo en procesos menores con componentes más concisos.
- Simular cada unidad del proceso en forma independiente del proceso completo, pero ligado a él, construyendo un sub-flowsheet con sus corrientes y operaciones unitarias accesorias.
- Usar paquetes termodinámicos independientes para cada flowsheet.

6.1.1.1. Herramientas. Cálculos interactivos y dan acceso instantáneo de la información.

- Inteligencia incorporada al programa que le permite conocer cuando la información disponible es suficiente para efectuar un cálculo y corregir los cálculos flash en forma automática.
- Operación modular: Todas las operaciones unitarias y/o corrientes pueden realizar todos los cálculos siempre que se especifique la información mínima necesaria en cada caso o la misma se transmita a través de las corrientes ligadas. La información, completa o parcial, se transmite en forma bidireccional.

6.2 DESCRIPCION DE PROCESOS

Para la simulación de los procesos realizados, se especificaron tres esquemas diferentes para recuperar líquidos del gas natural por medio del proceso Turboexpander y uno para la técnica de recobro con Joule-Thomson. Para obtener datos confiables durante la simulación se utilizó la herramienta software Hysys y de acuerdo a las características de los fluidos, se usó la ecuación de estado Peng-Robinson con la que se obtienen resultados muy aproximados en la predicción de las propiedades termodinámicas de los compuestos con las características de dichos fluidos.

Para los diferentes procesos (Turboexpander y Joule-Thomson) se han establecido tres corrientes que difieren en composición; esto con el fin de identificar la técnica que presente una mayor eficiencia teniendo en cuenta la cantidad de líquidos recuperables de cada corriente. Para todos los procesos la corriente ingresó a las mismas condiciones de presión y temperatura. En la Tabla 7.1 se muestran las condiciones utilizadas en todos los procesos.

Tabla 4. Parámetros generales durante la simulación

Presión de Entrada	300 Psia
Temperatura de Entrada	97.30 °F
Flujo de Entrada	60 MMPCSD
Presión de Descarga	1012 Psia
Temperatura de Salida	86.00 °F
Eficiencia Compresor-Expander	75 % - 75 %
Desmetanizadora	15 Placas teóricos
Paquete de propiedades (HYSYS)	Peng-Robinson

Fuente: Autores

Tabla 5. Composiciones usadas durante la simulación

COMPONENTE	GAS RICO 1	GAS RICO 2	GAS POBRE
CO2	0,0498	0,0002	0,0498
H2S	0,0011	0	0,01
N2	0,0021	0,00291	0,0075
Metano	0,6483	0,7955	0,84147
Etano	0,1197	0,1060	0,0495
Propano	0,0954	0,0547	0,02092
i- Butano	0,0176	0,00926	0,00442
n-Butano	0,0374	0,0169	0,00894
i- Pentano	0,0095	0,00468	0,00224
n-Pentano	0,0104	0,00478	0,00221
n-Hexano	0,0087	0,00507	0,003
	1	1	1
GPM	8,6	5,7	2,6

Fuente: Autores

6.2.1 Proceso Joule-Thomson

El esquema básico de la planta Joule-Thomson se compone de un compresor por el cual ingresa el gas y es llevado a una presión de por lo menos 1000 psia, esto con el fin de aprovechar al máximo la expansión en la válvula. Luego de esta compresión, el gas pasa por un intercambiador gas-gas y un cooler que proporcionan enfriamiento y lo llevan a una temperatura de -15°F a la entrada del separador en frío. La caída de presión en la válvula J-T es de 300 psia y de ahí entra a la torre desmetanizadora donde se recuperado el LGN condensado.

6.2.2. Proceso Turboexpander convencional

El gas de entrada ingresa a un compresor que eleva la presión hasta 1000 psia, este es el proceso turboexpander básico, en el cual solo tenemos un intercambiador gas-gas que provee refrigeración a la corriente. En el primer separador se forma líquido por condensación debido al enfriamiento de la corriente. El gas que sale del separador entra a un intercambiador gas-gas en el cual se aprovecha la refrigeración proveniente del gas que sale del tope de la desmetanizadora, y es llevado a un separador a menor temperatura (-62°F). Al gas que sale del separador se le aplica una expansión por medio de un turboexpander, y es llevado hasta una presión de 300 psia. Posteriormente entra a la desmetanizadora en donde el producto de fondo será en LGN recuperado y el producto de tope será recomprimido para cumplir con especificaciones de venta donde puede ser reinyectado o enviado a las líneas de tubería.

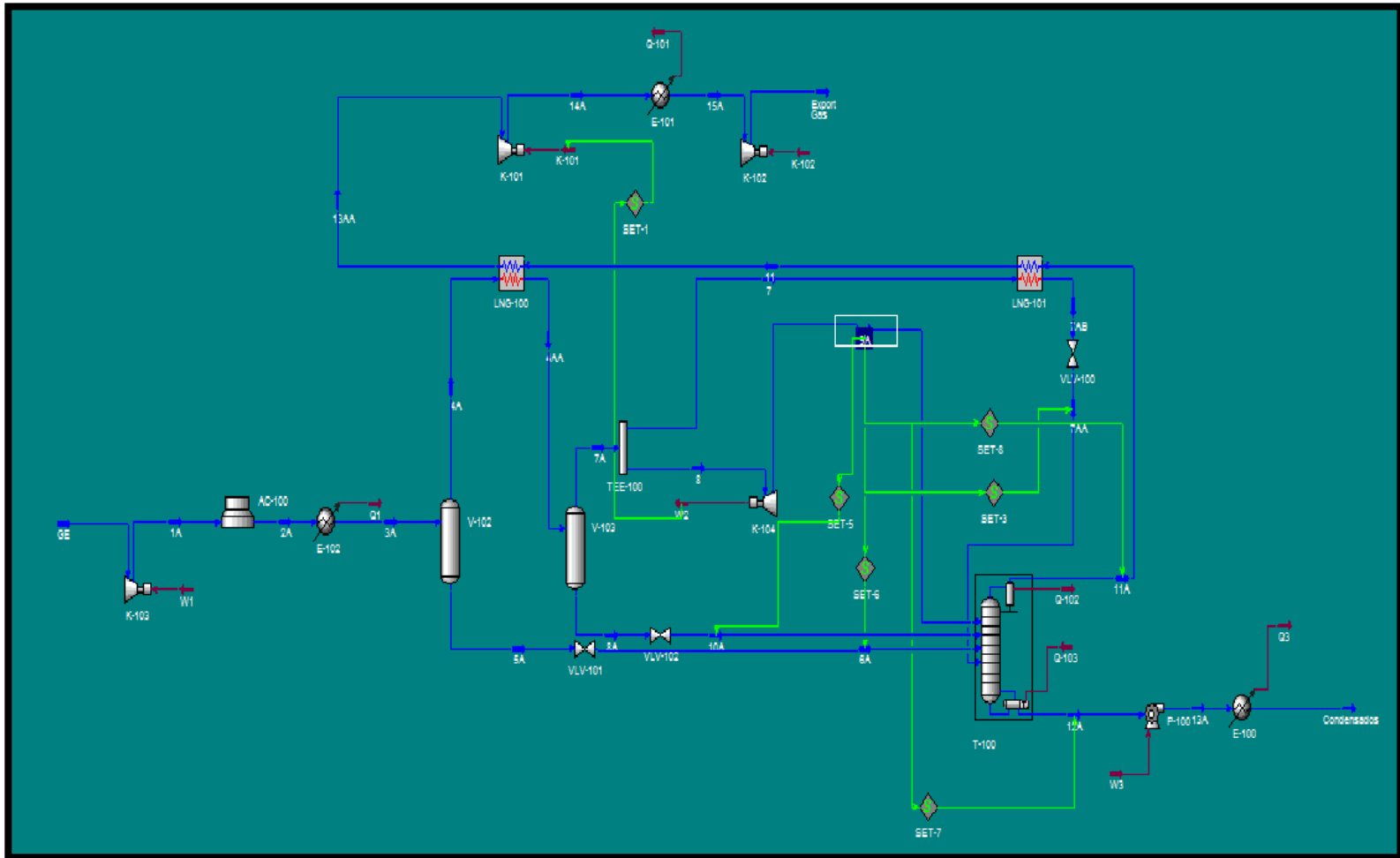
6.2.3 Proceso Turboexpander con una corriente de reflujo.

Este proceso es bastante similar al convencional, la diferencia radica en una corriente de reflujo que proporciona enfriamiento. La corriente de reflujo es proveniente del separador en frío, y es dividida en dos; una entra al expander y la otra (corriente de reflujo) es enfriada con producto de tope de la desmetanizadora. La presión de salida del expander es de 300 psia, la variación de temperatura de la corriente entrante del separador frío y del reflujo enfriado después del intercambio de calor con el producto de tope de la desmetanizadora optimiza el recobra de líquidos de gas natural. La corriente de reflujo entra a la desmetanizadora a $-143.4\text{ }^{\circ}\text{F}$, más baja que la temperatura de la corriente proveniente del expander que es de $-135\text{ }^{\circ}\text{F}$.

6.2.4 Proceso Turboexpander con un intercambiador gas-liquido

En este proceso un intercambiador gas-liquido es adherido al proceso convencional. El líquido que sale del separador en frío es enfriado a través de una válvula y luego enviado a un separador adicional para separar el vapor formado del líquido. La corriente líquida enfría el gas proveniente del intercambiador gas-gas. El vapor que sale del separador no alimenta la desmetanizadora pero es mezclado con la corriente de tope de esta. En este proceso variando las temperaturas de las dos corrientes que salen del intercambiador gas-liquido, se maximiza el recobro de etano.

Figura 46 Proceso Turboexpander con corriente de reflujo



Fuente: Autores

6.3 ANÁLISIS DE RESULTADOS

Teniendo en cuenta que la composición del gas es importante en la determinación del tipo de proceso de recobro de líquidos a ser implementado, se realizaron varias corridas con 3 tipos de composición diferente (gas rico1, gas rico 2 y gas pobre) para poder evaluar las ventajas y desventajas de las diferentes alternativas propuestas (Turboexpander convencional, con corriente de reflujo, intercambiador gas-líquido y Joule-Thomson). El recobro de líquidos alcanzado, el trabajo en el compresor-expansor, la energía del rehervidor, son todos parámetros que no solo representan una parte significativa del capital requerido sino también un indicativo de la energía a utilizar en las facilidades.

Para una mejor representación de los resultados obtenidos durante las corridas, se muestran diagramas y tablas resumiendo los mismos. Se ha hecho énfasis en mostrar los valores de energía, recobro de etano y recobro de propano.

Las tablas 6, 7 y 8 muestran el trabajo realizado en el expansor y en el rehervidor.

Tabla 6. Duty en el expansor y rehervidor para el gas rico 1.

GAS RICO 1	
TURBOEXPANDER CONVENCIONAL	
DUTY REHERVIDOR (Kj/hr)	1,65E+07
DUTY EXPANDER (Kj/hr)	2,40E+05
TURBOEXPANDER CON CORRIENTE DE REFLUJO	
DUTY REHERVIDOR (Kj/hr)	1,67E+07
DUTY EXPANDER (Kj/hr)	1,68E+05
PROCESO CON INTERCAMBIADOR GAS-LIQUIDO	
DUTY REHERVIDOR (Kj/hr)	1,69E+07
DUTY EXPANDER (Kj/hr)	1,87E+05

Fuente: Autores

Tabla 7. Duty en el expansor y rehervidor para el gas rico 2.

GAS RICO 2	
TURBOEXPANDER CONVENCIONAL	
DUTY REHERVIDOR (Kj/hr)	1,12E+07
DUTY EXPANDER (Kj/hr)	1,32E+06
TURBOEXPANDER CON CORRIENTE DE REFLUJO	
DUTY REHERVIDOR(Kj/hr)	1,18E+07
DUTY EXPANDER (Kj/hr)	9,20E+05
TURBOEXPANDER CON INTERCAMBIADOR GAS-LIQUIDO	
DUTY REHERVIDOR (Kj/hr)	1,39E+07
DUTY EXPANDER (Kj/hr)	9,72E+05

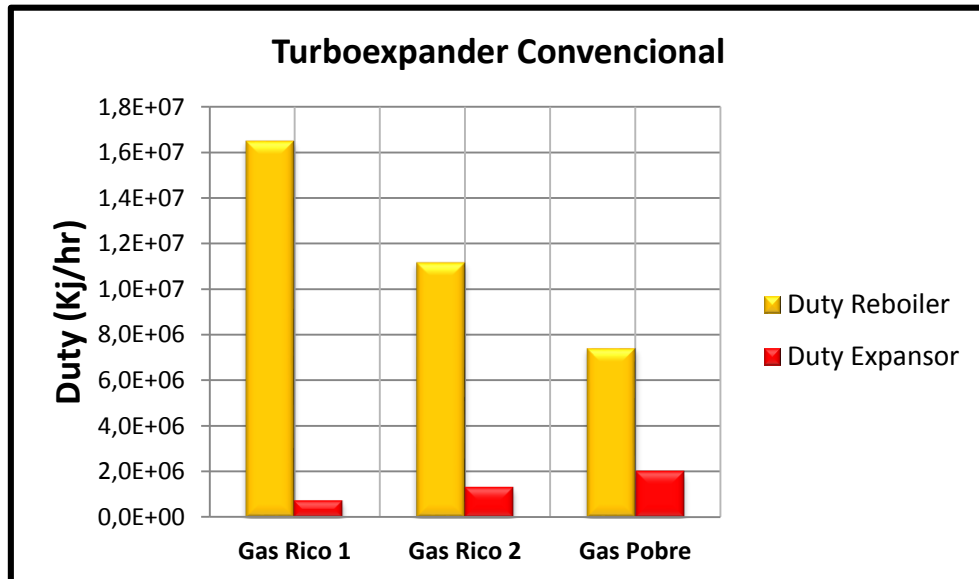
Fuente: Autores

Tabla 8. Duty en el expander y rehervidor para el gas pobre.

GAS POBRE	
TURBOEXPANDER CONVENCIONAL	
DUTY REHERVIDOR (Kj/hr)	7,46E+06
DUTY EXPANDER (Kj/hr)	2,01E+06
TURBOEXPANDER CON CORRIENTE DE REFLUJO	
DUTY REHERVIDOR (Kj/hr)	9,58E+06
DUTY EXPANDER (Kj/hr)	1,29E+06
TURBOEXPANDER CON INTERCAMBIADOR GAS-LIQUIDO	
DUTY REHERVIDOR (Kj/hr)	1,19E+07
DUTY EXPANDER (Kj/hr)	1,41E+06

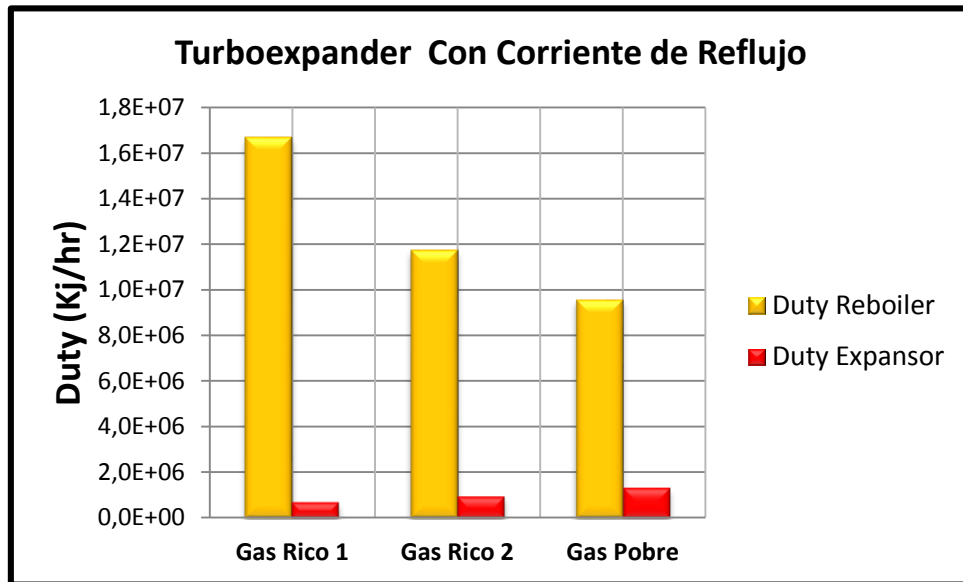
Fuente: Autores

Figura 48 Duty del rehervidor y el expander para el proceso Turboexpander convencional.



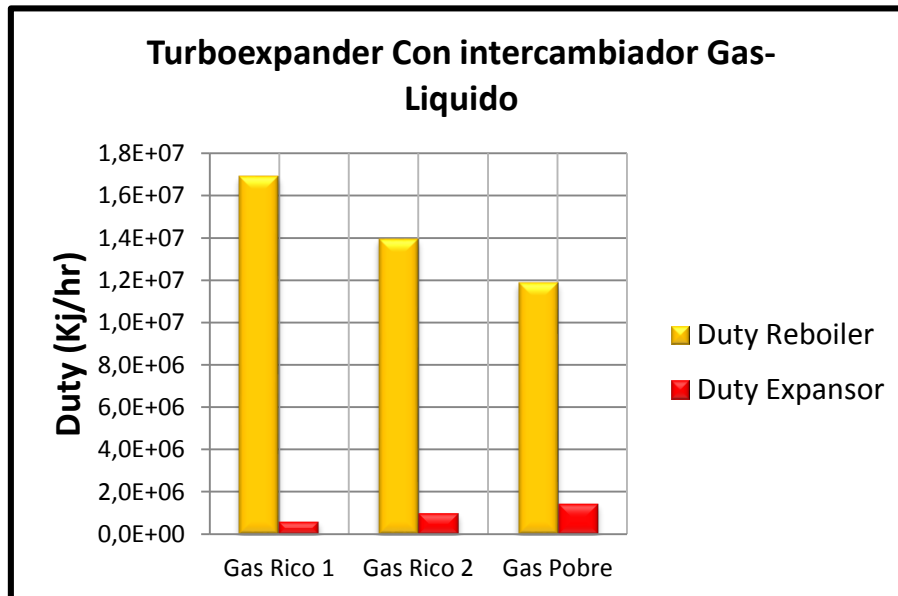
Fuente: Autores

Figura 49 Duty del rehervidor y el expander para el proceso Turboexpander con corriente de reflujo



Fuente: Autores

Figura 50 Duty del rehervidor y el expander para el proceso Turboexpander con Intercambiador Gas-Líquido.



Fuente: Autores

La principal recuperación de energía ocurre en el expander, la cual es luego utilizada para la recompresión del gas de venta. Las figuras 48, 49 y 50 muestran los dutys del rehervidor y del expansor para los diferentes esquemas de procesos turboexpander utilizados. El comportamiento de las gráficas nos muestra que para todos los esquemas, el contenido de trabajo producido en el expander fue mayor para el gas pobre. Esto es debido a que en los gases más ricos la fracción de componentes pesados es mayor, lo que ocasiona que una menor cantidad de livianos se vaya por el tope del segundo separador en frío, llevando a que se produzca menos trabajo en la turbina. Análisis similares se encuentran en la literatura, uno de ellos un artículo llamado “Simulation of Turbo-Expander processes for recovering of natural gas liquids from natural gas”³⁰, en el cual los autores evalúan parámetros similares, y sus resultados tienen una tendencia similar a los presentados en este proyecto.

Tabla 9. Eficiencia de recobro de LGN en todos los procesos para el Gas

Rico 1.

GAS RICO 1					
		Turboexpander Convencional	Turboexpander Con Corriente de Reflujo	Turboexpander Con Intercambiador Gas-liquido	Joule-Thomson
Componente	Flujo de Entrada (Kmol/Hor)	% recobro	%recobro	% recobro	%recobro
Metano	1937,1	0	0	0	0
Etano	357,66	47,6	47,3	48,1	43,7
Propano	285,06	94,2	94,1	94,9	80,7
i-Butano	52,589	99,5	99,0	99,2	91,2
n-Butano	111,75	99,8	99,6	99,7	94,4
i-Pentano	28,386	100	99,9	100	98,6
n-Pentano	31,075	100	100	100	100
n-Hexano	25,996	100	100	100	100

Fuente: Autores

³⁰ JIBRIL K.L.,AL- HUMAIZI A.I, IDRIS A.A, IBRAHI A.A..Simulation of Turbo-Expander processes for recovering of natural gas liquids from natural gas. 2005

Tabla 10. Eficiencia de recobro de LGN en todos los procesos para el Gas Rico 2.

GAS RICO 2					
		Turboexpander Convencional	Turboexpander Con Corriente de Reflujo	Turboexpander Con Intercambiador Gas-liquido	Joule-Thomson
Componente	Flujo de Entrada (Kmol/Hor)	% recobro	%recobro	% recobro	%recobro
Metano	2377	0	0	0	0
Etano	316,73	26,90	26,86	26,89	23,2
Propano	163,44	96,3	95,1	96,2	63,4
i-Butano	27,669	99,5	99,4	99,5	83,0
n-Butano	50,497	99,8	99,7	99,8	88,6
i-Pentano	13,984	100,0	100,0	100,0	96,3
n-Pentano	14,283	100,0	100,0	100,0	97,7
n-Hexano	15,149	100,0	100,0	100,0	99,6

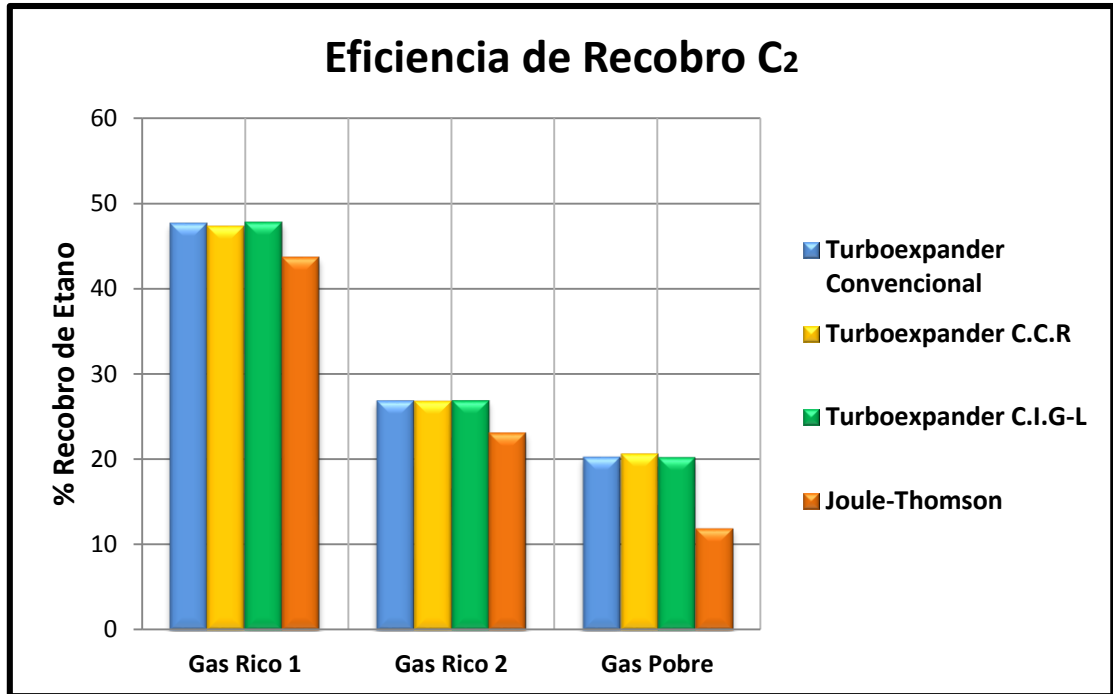
Fuente: Autores

Tabla 11. Eficiencia de recobro de LGN en todos los procesos para el Gas Pobre.

GAS POBRE					
		Turboexpander Convencional	Turboexpander Con Corriente de Reflujo	Turboexpander Con Intercambiador Gas-liquido	Joule-Thomson
Componente	Flujo de Entrada (Kmol/Hor)	% recobro	%recobro	% recobro	%recobro
Metano	2514,3	0	0	0	0
Etano	147,91	20,3	20,7	20,3	12,0
Propano	62,509	95,0	94,8	95,9	36,4
i-Butano	13,207	96,5	99,2	99,3	60,8
n-Butano	26,713	99,6	99,6	99,7	70,8
i-Pentano	6,6931	100,0	100,0	100,0	88,1
n-Pentano	6,6035	100,0	100,0	100,0	92,2
n-Hexano	8,964	100,0	100,0	100,0	98,6

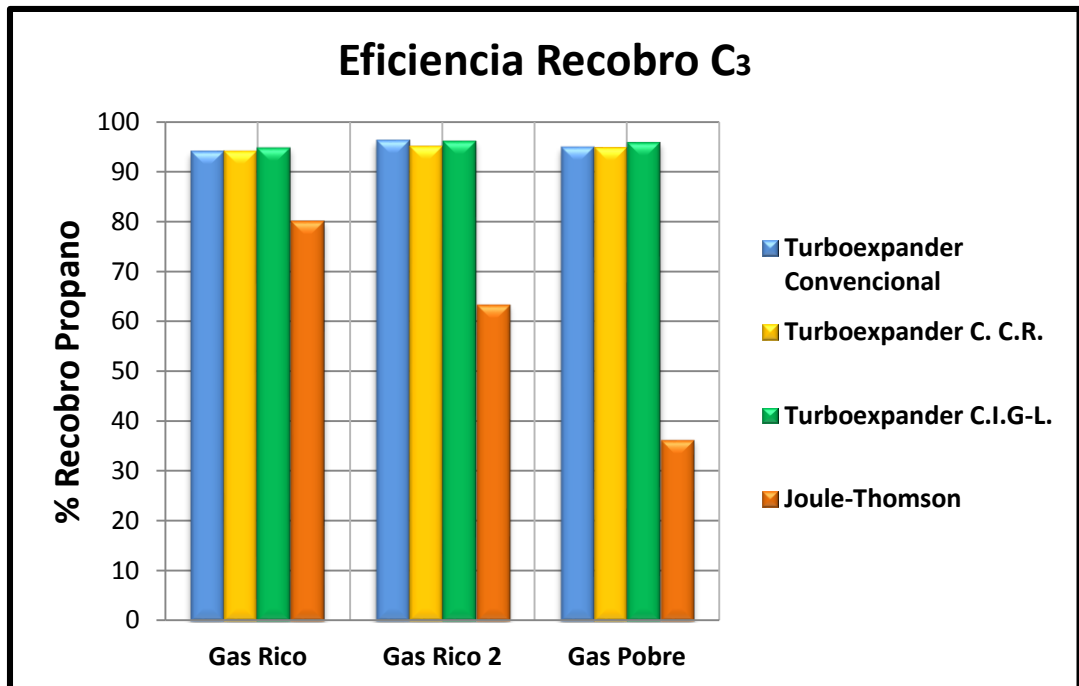
Fuente: Autores

Figura 51 Eficiencia de recobro de Etano.



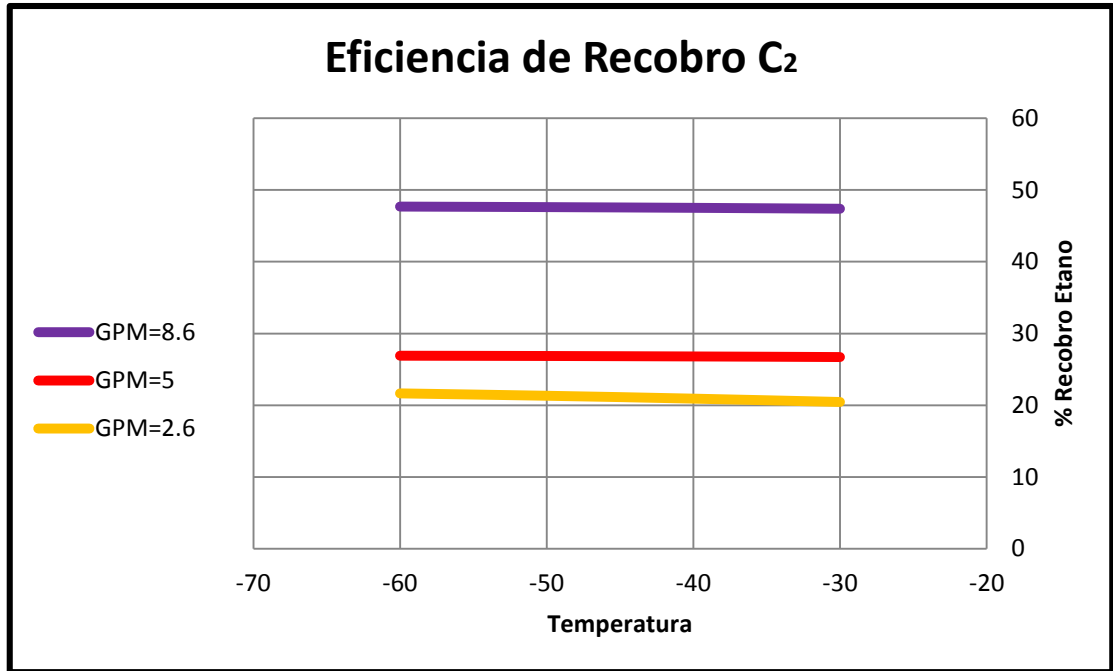
Fuente: Autores

Figura 52 Eficiencia de recobro de Propano.



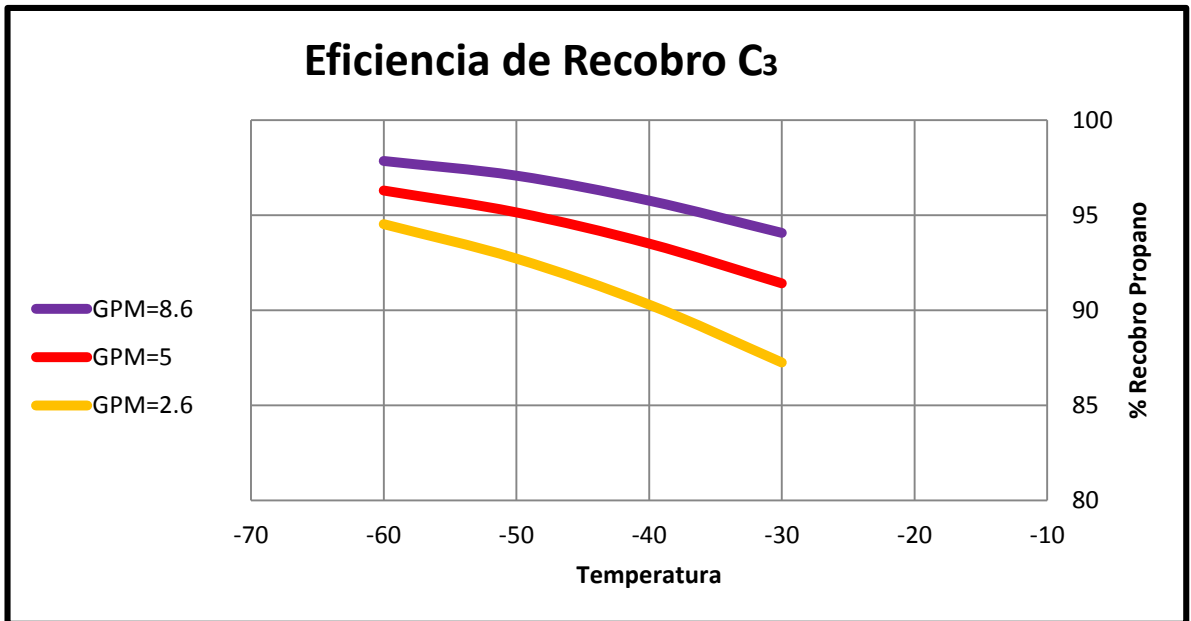
Fuente: Autores

Figura 53 Eficiencias de recobro de Etano



Fuente: Autores

Figura 54 Eficiencias de recobro de Propano.



Fuente: Autores

Las figuras 51 – 54 muestran las eficiencias de recobro de etano (51 y 53) y propano (52 y 54) respectivamente. El recobro más alto de etano se obtuvo en el proceso turboexpander con intercambiador gas-liquido, sin embargo no hubo una diferencia marcada entre los resultados de las variaciones de turboexpander en general, mientras que con el proceso Joule-Thomson la diferencia fue más notable. Realmente la eficiencia de recobro etano obtenida no fue tan alta como se esperaba, en cambio la recuperación obtenida de propano condensado se mantuvo por encima del 95% para todos los procesos turboexpander. Para los procesos con el Gas Rico 1, con un GPM de 8.6 se logró un recobro de casi 50% de Etano, mientras que en el Gas Pobre (GPM de 2.6) solo se alcanzó un 20%. La variación del GPM (contenido de hidrocarburos líquidos recuperables) mostro cambios más significativos en los resultados de recobro de etano y propano, en comparación con las variaciones en las condiciones de operación de los procesos (presión y temperatura).

CONCLUSIONES

- La eficiencia en la autorefrigeración mostrada por un intercambiador gas-gas y un intercambiador gas-líquido no fue significativa ya que no se alcanzó una mejora apreciable, en comparación con el proceso convencional.
- Entre los casos estudios desarrollados buscando alternativas de mejora en la eficiencia de recuperación de líquidos del gas natural, se estableció que la opción para alcanzar la mayor recuperación es el proceso turboexpander.
- En comparación con trabajos similares encontrados en la literatura, se obtuvo un porcentaje de recuperación de Etano más bajo, esto se sustenta en la falta de conocimiento de las condiciones de operación en particular usadas por cada autor.
- Este estudio ha demostrado que la selección de la configuración del proceso depende de la cantidad relativa de componentes pesados en la corriente de entrada.
- La herramienta software Hysys de AspenTech es efectiva al momento de simular procesos Turboexpander y Joule-Thomson y de esta manera obtener resultados de recobro de LGN aproximados a valores obtenidos en la experiencia; sin embargo para algunas composiciones de gas de entrada se presentaron problemas de convergencia.

RECOMENDACIONES

- Se recomienda hacer un estudio similar incluyendo un análisis económico que permita tener otro parámetro de selección para establecer el proceso adecuado.
- Se recomienda hacer un estudio en el cual se incluya una comparación usando una herramienta software para todos los procesos de autorefrigeración, incluyendo refrigeración mecánica y Twister.

BLIBLIOGRAFÍA

1. ABDEL-AAL HK AND AGGOUR MOHAMED. Petroleum And Gas Field Processing. Dhahran, Arabia Saudi 2003
2. ARNOLD KEN AND STEWART MAURICE, Surface Production Operations Volume 1. 1999. Houston U.S
3. ARNOLD KEN AND STEWART MAURICE, Surface Production Operations Volume 2. 1999. Houston U.S
4. ARTHUR J. KIDNAY Y WILLIAM R. PARRISH, Fundamentals of Natural Gas Processing, 2006.
5. B. H. SAGE AND W. N. LACEY. Joule-Thomson Coefficients For Two Natural Gases. Paper, Los Angeles Octubre 1942
6. BOYUN GUO AND GHALAMBOR ALI. Natural Gas Engineering handbook, University of Louisiana al Lafayette. 2005
7. CAMPBELL, Technical Assistance for The Service Design, Operation, And Maintenance Of Gas Plants 2003 Columbia.
8. CHUCHIMAQUE LUGO JULIAN EDUARDO, Evaluación del efecto joule-thomson y el holdup de líquido en sistemas de transporte de gas natural. Universidad industrial de Santander. 2006.

9. HERNANDEZ WATSON, PEREZ HENRY. Optimización de los procesos de fraccionamiento en la planta de gas del centro a partir del uso de las herramientas de HYSYS. Universidad industrial de Santander. 2010
10. IKOKU CHI U.. Natural Gas Production Engineering, The Pennsylvania State University. 1992.
11. JARAMILLO ALONSO, simulación de procesos usados en HYSYS aplicaciones en tratamiento de gas natural y destilación de hidrocarburos-ECOPETROL. 2002.
12. JIBRIL K.L., AL- HUMAIZI A.I, IDRIS A.A, IBRAHI A.A. Simulation of Turbo-Expander processes for recovering of natural gas liquids from natural gas. 2005.
13. J.M BROUWER, H.D. EPSOM. Twister supersonic gas conditioning for unmanned platforms and subsea gas processing. 2003
14. KEITH A. BULLIN, KENNETH R. HALL , Optimization of Natural Gas Processing Plants Including Business Aspects, 2000.
15. Low-Temperature Separation Applied to Lease Production of Stable condensate and Natural Gasoline.
16. LYNCH JOE T., How to compare cryogenic process design alternatives for a new project. 2007.
17. MAK JOHN. Patent Application Title: Ethane Recovery Methods And Configurations. 2010.

- 18.** MOKHATAB, S., POE, W. & SPEIGHT J. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Massachusetts USA: Gulf Professional Publishing, 2006.
- 19.** NICHITA, D. V., & LEIBOVICI, Calculation of Joule-Thomson inversion curves for two-phase mixtures. Fluid Phase Equilibria, 2006.
- 20.** NUSAIR MOHAMMED IBN HASAN, Fundamentals of Mechanical Engineering Department of Mechanical Engineering, 2002.
- 21.** OPTIMUM DESIGN OF TURBO-EXPANDER ETHANE RECOVERY PROCESS. 2008.
- 22.** SANTOS, Nicolas. Especialización Ingeniería del Gas, Recobro de Líquidos de Gas Natural. Año 2011.
- 23.** SANTOS RUEDA NICOLAS, MURILLO PAOLA. Metodología para el diseño conceptual de plantas de endulzamiento de gas natural empleando membranas permeables. Universidad industrial de Santander. 2010
- 24.** TONNE R.R., RAMBO C.I., LAWRENCE J.B. AND EWAN D.N., Why cryogenic processing. 1995
- 25.** TWISTER SUPERSONIC GAS SOLUTIONS. How does twister work?. 2009.
- 26.** W.G. KORTEKAAS, C.J. PETERS, J. DE SWAAN ARONS, Joule-Thomson expansion of high-pressure-high-temperature gas Condensates, 1997.

- 27.** WILKINSON JOHN D. AND HUDSON HANK M., Improved NGL recovery designs maximize operating flexibility and product recoveries. 1992.
- 28.** WILKINSON JOHN D., HUDSON HANK M., LYNCH JOE T. AND PITMAN RICHARD N. Process retrofits maximize the value of existing NGL and LPG recovery plants. 2003.
- 29.** YOUNGER, A.H., Natural Gas Processing and Technology, Universidad de Calgary, Calgary 2004.