

**ESTUDIO DE LAS TECNOLOGIAS PARA EL CONTROL DE DEW POINT DE LA  
CORRIENTE DE GAS NATURAL PRODUCIDA EN LA ESTACION TOCARIA DE  
PERENCO COLOMBIA LIMITED**

**DIANA CAROLINA AMADO DUARTE  
LUIS CARLOS VILLACRECES ARENAS**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS  
ESCUELA DE INGENIERIA DE PETROLEOS  
BUCARAMANGA**

**2015**

**ESTUDIO DE LAS TECNOLOGIAS PARA EL CONTROL DE DEW POINT DE LA  
CORRIENTE DE GAS NATURAL PRODUCIDA EN LA ESTACION TOCARIA DE  
PERENCO COLOMBIA LIMITED**

**DIANA CAROLINA AMADO DUARTE  
LUIS CARLOS VILLACRECES ARENAS**

**TRABAJO DE GRADO PRESENTADO COMO REQUISITO PARA OPTAR AL  
TITULO DE ESPECIALISTA EN INGENIERÍA DEL GAS**

**Director de Proyecto  
Msc. HERMES PEÑA**

**Codirector de Proyecto  
Ing. RAFAEL ANTONIO PEÑA PRADA**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS  
ESCUELA DE INGENIERIA DE PETROLEOS  
BUCARAMANGA**

**2015**

## CONTENIDO

INTRODUCCION .....	14
1. DESCRIPCION DE LA ESTACION DEL CAMPO PETROLERO .....	16
1.1 INFORMACIÓN GENERAL .....	16
1.2 CARACTERÍSTICAS AMBIENTALES .....	16
1.2.1 Climatológico. ....	17
1.2.1.1 Precipitación. ....	17
1.2.1.2 Temperatura. ....	18
1.2.1.3 Humedad Relativa. ....	18
1.2.1.4 Brillo Solar.....	18
1.3 DESCRIPCIÓN DE LAS INSTALACIONES.....	19
1.4 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA ESTACIÓN TOCARÍA.....	20
1.5 PROPIEDADES DEL GAS NATURAL DE LA ESTACIÓN TOCARÍA .....	22
2. PUNTO DE ROCIO DE HIDROCARBURO Y TECNOLOGIAS PARA SU CONTROL .....	27
2.1 PUNTO DE ROCÍO Y CALIDAD DEL GAS .....	27
2.2 CONTROL DEL PUNTO DE ROCÍO DE HIDROCARBUROS.....	29
2.3 SELECCIÓN DEL PROCESO DE RECOBRO DE LÍQUIDOS DE GAS NATURAL .....	40
2.4 ESTABILIZACIÓN DE CONDENSADOS.....	43
2.5 HUMEDAD DEL GAS .....	46
3. DISEÑO Y SIMULACION DE LA PLANTA DE PROCESAMIENTO CON TECNOLOGIAS DE REFRIGERACIÓN .....	48
3.1 CONTROL DE DEW POINT GAS ESTACIÓN TOCARÍA.....	48
3.1.1 Comparación de tecnologías Control de Dew Point.....	48

3.2 CALCULO DE LÍQUIDOS DE GAS NATURAL EN GPM DE GAS DE LA ESTACIÓN TOCARÍA.....	49
3.3 PODER CALORÍFICO DEL GAS DE LA ESTACIÓN TOCARÍA. ....	51
3.3.1 Condición del gas antes de ser quemado para el poder calorífico.....	51
3.3.2 Condición del agua de combustión después ser quemado para el poder calorífico. ....	51
3.4 CONTENIDO DE AGUA DEL GAS DE LA ESTACIÓN TOCARÍA. ....	53
3.5 FORMACIÓN DE HIDRATOS EN EL GAS DE LA ESTACIÓN TOCARÍA .....	53
3.5.1 Factores que promueven la formación de hidratos. ....	55
3.5.2 Métodos para prevenir la formación de hidratos. ....	56
3.6 DISEÑO Y SIMULACIÓN EN HYSYS DE LAS TECNOLOGÍAS ESTUDIADAS (REFRIGERACION MECANICA, JOULE THOMSON Y TURBOEXPANDER) PARA LA RECUPERACIÓN DE LÍQUIDOS DE GAS NATURAL DE LA ESTACION TOCARÍA.....	59
3.7 REFRIGERACIÓN MECÁNICA CON PROPANO .....	60
3.8 AUTO-REFRIGERACIÓN POR EXPANSIÓN CON VÁLVULA DE JOULE THOMSON.....	64
3.9 REFRIGERACIÓN CRIOGÉNICA POR TURBOEXPANDER.....	69
4. ANALISIS Y COMPARACION DE LOS RESULTADOS .....	71
5. CONCLUSIONES .....	74
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	76
BIBLIOGRAFIA .....	78
ANEXOS.....	79

## LISTA DE TABLAS

<b>Tabla 1.</b>	Base de Diseño, Composición de Gas Natural.....	23
<b>Tabla 2.</b>	Ventajas y Desventajas de las Tecnologías para Recuperación de Líquidos de Gas Natural.....	42
<b>Tabla 3.</b>	Cuadro Comparativo de las Tecnologías Estudiadas Para el Control de Dew Point, del Gas Natural de La Estación Tocaría. ....	49
<b>Tabla 4.</b>	Galones de líquido por mil pies cúbicos de gas procesado (GPM). ....	50
<b>Tabla 5.</b>	Regla para recobro de líquidos.....	51
<b>Tabla 6.</b>	Poder Calorífico Bruto Gas Estación Tocaría. ....	52
<b>Tabla 7.</b>	Temperaturas de Regeneración de Glicol .....	59
<b>Tabla 8.</b>	Condiciones Generales de los Procesos .....	60
<b>Tabla 9.</b>	Variables de Proceso con inhibición de hidratos mediante Monoetilenglicol .....	61
<b>Tabla 10.</b>	Variables de Proceso con inhibición de hidratos mediante Dietilenglicol 61	
<b>Tabla 11.</b>	Variables de Proceso con inhibición de hidratos mediante Monoetilenglicol .....	64
<b>Tabla 12.</b>	Variables de Proceso con inhibición de hidratos mediante Dietilenglicol 65	
<b>Tabla 13.</b>	Variables de Proceso con Deshidratación del Gas mediante Tamiz Molecular .....	67
<b>Tabla 14.</b>	Variables de Proceso con inhibición de hidratos mediante Monoetilenglicol .....	69
<b>Tabla 15.</b>	Resultados obtenidos con las tecnologías en estudio para la recuperación de líquidos de gas natural. ....	72

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1.	Precipitación Mensual Yopal – Casanare (Estación Aeropuerto Yopal). .....	17
Figura 2.	Distrito de Perenco Colombia Limited Departamento de Casanare....	20
Figura 3.	Vista Esquemática del sistema de procesamiento de la Estación Tocaría.....	22
Figura 4.	Diagrama de fases Gas Natural Estación Tocaría. ....	24
Figura 5.	Contenido de agua en gases naturales .....	25
Figura 6.	Diagrama de Fases.....	28
Figura 7.	Etapas Termodinámicas de las diferentes tecnologías de recuperación de LGN. ....	31
Figura 8.	Diagrama de Flujo del Proceso de Refrigeración Mecánica .....	32
Figura 9.	Diagrama de Flujo del Proceso de Refrigeración con efecto Joule Thomson.....	34
Figura 10.	Diagrama de Flujo del Proceso de Refrigeración Criogénica .....	36
Figura 11.	Diagrama de Flujo del Proceso de una Planta de absorción con aceite pobre.....	38
Figura 12.	Esquema de una Planta Típica de Adsorción con lechos solidos .....	40
Figura 13.	Torre de Destilación de Platos Típica .....	44
Figura 14.	Curva Formación de Hidratos gas Estación Tocaría.....	54
Figura 15.	Propiedades de Inhibidores .....	57
Figura 16.	Simulación No. 1. Refrigeración Mecánica con Propano .....	63
Figura 17.	<b>Simulación No. 2.</b> Auto Refrigeración con Válvula JT .....	66
Figura 18.	Simulación No. 3. Auto Refrigeración con Válvula JT con Deshidratación del Gas mediante Tamiz Molecular.....	68
Figura 19.	Simulación No. 4. Auto Refrigeración con Válvula JT con Deshidratación del Gas mediante Tamiz Molecular.....	70

## LISTA DE ANEXOS

ANEXO A: Simulación en ASPEN HYSYS. Refrigeración Mecánica con Propano inhibidor de Formación de Hidratos Monoetilenglicol.....	79
ANEXO B: Simulación en ASPEN HYSYS. Refrigeración Mecánica con Propano inhibidor de Formación de Hidratos Dietilenglicol. ....	79
ANEXO C: Simulación en ASPEN HYSYS. Autorefrigeración con Valvula Joule Thomson inhibidor de Formación de Hidratos Monoetilenglicol.....	79
ANEXO D: Simulación en ASPEN HYSYS. Autorefrigeración con Valvula Joule Thomson inhibidor de Formación de Hidratos Dietilenglicol. ....	79
ANEXO E: Simulación en ASPEN HYSYS. Refrigeración Criogénica con Turboexpander con Tamiz Molecular.....	79

## RESUMEN

### TÍTULO:

**ESTUDIO DE LAS TECNOLOGIAS PARA EL CONTROL DE DEW POINT DE LA CORRIENTE DE GAS NATURAL PRODUCIDA EN LA ESTACION TOCARIA DE PERENCO COLOMBIA LIMITED\***

### AUTORES

**DIANA CAROLINA AMADO DUARTE  
LUIS CARLOS VILLACRECES ARENAS\*\***

### PALABRAS CLAVES:

**Dew Point de Hidrocarburos, Refrigeración Mecánica, Autorefrigeración, Refrigeración Criogénica, Válvula Joule Thomson, Turboexpander y Recuperación de Líquidos de Gas Natural.**

### DESCRIPCIÓN

La Estación Tocaría de la empresa de producción y exploración de petróleo "Perenco Colombia Limited", está ubicada en la Vereda del Taladro jurisdicción del municipio de Yopal, Departamento de Casanare. Actualmente tiene una producción de 158 Bbls de crudo y 8 MMscfd de gas natural sin procesar de los cuales se transporta 6 MMscfd por gasoducto a las demás estaciones para apoyar el sistema de levantamiento artificial de gas lift y 2 MMscfd son usados para auto generación. Este gas no posee condiciones de calidad requeridas en el RUT, pues se evidencia presencia de líquidos, los cuales ocasionan altos costos por mantenimientos no planeados, así como un impacto significativo en la confiabilidad del sistema de generación eléctrica y compresión para el sistema de gas lift.

Con el objetivo de comparar las tecnologías utilizadas para la recuperación de líquidos hidrocarburos desde el gas natural, se realizaron varias corridas con el fin de evaluar las ventajas y desventajas de las diferentes alternativas propuestas (Refrigeración Mecánica con propano, enfriamiento con Joule-Thomson y Turboexpander convencional). Se evaluó el recobro de líquidos hidrocarburos alcanzado (nafta y GLP), las temperaturas de formación de hidratos con cada inhibidor, el requerimiento de recompresión, el trabajo en el compresor-expansor y la energía del chiller. Lo anterior debido a que todos estos parámetros no solo representan una parte significativa del capital requerido, sino también se constituyen en un indicativo clave de la energía a utilizar en las facilidades.

De acuerdo a los resultados obtenidos la tecnología más eficiente corresponde a turbo expander. Con este proceso se obtiene una remoción superior al 85% del etano y esencialmente de todos los hidrocarburos más pesados hallados en el gas natural producido, para el caso de estudio se obtuvo una recuperación de líquidos de 385,4 Bbls/día de GLP y 84,03 Bbls/día de Nafta.

\*Trabajo de grado

\*\*Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director Msc. Hermes Peña .Codirector Ing. Rafael Antonio Peña Prada

## ABSTRACT

### TITLE:

**STUDY OF TECHNOLOGIES FOR CONTROL OF DEW POINT OF THE STREAM OF NATURAL GAS PRODUCED AT THE STATION TOCARIA DE PERENCO COLOMBIA LIMITED\***

### AUTHORS

Diana Carolina Amado Duarte

Luis Carlos Villacreces Arenas \*\*

**KEYWORDS:** Dew Point Hydrocarbons, Refrigeration Mechanic, Auto-refrigeration, Cryogenic Refrigeration, Joule Thomson valve, Turboexpander and Recovery of Natural Gas Liquids.

### Description

The station Tocaria of the company's production and exploration of oil "Perenco Colombia Limited" is located in the village of the drill (Vereda del Taladro) municipality of Yopal, in the Department of Casanare. Currently it has an output of 158 Bbls of oil and 8 MMscfd of raw natural gas which is transported 6 MMscfd by pipeline to the other stations to support the system of artificial lift of gas lift and 2 MMscfd are used for auto generation. This gas does not have required quality conditions in the RUT, because there is evidence of the presence of liquids, which cause high costs for unplanned maintenance, as well as a significant impact on system reliability of power generation and compression for the gas lift system.

In order to compare the technologies used for the recovery of liquid hydrocarbons from natural gas, several runs were conducted to evaluate the advantages and disadvantages of the various alternatives proposed (Mechanical Refrigeration propane, Joule-Thomson cooling and conventional turboexpander). The recovery of liquid hydrocarbons reached (naphtha and LPG), temperatures of hydrate formation with each inhibitor, the requirement for recompression, work on the compressor-expander and the chiller energy was evaluated. This because all these parameters not only represent a significant part of the required capital, but also constitute a key indicator of the energy used in the facilities.

According to the results the most efficient technology corresponds to turbo expander. This process is obtained a greater than 85% removal of ethane and essentially of all heavier hydrocarbons found in natural gas produced, for the case study, it was obtained a liquid recovery of 385.4 Bbls / day of LPG and 84,03 Bbls / day of Nafta.

\* Degree draft

\*\* Faculty of Physicochemical Engineering. School of Petroleum Engineering. Director Msc. Hermes Peña. Engineer Co-director. Rafael Antonio Peña Prada

## INTRODUCCION

La Estación Tocaría de la empresa de producción y exploración de petróleo “Perenco Colombia Limited”, está ubicada en la Vereda del Taladro jurisdicción del municipio de Yopal, en el Departamento de Casanare. Actualmente tiene una producción de 158 Bbls de crudo y 8 MMscfd de gas natural sin procesar de los cuales transporta 6 por gasoducto a las demás estaciones para apoyar el sistema de levantamiento artificial de gas lift y 2 MMscfd son usados para auto generación. Este gas no posee condiciones de calidad requeridas en el RUT, pues se evidencia presencia de líquidos, los cuales generan fallas en la estación y ocasionan altos costos por mantenimientos no planeados, así como un impacto significativo en la confiabilidad del sistema de generación eléctrica y compresión para gas lift.

Este gas producido por su composición en metano menor al 75% se considera como un gas rico con un potencial claro para su tratamiento con el fin de obtener una recuperación importante de líquidos de gas natural incluyendo etano, propano, butano y gasolina natural. La recuperación de estos componentes líquidos no sólo es necesaria para el control del punto de rocío de hidrocarburos y agua en la corriente de gas natural, sino también porque podría constituirse en una fuente importante de ingresos para Perenco Colombia Limited, ya que normalmente tienen un valor comercial notablemente superior como un producto independiente, que como parte de la corriente de gas natural.

Existen varios métodos para el recobro de líquidos hidrocarburos a partir de corrientes de gas natural, como lo son los procesos de adsorción, absorción, separación por membranas y los procesos de refrigeración. La elección del proceso ideal depende en gran medida de las condiciones del gas de entrada al sistema de

tratamiento; en donde se tiene que considerar primordialmente la composición, presión y temperatura.

El objetivo de esta monografía es el de comparar los resultados obtenidos en la recuperación de líquidos hidrocarburos desde el gas natural, mediante el uso de tecnologías de refrigeración como refrigeración mecánica con propano, auto refrigeración con válvula de Joule-Thomson y refrigeración criogénica con turboexpander, con dos escenarios en los dos primeros casos, inyección de Monoetilenglicol y Dietilenglicol y el ultimo con deshidratación del gas por absorción con tamiz molecular. Para determinar cuál de los procesos es el más eficiente de acuerdo a las características de cada escenario presentado, se realizará la corrida de cada proceso en la herramienta informática Aspen HYSYS y se efectuará el análisis comparativo de los resultados arrojados en cada simulación.

## **1. DESCRIPCION DE LA ESTACION DEL CAMPO PETROLERO**

### **1.1 INFORMACIÓN GENERAL**

La Estación Tocaría administrada por la empresa de producción y exploración de petróleo "Perenco Colombia Limited", está ubicada en jurisdicción del municipio de Yopal, en el Departamento de Casanare, a 30 km al Oriente de la cabecera municipal en las coordenadas geográficas son Norte 5° 01' 52.6" y Oeste 72° 21' 11.4".

La estación Tocaría Gas entró en operación en febrero de 1983 y Tocaría Crudo comenzó a operar en agosto de 1989. Actualmente la estación está conformada por doce (12) pozos y su producción es de 158 BBLS de crudo por día, 441 BBLS de agua residual por día y 2 MMPCD de Gas Natural de Inyección.

La operación del campo Tocaría está conformada por:

- (2) pozos productores de Gas y Crudo (Tocaría 4 y Tocaría12).
- Los pozos Tocaría 1 y Tocaría 3 se utilizan para inyectar las aguas producidas por el campo.
- Los pozos (Tocaría 2, 5, 6, 7, 8, 9,10 y 11) se encuentran fuera de operación.

### **1.2 CARACTERÍSTICAS AMBIENTALES**

En la zona del campo petrolero se destacan algunas características ambientales, las cuales se enuncian a continuación:

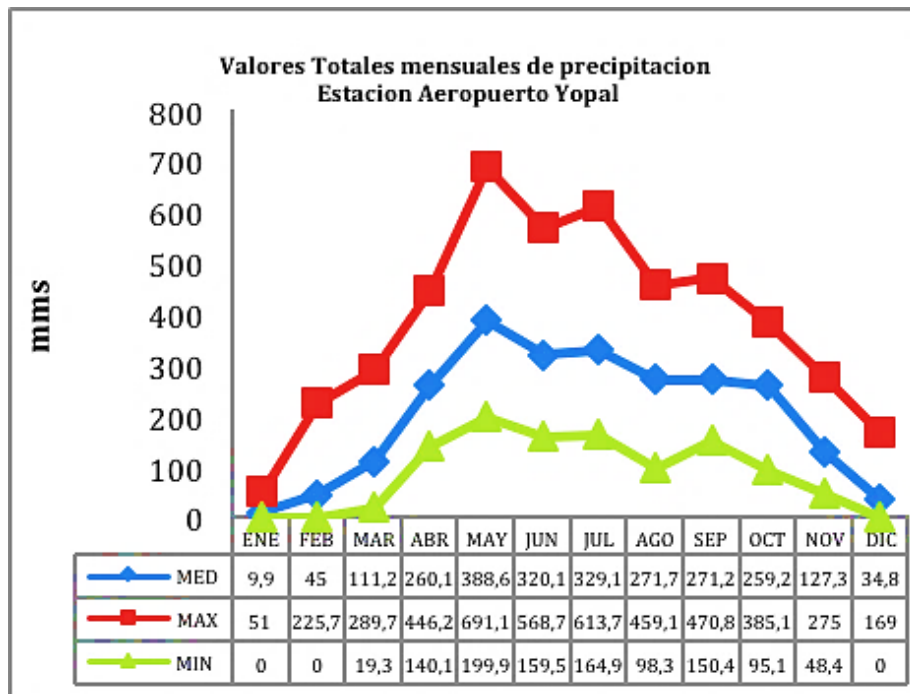
### 1.2.1 Climatológico.

La información climatológica se toma de las siguientes entidades IDEAM, IGAC e INAT, en las cuales se van a resaltar puntos como precipitación, temperatura, humedad relativa y brillo solar.

Para el análisis climático se toman registros del aeropuerto EL ALCARAVAN, punto cercano a la estación TOCARIA.

1.2.1.1 Precipitación. Mediante el trazado de isoyetas realizado, se estableció la distribución espacial de la precipitación, de donde se concluye que su distribución es de Suroeste (SW) a Noreste (NE); definiendo la línea de isoyetas de 2000 mm/año.

Figura 1. *Precipitación Mensual Yopal – Casanare (Estación Aeropuerto Yopal).*



Fuente: [www.yopal-casanare.gov.co](http://www.yopal-casanare.gov.co)

Anualmente la precipitación es de aproximadamente 1980 mm, con tendencia a disminuir mientras más se desplaza al NE, ya que la isoyeta 1500 estaría alrededor del aeropuerto de Arauca.

El régimen de distribución temporal de la precipitación, es del tipo unimodal caracterizado por presentar una época de verano y una época de invierno a través del año.

La época de verano se presenta en los meses de diciembre a marzo, con precipitaciones mensuales que no superan los 13.5 mm en el mes más seco que es enero. Durante este periodo se precipita el 8% de la lluvia total anual.

La época de invierno la comprenden los meses de abril a noviembre, con precipitaciones que alcanzan los 311 mm y 417 mm en los meses de mayo y junio principalmente. Durante este periodo se precipita el 92% y el 94% de la lluvia anual.

1.2.1.2 Temperatura. En el área donde se encuentra ubicada la estación Tocaría, su temperatura media mensual es de 26.9 °C y durante el año en tiempo frío es de 24.7 °C y en el mes más caliente es de 30 °C.

1.2.1.3 Humedad Relativa. La humedad relativa en el campo varía entre 71% para tiempo seco y 87% para la época lluviosa, con un valor promedio anual de 81%.

1.2.1.4 Brillo Solar. El régimen de brillo solar está determinado por el verano y el invierno respectivo, así es de esperarse que el mayor número de horas de brillo solar se presente en los meses de diciembre y marzo y el menor en los meses de abril a noviembre.

Las horas de brillo solar diarias promedio entre 3.8 (periodo lluvioso del año) y 8.3 (periodo seco del llano) con un brillo anual medio de 6.7 hr.

### 1.3 DESCRIPCIÓN DE LAS INSTALACIONES

La estación Tocaría está constituida por los diferentes elementos, los cuales se agrupan así:

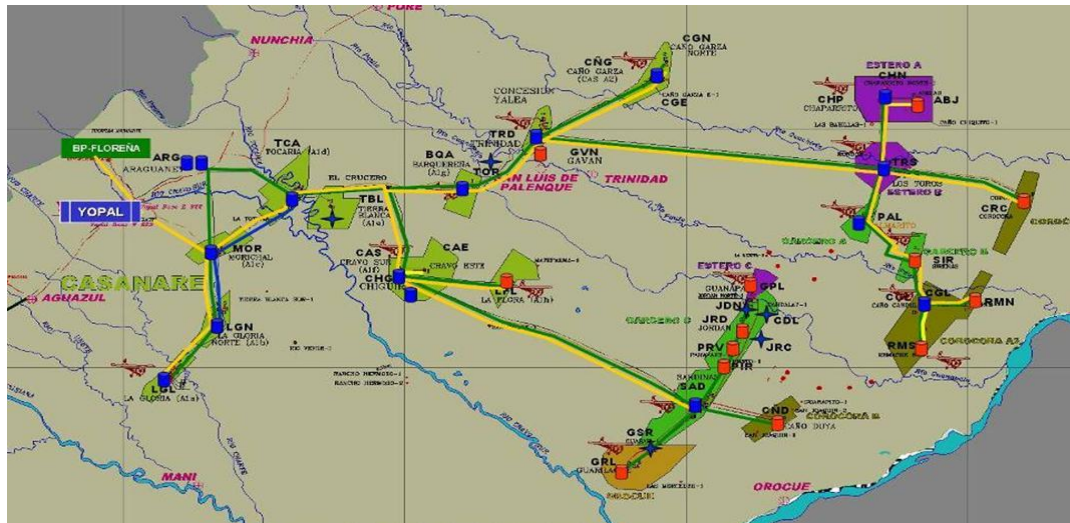
- Pozos y líneas de flujo.
- Equipos de producción, unidades de aditivos, separadores y tratadores de calor.
- Sistema de manejo de gas: filtros de contacto (SCRUBBER) y quemador (TEA).
- Sistemas de almacenamiento y evacuación (tanques, plantas generadoras de electricidad, bombas y trampas de raspadores).
- Sistemas de tratamiento y disposición de aguas de producción.
- Oficinas administrativas.

La estación Tocaría tiene como principal objetivo la recolección de crudo y gas natural que llegan de sus pozos productores. Se almacena y se bombea crudo desde allí hacia la estación Araguaney. El Gas Natural se descarga al gasoducto para el suministro de las estaciones de Trinidad, Caño Garza, Cravo Sur, Barquereña, Los Toros, Chaparrito y Palmarito. Una fracción del gas se utiliza en la misma estación para consumo interno.

El gas que se produce en la estación se lleva a los compresores de Gas lift para inyectarlo a los pozos que requieren levantamiento y otra parte se utiliza para la generación de energía.

En la figura 2 se ilustra el Distrito Perenco Colombia Limited Departamento de Casanare, donde las líneas verdes representan los oleoductos y las líneas amarillas el gasoducto.

Figura 2. Distrito de Perenco Colombia Limited Departamento de Casanare.



Fuente: Perenco Colombia Limited.

Actualmente la estación Tocaría Transporta 6 MMSCFD de gas natural por el gasoducto al resto de distrito y 2 MMSCFD para la estación, en los cuales el gas natural no posee condiciones de calidad requerida por el RUT.

#### 1.4 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA ESTACIÓN TOCARÍA

Los fluidos en cabeza de pozo son una mezcla multicomponente de moléculas de hidrogeno y carbono principalmente, donde cada componente tiene diferente densidad, presión de vapor y otras características físicas y químicas.

Dentro de los yacimientos los fluidos pueden estar en una o dos fases (liquida y Gaseosa), a una presión y temperatura de confinamiento; cuando el fluido se encuentra en una sola fase y es sometido a cambios de presión y temperatura, el fluido experimenta alteración en sus características fisicoquímicas. Al pasar esto en cabeza de pozo se genera liberación de gas en el seno del líquido, por lo cual se requiere la separación física de estas dos fases.

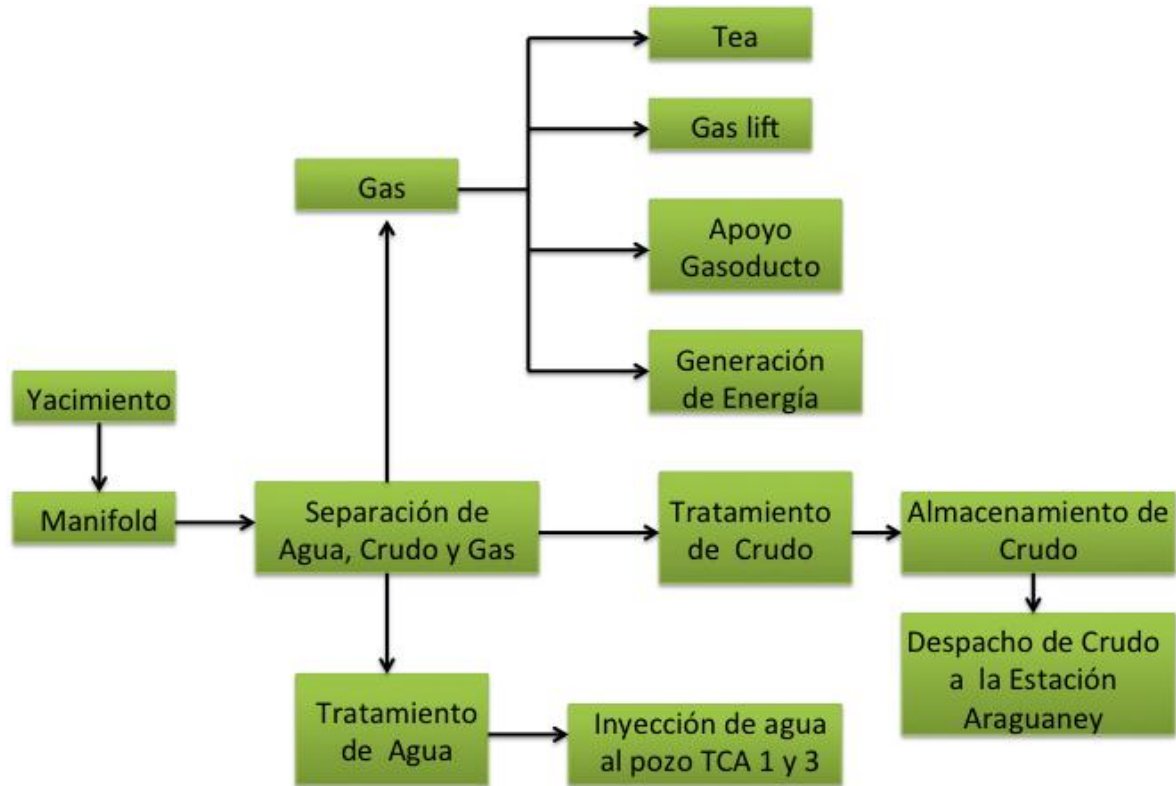
Es por eso que el fluido proveniente del yacimiento a la estación se direcciona a través de un conjunto de válvulas de control de dirección denominadas manifold o múltiple, con destino a los separadores de densidad, ya sean de prueba o de producción.

Es importante tener en cuenta que antes que el fluido llegue a los separadores se suministran diferentes productos químicos que a diario se utilizan para el tratamiento de crudo; dentro de los productos utilizados en la estación tocaría se encuentran los rompedores de emulsión directa, inversa, antiespumante, inhibidores de incrustaciones, inhibidores de corrosión, secuestrantes de sulfuros y oxígeno, biocidas, entre otros.

En la estación tocaría la operación más básica es el proceso de producción y tratamiento de crudo y gas, ya que es la separación de elementos por medio de densidades, en la cual dependen las condiciones de operación y de los objetivos que se pretendan alcanzar. La orientación de esto se debe, a incrementar producción, reducir costos por compresión de gas y estabilización de productos.

Al realizar la separación, el gas se utiliza en la generación de energía eléctrica, gas lift, soporte del gasoducto y tea, el crudo se envía a un tratador térmico y luego a tanques de almacenamiento, el agua se envía a otro proceso de separación y tratamiento. A continuación en la figura 3 se ilustra una vista esquemática del sistema de procesamiento de la estación Tocaría.

Figura 3. Vista Esquemática del sistema de procesamiento de la Estación Tocaría.



### 1.5 PROPIEDADES DEL GAS NATURAL DE LA ESTACIÓN TOCARÍA

Es importante tener en cuenta que el gas que se va estudiar termodinámicamente en la estación Tocaría es un fluido homogéneo de baja densidad y viscosidad, sus propiedades de Presión-Volumen-Temperatura y otras propiedades Físicas y Químicas son esenciales para el estudio de las tecnologías de control de Dew Point.

Las propiedades del gas natural de la estación, se obtuvieron a través de una cromatografía extendida realizada en el laboratorio CORELAB.

A continuación en la tabla No. 1 se establecen los parámetros de la composición del Gas de la estación en el punto donde se mezcla el gas proveniente de las estaciones Morichal, La Gloria, Tocaría y el Gasoducto de Floreña.

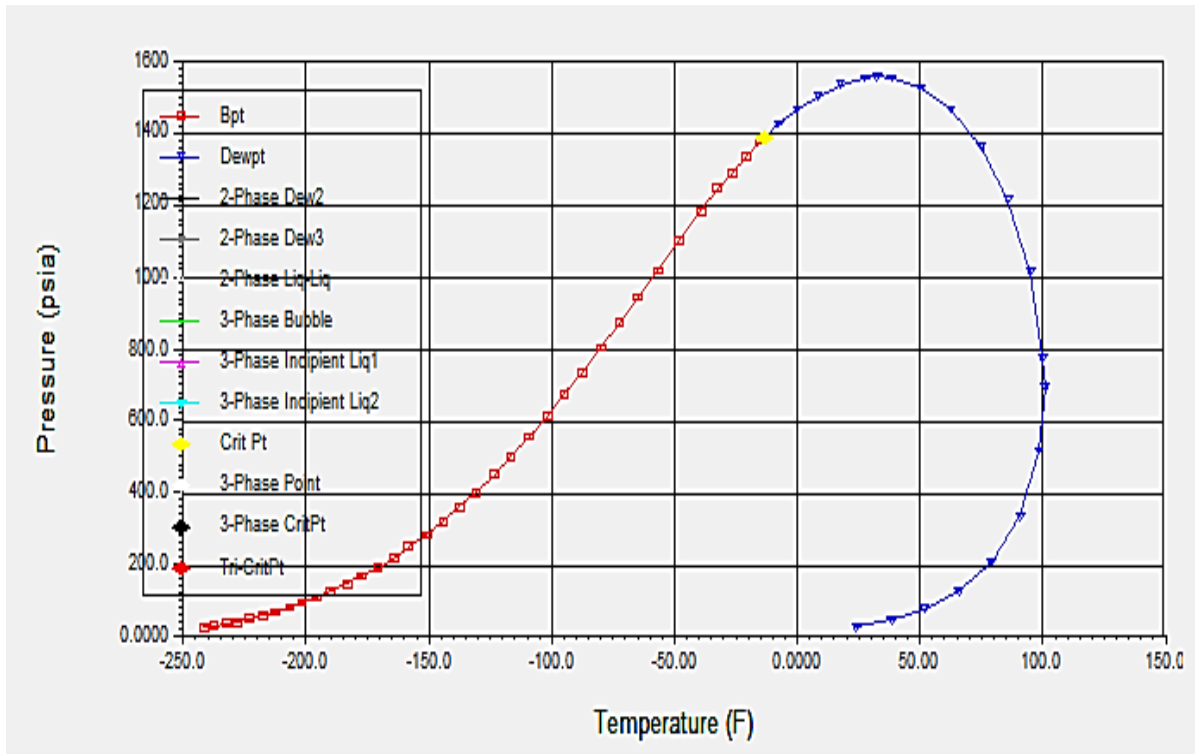
Tabla 1. Base de Diseño, Composición de Gas Natural.

Flujo	8MMSCFD		
Temperatura	110 F		
Presión	1000 PSI		
Composición	<b>FRACCION MOLAR</b>	<b>MASA MOLAR</b>	<b>Y1m1</b>
H <sub>2</sub> S	0	34.0820	0
CO <sub>2</sub>	0.038303	44.0100	1.685715
Nitrógeno	0.006100	28.0134	0.170882
Metano	0.749252	16.0430	12.02025
Etano	0.109808	30.0700	3.301927
Propano	0.056404	44.0970	2.487247
Iso-Butano	0.010901	58.1230	0.633599
N-Butano	0.014601	58.1230	0.848654
Iso-Pentano	0.004700	72.1500	0.339105
N-Pentano	0.003500	72.1500	0.252525
N-Hexano	0.002600	86.1770	0.22406
N-Heptano	0.001400	100.204	0.140286
N-Octano	0.000600	114.231	0.068539
N-Nonano	0.000100	128.258	0.012826
N-Decano	0	142.285	0
N-C11	0	156.000	0
Total	<b>1</b>		<b>22.18561</b>
Gravedad Especifica	<b>0.766011681</b>		

**Fuente:** CORELAB.

Con los las propiedades de la mezcla consignadas en la tabla No. 1, se realiza el diagrama de fases del Gas Natural de la estación Tocaría, la cual se aprecia en la Figura 4.

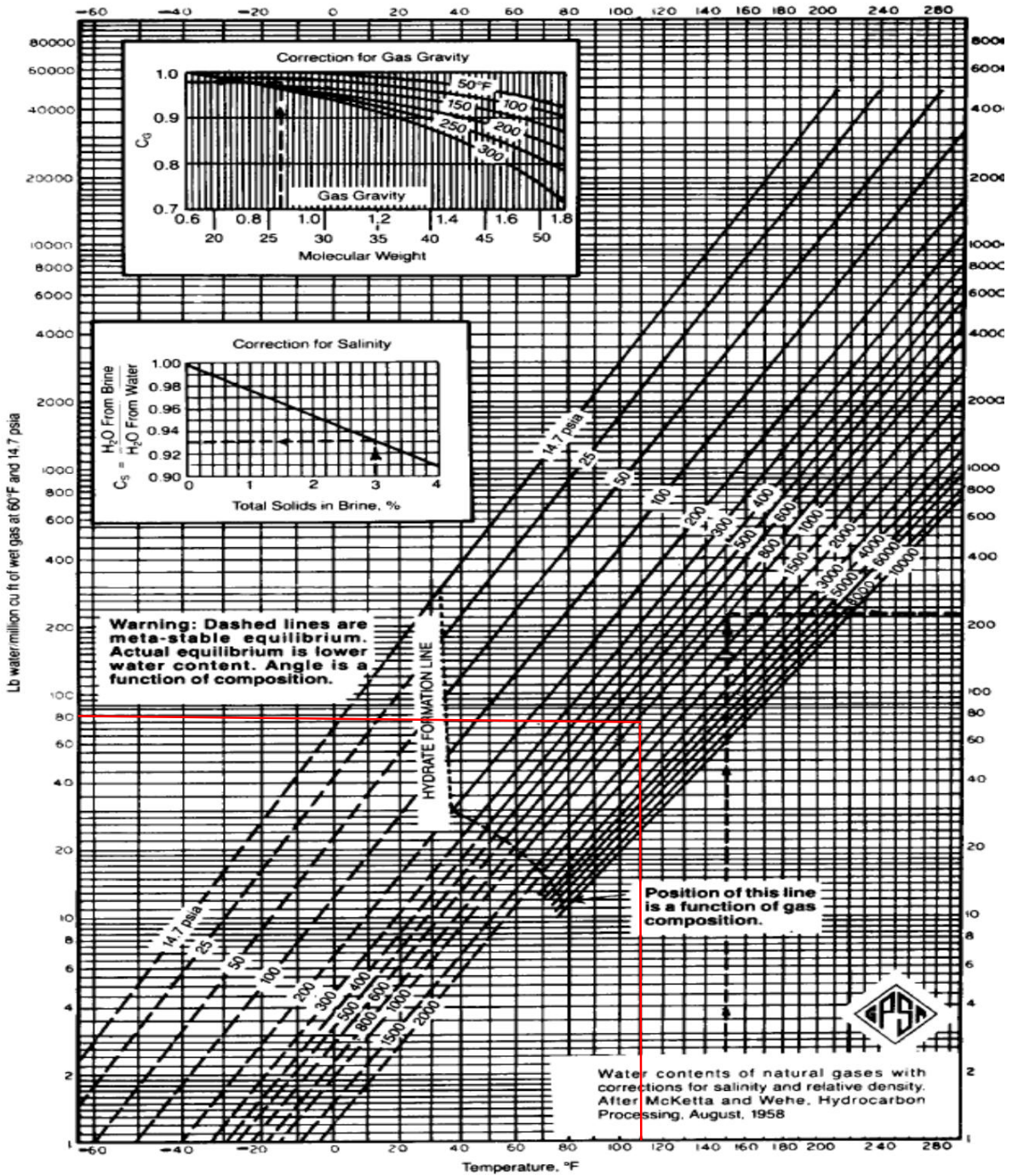
Figura 4. Diagrama de fases Gas Natural Estación Tocarfa.



**Fuente.** Autores.

A las condiciones de presión y temperatura de la mezcla, se obtiene las libras de agua/MMSCF mediante la figura 5.

Figura 5. Contenido de agua en gases naturales



Fuente: GPSA.

A 110 °F y 1000 psi se obtiene gráficamente que la humedad del gas corresponde a 80 lb de agua/MMscf, lo cual es un valor importante para el diseño de las facilidades para el procesamiento del gas teniendo en cuenta que se debe llevar por condiciones RUT a un valor inferior a 6 lb H<sub>2</sub>O/MMscf y valores inferiores para refrigeración del gas a temperaturas criogénicas.

Para analizar la viabilidad del estudio de tecnologías de control de Dew Point en la Estación Tocaría, se va a desarrollar un diseño que se ajuste a las necesidades de operación de la estación y el distrito, la cual tenga como ganancia el recobro de productos blancos (condensados) y la entrega de un gas que cumpla con condiciones RUT.

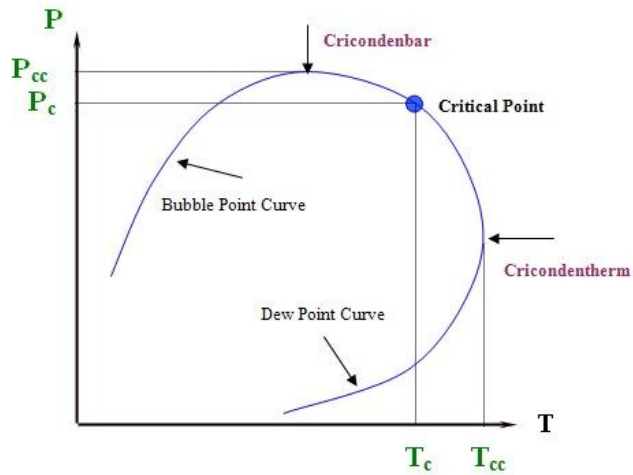
## 2. PUNTO DE ROCIO DE HIDROCARBURO Y TECNOLOGIAS PARA SU CONTROL

### 2.1 PUNTO DE ROCÍO Y CALIDAD DEL GAS

El gas natural está compuesto principalmente por metano ( $\text{CH}_4$ ) mezclado con otros hidrocarburos y varios componentes no hidrocarburos. Durante el transporte y la distribución por tuberías el gas natural sufre cambios de presión y temperatura. Estos cambios pueden llevar a que hidrocarburos pesados (conocidos como  $\text{C}_6^+$ ), si existen en cantidades suficientes, tomen su forma líquida. Dichos líquidos son indeseables para los sistemas de transporte y para los equipos de los usuarios ya que pueden causar los siguientes efectos: a) pérdida de eficiencia en el transporte; b) riesgo de incendio y explosiones en los quemadores industriales; c) pérdida de eficiencia en los sistemas de combustión por taponamiento parcial de las boquillas; d) errores en los sistemas de medición. Esta situación se conoce como “formación de hidrocarburos líquidos” y la posibilidad de que tal situación se presente es medida en términos del “punto de rocío de hidrocarburos -PRH-”<sup>[1]</sup>.

El punto de rocío de hidrocarburos, para una presión dada, a la cual los componentes pesados del gas natural empiezan a condensarse desde su fase gaseosa. La máxima temperatura a la cual ocurre dicha condensación se denomina Cricondentherm. En la figura 6 se muestra un diagrama de fases (Presión vs. Temperatura) para una corriente de gas natural determinada. En esta se puede observar el Cricondentherm, nótese que a esta temperatura se garantiza la fase gaseosa para cualquier valor de presión. Lo deseable es que bajo las condiciones de presión y temperatura de operación del sistema el gas no llegue en ningún momento a la región de dos fases (líquidos y gas) del diagrama <sup>[1]</sup>.

Figura 6. Diagrama de Fases



**Fuente:** [https://www.e-education.psu.edu/png520/m4\\_p3.html](https://www.e-education.psu.edu/png520/m4_p3.html)

El PRH depende de la concentración de hidrocarburos pesados que haya en la composición del gas natural. Así mismo, cada gas tiene su propia composición química y por tanto un diagrama de fases y PRH propio<sup>[1]</sup>.

Mediante la Resolución CREG 071 de 1999 se adoptó el Reglamento Único de Transporte de Gas Natural -RUT-. En el numeral 6.3 del RUT se establecen las especificaciones de calidad del gas natural entregado al Transportador por parte del Remitente en el punto de Entrada al Sistema de Transporte, refiriéndose al punto de rocío de hidrocarburos con el parámetro “libre de líquidos” aclarándose en la Nota 2: “El Gas Natural deberá entregarse con una calidad tal que no forme líquido, a las condiciones críticas de operación del sistema de Transporte”. La característica para medir la calidad será el “Cricodentherm” el cual será fijado para cada caso en particular dependiendo del uso y de las zonas donde sea utilizado el gas. De esta forma en el RUT no se establecieron los parámetros relacionados con el Cricodentherm, tales como su valor y la forma de medición<sup>[2]</sup>. Sin embargo, dada su relevancia en la industria del gas natural, en el RUT se anunció el desarrollo

regulatorio de este concepto. En tal sentido, la misma industria contribuyo con los estudios y análisis tendientes a definir el Cricondentherm.

A partir de 2002 se presentó controversia entre algunos Agentes por la presencia de hidrocarburos líquidos en uno de los Sistemas de Transporte de gas del país. Ello motivo a que el CNO-Gas, dentro de sus análisis tendientes a actualizar el RUT, dedicará especial atención a lo relacionado con el Punto de Rocío de Hidrocarburos [1], de esta manera mediante la Resolución CREG 054 de 2007 se modifica el numeral 6.3 del RUT estableciendo en su numeral 6.3.1, “El Punto de Rocío para cualquier presión no deberá superar el valor de 45°F (7.2°C)”[3].

Cabe anotar que la recomendación del CNO-Gas hace referencia al PRH para cualquier presión. Como se indicó anteriormente, teóricamente el Cricondentherm es un caso especial de PRH que no requiere definición de presión pues opera para todas las presiones. Así se entiende que la temperatura propuesta por el CNO-Gas señalada en la Resolución CREG 054 de 2007 corresponde al Cricondentherm tal como se anunció en el RUT[1].

## **2.2 CONTROL DEL PUNTO DE ROCÍO DE HIDROCARBUROS**

El gas natural se procesa para extraer los hidrocarburos líquidos más pesados. Estos líquidos de hidrocarburos más pesados, comúnmente referido como líquidos de gas natural (LGN), incluyen etano, propano, butanos y gasolina natural (condensado). La recuperación de componentes LGN en el gas no sólo es necesario para el control del punto de rocío de hidrocarburos en la corriente (por seguridad para evitar la formación de una fase líquida durante el transporte), sino también produce una fuente de ingresos, ya que estos compuestos normalmente tienen un significativo mayor valor comercial como producto independiente que como parte de la corriente de gas natural.

Las fracciones de LGN más ligeras, tales como etano, propano y butanos, se pueden vender como combustible o como materia prima para las refinerías y plantas petroquímicas mientras que la porción más pesada se puede utilizar en mezcla con la gasolina. La diferencia en el precio de venta de LGN en solución líquida y como combustible, comúnmente conocido como el "valor de contracción" a menudo dicta el nivel de recuperación deseado por los procesadores de gas. Independientemente de los incentivos económicos, el gas por lo general debe ser procesado para cumplir la especificación para la venta y la combustión. Por lo tanto, la rentabilidad de recuperación de LGN no es el único factor en la determinación del grado de extracción de LGN.

La eliminación de los líquidos de gas natural por lo general se lleva a cabo en una planta de procesamiento, donde los líquidos de gas natural recuperados se tratan para alcanzar las especificaciones comerciales antes de transferirse a la infraestructura de transporte de LGN.

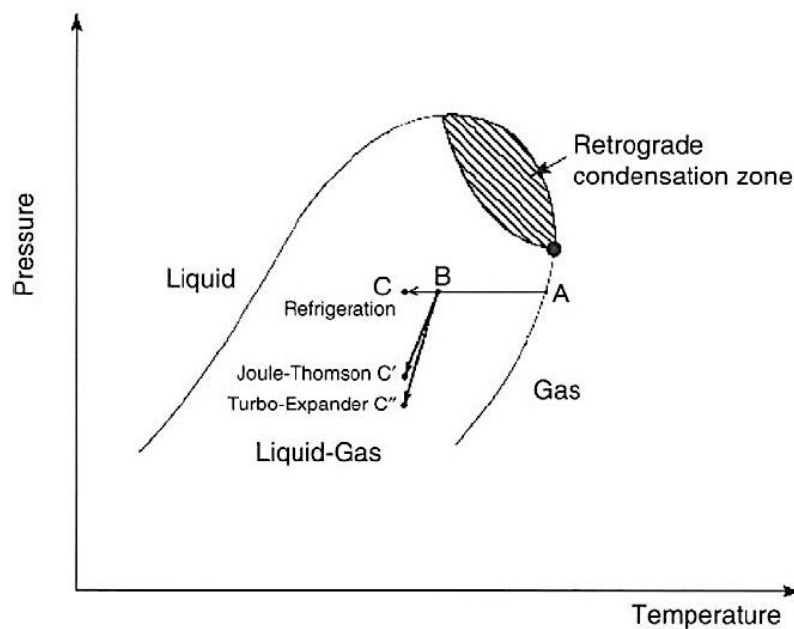
Entre los procesos disponibles para realizar dicho tratamiento se encuentran: refrigeración, absorción con aceite pobre, adsorción en lechos sólidos y separación con membranas. La selección de uno de estos procesos para una aplicación específica depende principalmente de la composición del gas, rata de flujo de gas, economía de la extracción de GLP y economía de la recuperación de etano.

#### **a. Procesos de Refrigeración**

Los procesos de refrigeración son usados a diferentes niveles de temperaturas para condensar o para enfriar gases, vapor, o líquidos de gas natural. Estos se encuentran relacionados en la Figura 6, representados en su mayoría por procesos de refrigeración mecánica, Joule-Thomson y Turbo-Expander.

La figura 7 muestra el comportamiento de la fase pesada de un gas natural en función de la presión y la temperatura. Cualquier enfriamiento fuera de la zona retrograda de condensación induce a la condensación y mayor formación de líquidos de gas natural (LGN). El fenómeno de condensación retrograda tiene una importante aplicación en la producción de LGN.

Figura 7. *Etapas Termodinámicas de las diferentes tecnologías de recuperación de LGN.*



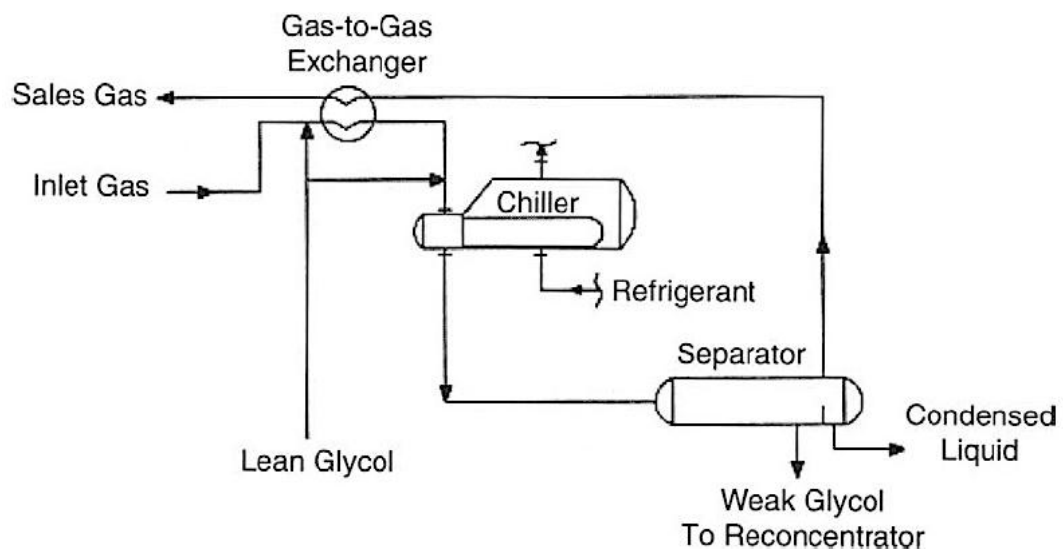
**Fuente:** Manual de Transmisión y Procesamiento de Gas Natural

### *Refrigeración Mecánica*

La refrigeración mecánica o externa es el proceso más simple y directo para la recuperación de Líquidos de Gas Natural, está dada por un ciclo de refrigeración-vapor-compresión, donde usualmente se utiliza propano como refrigerante y compresores recíprocos o centrífugos para mover el refrigerante desde condiciones de operación de baja a alta presión. En la figura 8 se muestra un proceso típico de refrigeración mecánica, con el intercambiador de calor gas-gas se recupera energía por el contacto del gas, que sale frío del separador con el gas de

entrada que fluye a contracorriente. El chiller en la figura 8 es típicamente una unidad rehervidora de tubo y carcasa. El gas de proceso fluye dentro de los tubos y entrega energía al líquido refrigerante que se encuentra alrededor de los tubos. El refrigerante ebulle y permanece en el chiller como vapor saturado. Las etapas termodinámicas siguientes para el gas en procesos de refrigeración externa se aprecian en la línea ABC de la figura 7. De A-B corresponde al intercambio de calor gas-gas, de B-C el enfriamiento. Cuando el gas a procesar contiene agua se da la formación de hidratos, la cual se previene con una previa deshidratación o con la inyección de inhibidor de hidratos.

Figura 8. *Diagrama de Flujo del Proceso de Refrigeración Mecánica*



**Fuente:** *Manual de Transmisión y Procesamiento de Gas Natural*

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

- Propano (C<sub>3</sub>) = 85%
- Butano (C<sub>4</sub>) = 94%
- Pentano (C<sub>5</sub><sup>+</sup>) = 98%

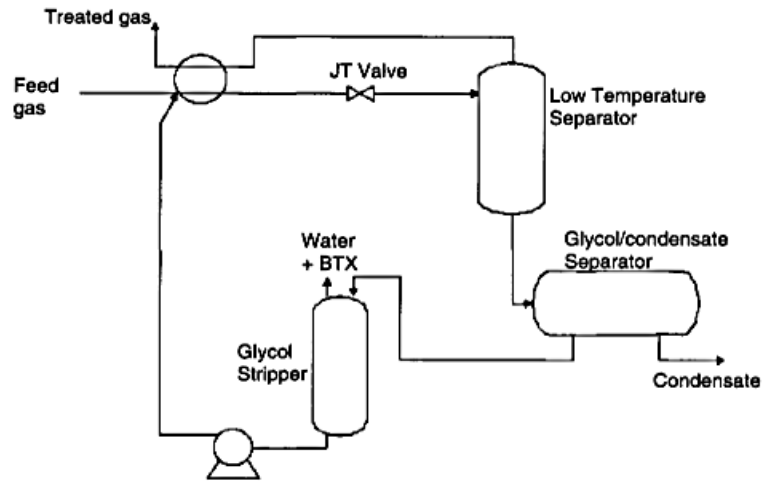
### *Auto-Refrigeración (Válvula Joule-Thomson)*

El proceso de auto-refrigeración (comúnmente conocido como válvula JT) emplea bajas temperaturas para la remoción de fracciones pesadas y agua del gas natural, pero sin la intervención de un agente externo (refrigerante). Para alcanzar las bajas temperaturas se emplea la expansión isoentálpica de la corriente de gas a través de una válvula (efecto Joule-Thomson). Con el fin de utilizar eficazmente el proceso de expansión, el gas debe estar a una alta presión a la entrada. Presiones mayores a 1000 psia son normales en estas facilidades.

Como se aprecia en la figura 8 , la corriente de entrada de gas es pre-enfriada a contra corriente con el gas tratado (a través de un intercambiador gas-gas) y secuencialmente enfriado mediante expansión isoentálpica a través de la válvula JT, como resultado se obtienen hidrocarburos pesados y agua al ser condensados. En este proceso el comportamiento no ideal del gas de entrada causa que la temperatura del gas caiga con la reducción de la presión, como se muestra en la figura 7 en la línea ABC'. El cambio de la temperatura depende primeramente de la caída de presión. Los líquidos condensados son removidos en uno o más separadores para cumplir con la presión de vapor y las especificaciones de composición. El gas del separador de baja temperatura (LTS), ahora satisface las especificaciones del gas de venta, se calienta contra la corriente de gas entrante.

Generalmente, el gas debe ser comprimido a la presión de la línea de venta si este ha sido expandido a una presión más baja. Por lo tanto este proceso es favorable cuando la presión del gas es alta pudiendo ser expandido hasta la presión de la línea de venta sin necesidad de compresión.

Figura 9. *Diagrama de Flujo del Proceso de Refrigeración con efecto Joule Thomson*



**Fuente:** *Manual de Transmisión y Procesamiento de Gas Natural*

El grado de enfriamiento en este proceso es con frecuencia limitado por la temperatura de formación de hidratos, a menos que un inhibidor como metanol o glicol sea inyectado en la corriente aguas arriba del intercambiador gas-gas. En este caso el glicol húmedo e de Hidrocarburos condensados se calientan y se segregan en un separador trifásico. El glicol puede ser regenerado en un stripper. Dado que el glicol muestra afinidad por los hidrocarburos, la salida de gas del stripper de glicol con frecuencia contiene BTX.

Si el objetivo es recuperar etano o más propano que el obtenido por refrigeración mecánica, una buena opción es la refrigeración interna, el cual es particularmente aplicable para volúmenes de gas entre 5 a 10 MMCFD. El proceso de auto refrigeración puede ser también ventajoso si la presión del gas de entrada es muy alta. Es importante también que la presión del yacimiento permanezca alta para la vida útil de la planta. Para corrientes de gas a baja presión es favorable un planta de gas de refrigeración criogénica.

### *Refrigeración Criogénica*

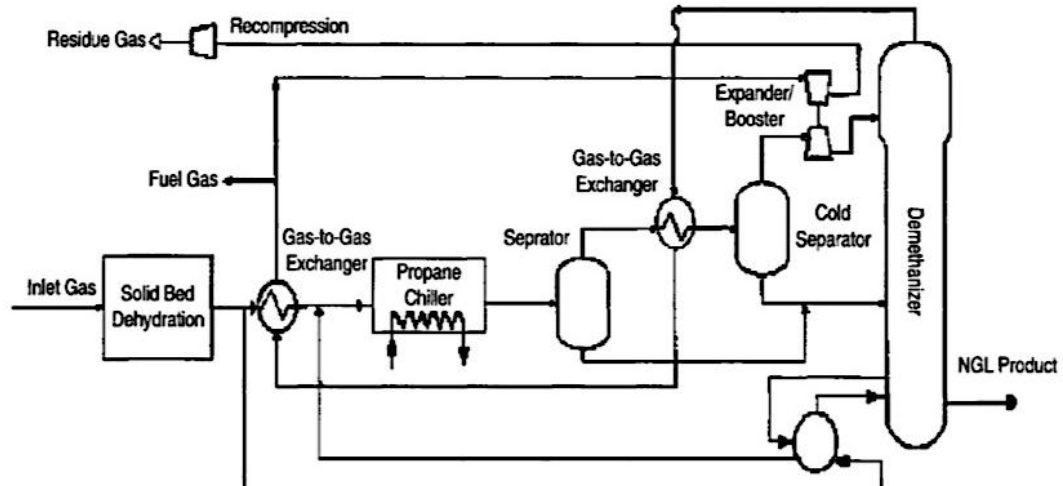
Cuando la presión del sistema es insuficiente para alcanzar el punto de rocío con proceso de autorefrigeración (J-T), la refrigeración criogénica puede considerarse como una buena alternativa. Este proceso tradicionalmente ha sido usado para recuperación de líquidos de gas natural. Estas plantas requieren de un alto costo de inversión pero con bajos costos operacionales. Por otra parte contienen numerosas partes en movimiento que son complicadas de operar. En plantas criogénicas o turbo expander, el chiller o válvula Joule-Thomson usados en los procesos anteriores son remplazados por una turbina de expansión. Como el gas que entra se expande, suministra trabajo a la turbina de expansión, reduciendo así la entalpía del gas. Esta reducción en la entalpía provoca una caída de temperatura mucho mayor que la que se da en el proceso J-T (entalpía constante). El proceso de expansión se aprecia en la línea ABC” en la figura 7.

La turbina puede ser conectada a un compresor, el cual recomprime el gas con solo una pequeña pérdida de presión. Esto resulta en una alta presión del gas tratado que puede ser llevada hasta la presión de la tubería o a una segunda etapa de compresión.

Aunque hay variaciones en el diseño de plantas de expansión, la mayoría tienen el mismo flujo de proceso básico como se muestra en la Figura 9. El gas de entrada se pre enfría primero con la corriente de gas tratado en un intercambiador de calor gas-gas y continuando a enfriamiento con propano. El gas de alimentación parcialmente condensado se envía a un separador. El líquido procedente del separador se alimenta a la demetanzadora, el gas se enfría adicionalmente en el intercambiador gas-gas a baja temperatura y se alimenta a un segundo separador frío. El gas del separador frío se expande a través de la turbina de expansión a la presión del demetanzadora, que varía desde 100 hasta 450 psia. El turbo expander produce simultáneamente refrigeración / condensación del gas y trabajo, que puede ser usado para volver a comprimir el gas a la presión de venta. Típicamente de 10

a 15% del gas de alimentación se condensa en el separador frío, que es por lo general a -30 a -60 ° C. El expansor disminuye la presión a partir del valor de gas de entrada (600 a 900 psia) a la presión de demetanzadora de 100 a 450 psia.

Figura 10. *Diagrama de Flujo del Proceso de Refrigeración Criogénica*



**Fuente:** *Manual de Transmisión y Procesamiento de Gas Natural*

Temperaturas típicas de entrada a la demetanzadora están entre -130 a -150°F, suficientemente bajas para que una cantidad ideal de etano sea licuado. La demetanzadora es una columna de destilación a baja temperatura que hace una separación entre el metano y etano. El metano y componentes más ligeros que este gas como nitrógeno son los principales productos en la corriente de vapor en el tope de la columna, mientras el etano y los compuestos más pesados, tales como propano, butanos e hidrocarburos pesados componen la corriente de fondo de la columna. Los líquidos recuperados pueden ser sometidos a fraccionamiento para posterior separación de sus componentes etano, propano, butanos y gasolina natural.

El producto del tope de la demetanzadora, después pasa al intercambiador de calor con la corriente de entrada de gas, es recomprimido a la presión de la línea de gas de venta. El proceso criogénico se puede aplicar solamente si la presión del gas después de la expansión es suficientemente alta para la condensación de los componentes pesados.

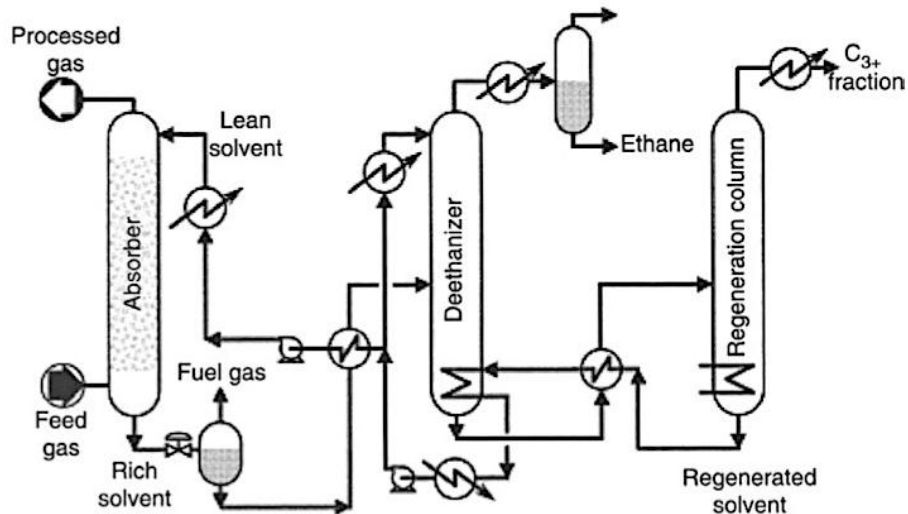
A causa de las temperaturas más bajas que son posibles, las plantas criogénicas tienen el nivel de recobro de líquido más alto de las plantas para recobro de líquidos de gas natural expuestas en este trabajo. Los niveles normales de recobro de líquidos son:

- Etano (C<sub>2</sub>) > 60%
- Propano (C<sub>3</sub>) > 90%
- Butano (C<sub>4</sub><sup>+</sup>) = 100%

#### **b. Absorción con Aceite Pobre**

Este proceso es quizá el más antiguo y el menos eficiente. Es muy similar a la deshidratación por absorción con glicol. El aceite pobre o absorbente presenta gran afinidad por las fracciones pesadas del gas natural de la misma manera como el glicol presenta afinidad por el agua. La corriente de gas natural se pone en contacto en contracorriente con el aceite pobre (es un tipo de keroseno o varsol C<sub>7</sub><sup>+</sup>) en una columna de absorción que puede ser empacada o de platos. El aceite absorbe preferencialmente los componentes más pesados de la corriente de gas. La corriente de gas tratado sale por la parte superior de la torre, mientras que la corriente de aceite sale por el fondo del absorberdor. La corriente de aceite enriquecida con los componentes más pesados pasa a una serie de columnas donde es despojada de los hidrocarburos absorbidos y regenerada para que pueda ser luego recirculada a la columna de absorción. Este proceso se puede apreciar en la figura 10.

Figura 11. Diagrama de Flujo del Proceso de una Planta de absorción con aceite pobre



**Fuente:** *Manual de Transmisión y Procesamiento de Gas Natural*

Estas plantas son ineficientes en la recuperación de etano y propano, ya que esto requiere circular grandes cantidades de aceite absorbente, exigiendo alto mantenimiento, y alto consumo de combustible. Sin embargo, una planta de absorción con aceite pobre puede modificarse para mejorar el recobro de propano adicionando un ciclo de refrigeración de propano. Son costosas, muy complejas en su operación y están siendo reemplazadas paulatinamente por plantas con tecnologías más recientes.

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

- Propano (C<sub>3</sub>) = 80%
- Butano (C<sub>4</sub>) = 90%
- Pentano (C<sub>5</sub><sup>+</sup>) = 98%

Las plantas de aceite pobre no permiten recuperar etano líquido debido a que generalmente para obtenerlo es necesario temperaturas criogénicas ( $\leq 150^{\circ}\text{F}$ ).

### c. **Adsorción con Lechos Sólidos**

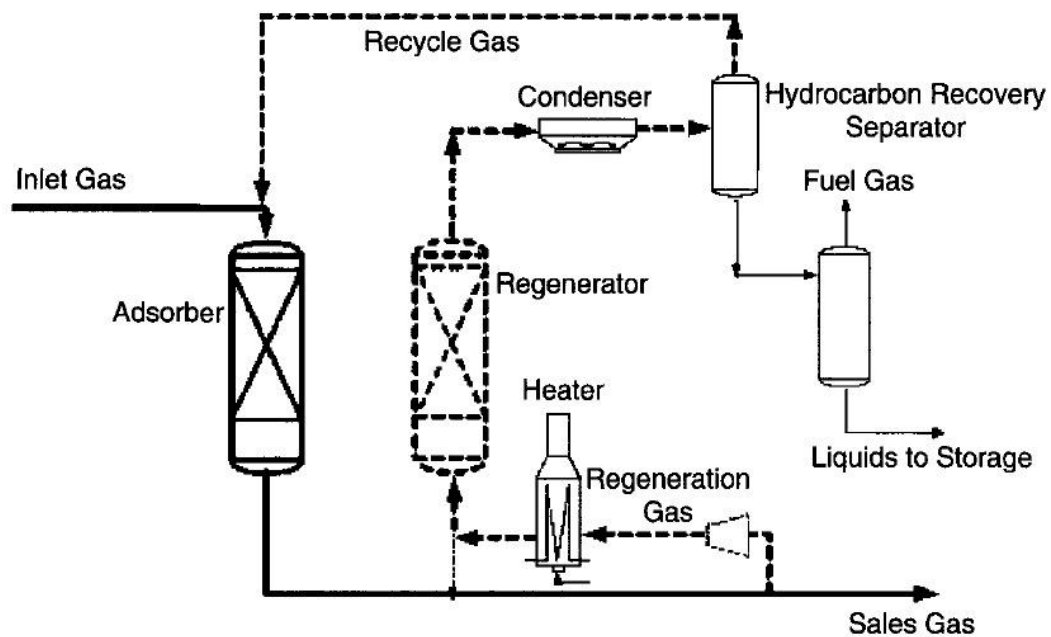
En el procesamiento del gas natural el proceso de adsorción tiene lugar tanto en la deshidratación como en el recobro de líquido del gas natural. En deshidratación generalmente su uso se limita a aplicaciones donde hay alto contenido de  $\text{H}_2\text{S}$ , requerimientos de punto de rocío de agua muy bajos, control de simultáneo de puntos de rocío de agua e hidrocarburos. Además, puede manejar altas temperaturas de contacto. En procesos donde se alcanzan temperaturas criogénicas, usualmente se prefiere la deshidratación con desecante sólido sobre la inyección convencional de metanol o glicol para prevenir los hidratos y la formación de hielo. Los desecantes sólidos también se usan con frecuencia en el secado y endulzamiento de gas natural. Su desventaja es que es in proceso conjunto, donde se presenta una alta caída de presión en el sistema y los desecantes son sensibles al “envenenamiento” con líquidos u otras impurezas del gas. <sup>[8]</sup>

Un proceso de aplicación es el de adsorción por lechos sólidos, donde se emplean materiales que tienen la capacidad de adsorber las fracciones pesadas del gas natural. El material adsorbente está constituido por sílica gel o carbón activado.

La operación de adsorción es continua respecto al gas pero cíclica respecto a los lechos adsorbentes debido a la regeneración al que es sometido cuando esta se satura, en este caso con hidrocarburos. La regeneración se lleva a cabo mediante la recirculación de gas caliente a través del lecho saturado, ocasionando el desprendimiento de las sustancias adsorbidas, los cuales se remueven de la corriente de regeneración es función de la cantidad de hidrocarburos a ser removidos, así para recuperar una gran fracción de componentes pesados es preferible usar ciclos cortos, por ejemplo de 10 minutos.

El proceso de adsorción por lechos sólidos es apropiado para concentraciones relativamente bajas de fracciones pesadas y para corrientes que se encuentran a presiones cercanas a la presión cricondebárica. Este proceso posee relativamente bajos costos de operación sin embargo los costos de capital son altos, sobre todo en aquellos casos en que deben tratarse volúmenes elevados. La figura 12 presenta un esquema típico de adsorción con lechos sólidos.

Figura 12. *Esquema de una Planta Típica de Adsorción con lechos sólidos*



*Fuente: Manual de Transmisión y Procesamiento de Gas Natural*

### 2.3 SELECCIÓN DEL PROCESO DE RECUBRO DE LÍQUIDOS DE GAS NATURAL [5]

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 del 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 JT 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 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 HC pesados en vez de la compresión seguida de un proceso de auto-refrigeración. Esto se debe a que los compresores son equipos de alta inversión.
- Cuando la presión del alimento es igual o un poco menor que la requerida en las líneas, la adsorción con lecho sólido es un buen opción, ya que es de rápido funcionamiento y resiste variaciones en la composición del gas y en la velocidad del 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 autor-refrigeración. Especialmente, las unidades de adsorción con lecho sólido son operadas con diferenciales de presión bajos comparados con el proceso JT y por lo tanto no requieren de compresión adicional. De hecho, a bajas presiones del gas de alimento y para especificaciones del punto de rocío, un análisis económico favorece el proceso de adsorción con lecho sólido.

En la tabla 2 se presenta un resumen comparativo de ventajas y desventajas de cada una de las tecnologías descrita anteriormente [7]

**Tabla 2.** *Ventajas y Desventajas de las Tecnologías para Recuperación de Líquidos de Gas Natural*

<b>Tecnología</b>	<b>Ventajas</b>	<b>Desventajas</b>
Absorción con Aceite Pobre	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Baja caída de presión.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>○ Tecnología antigua y en desuso.</li> <li>○ Altos costos de inversión y de O&amp;M.</li> <li>○ Gran área de instalación requerida.</li> </ul>
Refrigeración Mecánica	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Operación Sencilla.</li> <li>✓ Bajo Consumo de energía.</li> <li>✓ Bajos costos de operación.</li> <li>✓ Apropiado para requerimientos moderados de deshidratación (<math>\geq 0.5</math> lb/MMSCF).</li> <li>✓ Baja caída de presión.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>○ Gran área de instalación requerida para la acomodación de equipo pesado.</li> <li>○ Altos costos de inversión.</li> <li>○ Altos costos de mantenimiento y problemas asociados a la gran cantidad de equipos.</li> <li>○ Requiere inyección de inhibidores de formación de hidratos.</li> <li>○ Requiere almacenamiento de refrigerante (sustancia potencialmente peligrosa).</li> <li>○ Desempeño sensible a las variaciones de la corriente de entrada.</li> </ul>
Auto Refrigeración (Válvula JT)	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Operación sencilla y compacta.</li> <li>✓ Bajos costos de inversión.</li> <li>✓ Bajos costos de operación y mantenimiento.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>○ La reducción del HCdp es función de la caída de presión a través de la válvula JT.</li> <li>○ Alto requerimiento de recompresión.</li> <li>○ Requiere inyección de inhibidores de formación de hidratos.</li> </ul>

		<ul style="list-style-type: none"> <li>○ Gas fuera de especificación durante el arranque.</li> </ul>
Turboexpander	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Mayor reducción de HCdp para el mismo nivel de reducción de presión (frente a la auto-refrigeración).</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>○ Altos costos de inversión.</li> <li>○ La reducción del HCdp es función de la caída de presión a través de la turbina de expansión.</li> <li>○ Bajo requerimiento de recompresión.</li> <li>○ Gas fuera de especificaciones durante el arranque.</li> </ul>
Adsorción con lechos solidos	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Control simultaneo de contenido de agua y punto de rocío de HC.</li> <li>✓ Baja caída de presión.</li> <li>✓ Facilidad de operación.</li> <li>✓ Gas dentro de especificaciones durante el arranque.</li> <li>✓ Flexible frente a variaciones de composición de gas.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>○ No se recomienda para temperaturas de gas &gt; 50°C.</li> <li>○ Altos costos de inversión.</li> <li>○ Altos costos de operación.</li> <li>○ Requiere hornos calentadores a gas (equipo crítico).</li> <li>○ Puede requerir de refrigeración para el acondicionamiento del gas de regeneración.</li> </ul>

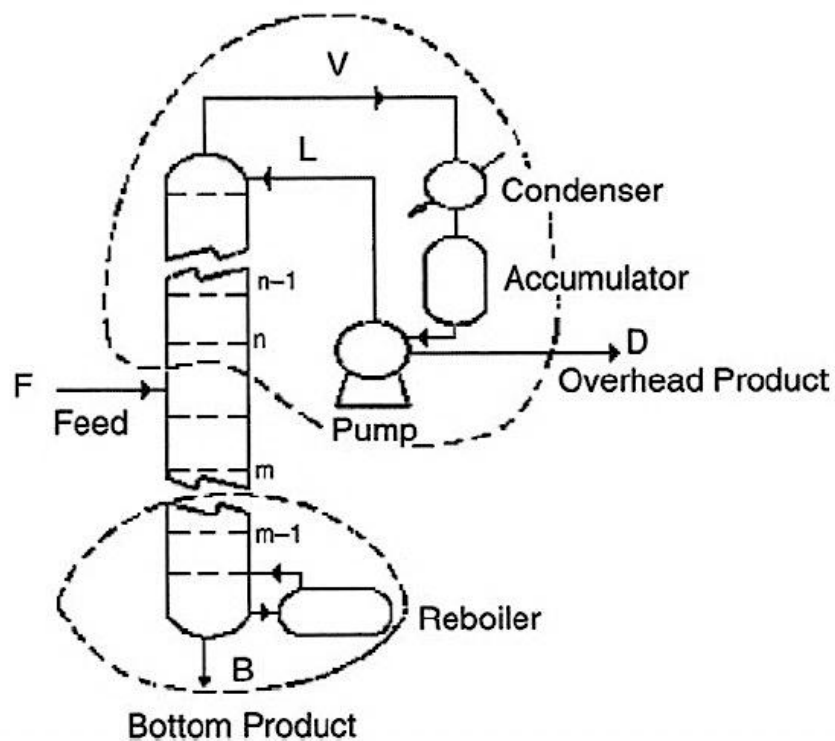
## 2.4 ESTABILIZACIÓN DE CONDENSADOS [7]

Los líquidos obtenidos de la planta de recuperación de líquidos de gas natural pueden ser vendidos como un producto mezclado. Esto es común para las plantas pequeñas y aisladas donde hay insuficiente demanda local. El producto mezclado se transporta por carro tanque, barco, o por tubería a una ubicación central para su posterior procesamiento. A menudo es más rentable fraccionar el líquido en sus diversos componentes, que tienen un valor en el mercado como productos puros. Sin embargo, como los precios relativos de gas natural y líquidos de gas natural fluctúan, el incentivo para extraer los líquidos de gas natural es relativo a los cambios del precio del gas. El nivel de extracción de LGN es algo discrecional. Los problemas de seguridad dictan el mínimo nivel de extracción, mientras que el equilibrio entre la tecnología y la relación valor de mercado de los líquidos de gas natural determinan el nivel máximo de extracción.

La estabilización de condensados en plantas de procesamiento de gas se lleva a cabo a través de procesos unitarios de destilación, absorción y despojo.

Existen dos tipos de columnas de fraccionamiento: (1) columna de platos, donde platos o bandejas de diferentes diseños se utilizan para mantener el líquido y proporcionar un mejor contacto entre el vapor y el líquido, por lo tanto, una mejor separación, y (2) columna empacada, donde en lugar de bandejas, "rellenos o empaques" se utilizan para mejorar el contacto entre las fases vapor y líquida. En la figura 13 se muestra un diagrama de una torre de destilación de platos típica.

Figura 13. Torre de Destilación de Platos Típica



**Fuente:** Manual de Transmisión y Procesamiento de Gas Natural

La destilación es la técnica de separación de dos o más compuestos mediante las diferencias en sus puntos de ebullición. Los compuestos pesados son los componentes con mayor punto de ebullición y se recuperan por el fondo. Por el contrario los materiales más livianos tienen menor punto de ebullición y se vaporizan más fácilmente recuperándose por el tope.

La separación se favorece con el contacto del líquido y los vapores que se logra en los platos o empaques de la torre, también llamados etapas. Los líquidos entran a la torre y caen por los platos, mientras que los vapores contactan el líquido que se acumula en los platos.

En cada etapa de contacto, el líquido tiene como función condensar las fracciones más pesadas que se encuentran en la fase vapor. De este modo, el líquido se enriquece en compuestos más pesados según avanza al fondo de la torre.

Esto hace que la temperatura de cada plato sea ligeramente más alta que la del plato de más arriba. La fase de vapores tiene como función vaporizar los componentes más livianos del líquido que va descendiendo. Los vapores se enriquecen con compuestos más livianos al encontrarse más cerca de la cima.

El reflujo de cima ayuda a asegurar la calidad deseadas de los productos de la destilación, ajustando el tráfico de líquidos en la torre. El reflujo de cima es también una variable primaria para el control de la temperatura de cima de la columna. La calidad de la separación estará determinada por la relación de reflujo, la cual se define como el volumen retornado a la torre dividido por los productos totales de la cima.

Las columnas de destilación se consideran como una serie de etapas simples de equilibrio donde ocurren procesos simultáneos de transferencia de masa y calor, donde los productos en fase líquida se encuentran en puntos de burbuja y los productos en fase vapor se encuentran en punto de rocío.

Las torres de destilación o fraccionamiento tienen diferentes aplicaciones en la industria de gas, a continuación algunos ejemplos:

Los líquidos de gas natural son fraccionados por destilación de los productos más ligeros a los productos más pesados en el siguiente orden:

- Demetanizadora: Separa en la cima una corriente rica en  $C_1$  con una corriente de fondo rica en componentes  $C_2^+$ .
- Deetanizadora: Separa en la cima una corriente rica en  $C_1/C_2$  con una corriente de fondo rica en componentes  $C_3^+$ .
- Depropanizadora: Separa en la cima una corriente rica en  $C_3^-$  con una corriente de fondo rica en componentes  $C_4^+$ .
- Debutanizadora: Separa en la cima una corriente rica de  $C_4^-$  con una corriente de fondo rica en componentes  $C_5^+$ . Una aplicación típica es la obtención de GLP ( $C_3/C_4$ ) en la cima.

## **2.5 HUMEDAD DEL GAS**

Debido a la cantidad de agua que contiene el gas es necesario someterlo a un proceso de deshidratación, el cual se define como el proceso de remover el vapor de agua que está asociado al gas. El vapor de agua es probablemente la impureza indeseable más común en un flujo de gas y dependiendo de la temperatura y la presión, permanecen en promedio 25 – 120 lbs de agua/ MMscf de gas.

Las principales razones para remover el vapor de agua del gas natural son las siguientes:

1. El agua líquida y el gas natural pueden formar hidratos que taponan los equipos y tuberías.
2. El agua líquida del gas natural es corrosiva principalmente si contiene  $CO_2$  y  $H_2S$ .
3. El vapor de agua del gas natural puede condensarse en las líneas llegando a causar taponamiento.

4. Optimizar el funcionamiento de los compresores.
5. Cumplir con la calidad exigida para su transporte en tuberías y comercialización.

Los métodos de deshidratación de gas más utilizados son:

- Absorción: Utilizando un desecante líquido (glicol)
- Adsorción: Utilizando un desecante sólido
- Expansión-Refrigeración
- Permeación de gas
- Tecnología Twister
- Delicuescencia

### **3. DISEÑO Y SIMULACION DE LA PLANTA DE PROCESAMIENTO CON TECNOLOGIAS DE REFRIGERACION**

#### **3.1 CONTROL DE DEW POINT GAS ESTACION TOCARIA**

Para el control de Dew point de la corriente de gas natural y de agua de la estación Tocaría, es importante analizar y estudiar los diferentes tipos de tecnologías que actualmente se usan en la industria petrolera, a fin de plantear un proceso con alta eficiencia energética, el cual traiga beneficios a la compañía Perenco Colombia Limited.

De acuerdo a las condiciones con el que el gas natural se distribuye al resto del distrito y se usa en la Estación Tocaría, se plantea la necesidad de estudiar los tipos de tecnologías existentes que se adecuen al proceso, con el propósito de determinar el potencial termodinámico real, que la corriente de gas natural de 8 MMscfd ofrece. Al realizar el estudio termodinámico, uno de los beneficios del control de Dew Point es la recuperación de hidrocarburos pesados en la corriente de gas natural, como lo son el C5+, alternativa que contribuye al aumento de producción en la Estación.

##### **3.1.1 Comparación de tecnologías Control de Dew Point.**

Para realizar el diseño y simulación en el programa Aspen Hysys, se estudiaron en el capítulo 2 los diferentes tipos de tecnologías más usadas en plantas de gas en el mundo, con respecto al control de Dew Point.

A continuación se expone en la tabla 11 un comparativo de las tecnologías estudiadas para el gas natural de la estación.

**Tabla 3.** Cuadro Comparativo de las Tecnologías Estudiadas Para el Control de Dew Point, del Gas Natural de La Estación Tocaría.

	<b>Refrigeración Mecánica</b>	<b>Joule Thomson</b>	<b>Turboexpander</b>
Volumen de gas estación tocaría MMscfd	8	8	8
Control de dew point	SI	SI	SI
Eficiencia isoentropica (%)	No Aplica	No aplica	75-85
Cantidad de producto liquido gpm	>3	>3	>2.5
Presión Inicial (PSI)	1000	1000	1000
Temperatura Inicial (F)	110	110	110
Disminución de temperatura alcanzada en la corriente de gas (F)	-40	-15	-150
Caída de presión en el proceso	NO	SI	SI
Productos de planta	Propano y más pesados	Propano y más pesados	Etano y más pesados
Deshidratación del gas	SI, a través de inyección de Glycol para inhibir formación de hidratos	SI, a través de inyección de Glycol para inhibir formación de hidratos	SI, a través de desecantes sólidos para evitar formación de hidratos.

**Fuente:** 1. Mokhatab, S., Poe, W. A. & Speight, J. G. (2006). Handbook of natural gas transmission and processing. 2. GPSA.

La comparación realizada en al tabla 11 muestra los parámetros con los cuales se va a realizar, el estudio de los tres tipos tecnologías que se van a diseñar y simular en Aspen Hysys.

### **3.2 CALCULO DE LÍQUIDOS DE GAS NATURAL EN GPM DE GAS DE LA ESTACIÓN TOCARÍA.**

Este punto es de gran importancia en el diseño y simulación, ya que es la cantidad de líquidos que se pueden obtener al procesar el gas de superficie.

Teniendo la composición del gas natural que se está estudiando, se realiza el cálculo de la cantidad de producto líquido que se puede obtener en galones de líquido por mil pies cúbicos de gas procesado (GPM). En la tabla 12 se presentan los resultados.

Para realizar el cálculo de las GPM, se tiene en cuenta la siguiente ecuación.

$$GPM=0.3151 \sum Y_i M_i / \sum Y_j \rho_j$$

**Tabla 4.** Galones de líquido por mil pies cúbicos de gas procesado (GPM).

COMPOSICION	FRACCION MOLAR	MASA MOLAR	GRAVEDAD ESPECIFICA DEL LIQUIDO	CONTENIDO DE LIQUIDO (GPM)
H2S	0	34.0820		
CO2	0.038303	44.0100		
NITROGENO	0.006100	28.0134		
METANO	0.749252	16.0430		
ETANO	0.109808	30.0700	0.3562	2.920935034
PROPANO	0.056404	44.0970	0.5070	1.545821674
ISO-BUTANO	0.010901	58.1230	0.5629	0.354675767
N-BUTANO	0.014601	58.1230	0.5840	0.457895293
ISO-PENTANO	0.004700	72.1500	0.6247	0.171045279
N-PENTANO	0.003500	72.1500	0.6311	0.126082439
N-HEXANO	0.002600	86.1770	0.6638	0.106359399
N-HEPTANO	0.001400	100.204	0.6880	0.064249989
N-OCTANO	0.000600	114.231	0.7067	0.030559662
N-NONANO	0.000100	128.258	0.7219	0.005598063
N-DECANO	0	142.285	0.7342	
N-C11	0	156.000		
<b>TOTAL</b>	<b>1</b>			<b>5.783222599</b>

De acuerdo a la tabla No. 12, la cantidad de líquidos procesados es de 5.78 GPM, lo cual permite afirmar que cualquiera de las 3 tecnologías estudiadas son factibles, sin embargo para el diseño de una planta, se debe tener presente la regla expuesta en la tabla 13 para el recobro de líquidos.

**Tabla 5.** Regla para recobro de líquidos.

COMPONENTE	RECOBRO (%)
Etano	5 a 25
Propano	80 a 90
Butano	95 o mas
Componente Pesados	100

**Fuente:** Pérez A. Julio Cesar. (2012). Propiedades Físicoquímicas y Termodinámicas del Gas Natural. Especialización Ingeniería del Gas. UIS.

### **3.3 PODER CALORÍFICO DEL GAS DE LA ESTACIÓN TOCARÍA.**

Un punto importante en el diseño es saber la cantidad de calor producido cuando el gas se quema completamente a dióxido de carbono y agua, normalmente en la industria del petróleo se tiene en cuenta los siguiente.

#### **3.3.1 Condición del gas antes de ser quemado para el poder calorífico.**

- Poder calorífico Húmedo: Es el gas saturado con vapor de agua.
- Poder calorífico Seco: Es el gas que no contiene vapor de agua.

#### **3.3.2 Condición del agua de combustión después ser quemado para el poder calorífico.**

- Poder Calorífico Bruto: Es el calor producido en la combustión completa bajo presión constante con los productos de combustión enfriados a condiciones estándar y el agua condensada en estado líquido, esta cantidad también es llamada poder calorífico total.
- Poder Calorífico Neto: Es parecido al poder calorífico bruto, excepto que el agua permanece como vapor a condiciones estándar.

En el diseño se va a tener en cuenta el poder calorífico bruto (seco), el cual se refiere a la combustión completa del gas con el agua producida durante la combustión condensada en líquido.

Para el cálculo del poder calorífico bruto se utiliza la siguiente ecuación.

$$LC_{ideal} = \sum y_i L_{Cj}$$

En la tabla 14 se realiza el cálculo del poder calorífico bruto del gas que se tiene a la entrada de la planta.

**Tabla 6.** *Poder Calorífico Bruto Gas Estación Tocaría.*

COMPOSICION	FRACCION MOLAR	PODER CALORIFICO BRUTO	$y_i L_c$ (BTU/SCF)
H <sub>2</sub> S	0	0	0
CO <sub>2</sub>	0.038303	0	0
NITROGENO	0.006100	0	0
METANO	0.749252	1010	756.7445
ETANO	0.109808	1769.6	194.3162
PROPANO	0.056404	2516.1	141.9181
ISO-BUTANO	0.010901	3251.9	35.44896
N-BUTANO	0.014601	3262.3	47.63284
ISO-PENTANO	0.004700	4000.9	18.80423
N-PENTANO	0.003500	4008.9	14.03115
N-HEXANO	0.002600	4755.9	12.36534
N-HEPTANO	0.001400	5502.5	7.7035
N-OCTANO	0.000600	6248.9	3.74934
N-NONANO	0.000100	6996.5	0.69965
N-DECANO	0	0	0
N-C11	0	0	0
TOTAL	1		1233.414

Se calcula el poder calorífico bruto del gas como un gas real. El factor de compresibilidad de gas a condiciones estándar.

$$L_c = L_c \text{ ideal} / Z$$

$$L_c = 1233.414 \text{ BTU/SCF} / 0.99 = 1245.878 \text{ BTU/SCF}$$

### 3.4 CONTENIDO DE AGUA DEL GAS DE LA ESTACIÓN TOCARÍA.

La cantidad de agua que satura el gas depende de la temperatura, la presión y la composición del gas. Es importante tener claro que el contenido de agua disminuye al aumentar la presión, y aumenta con la presencia de componentes como CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S.

Expuesto lo anterior en la figura 5, se observa que la cantidad de agua es 80 lb de agua/MMscf sin factor de corrección por gravedad de gas (inserto superior de la figura 5), por tanto se determina a continuación el contenido de agua que satura el gas de estación Tocaría a 110 F y 1000 psi.

De la figura 5 →  $W=80$  lb de agua/MMSCF

Para un gas de un peso molecular de **22.18561** (Tabla No 1)  
 $C_g=0.99$  (factor de corrección por gravedad, de la Figura No 5).

Para realizar el cálculo, se tiene en cuenta la siguiente ecuación.

$$W = C_g * W$$

Por tanto es igual a:

$$W = 0.99 * 80 = 79.2 \text{ lb de agua/MMscf.}$$

Para la realización del diseño y simulación de la planta de procesamiento de gas de 8 MMscfd se debe tener en cuenta la cantidad de agua a retirar, que es de 79.2 lb de agua/MMscf

### 3.5 FORMACIÓN DE HIDRATOS EN EL GAS DE LA ESTACIÓN TOCARÍA

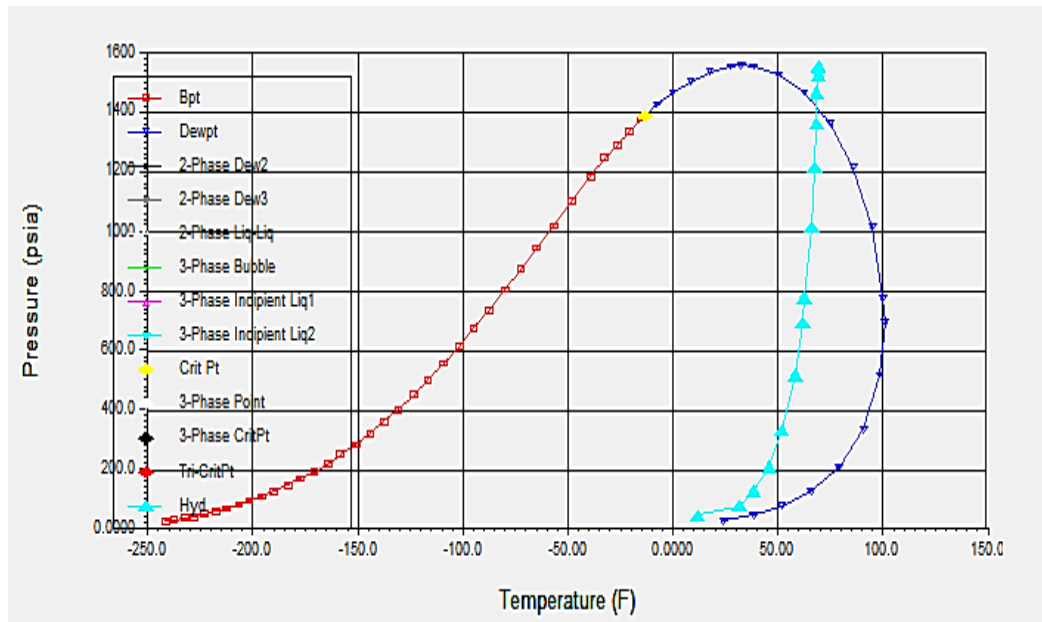
Para el diseño y simulación que se va realizar, es muy importante determinar las condiciones de formación de hidratos, los cuales son sólidos cristalinos constituidos

por moléculas de hidrocarburos (en su mayoría, C<sub>1</sub>, C<sub>2</sub> y C<sub>3</sub>) atrapados en una malla de cavidades formadas por moléculas de agua.

Normalmente se forman cuando una corriente de gas se enfría por debajo de la temperatura de formación de hidratos, dicha condición puede ser a temperatura superior al punto de congelación del agua y altas presiones (a medida que aumenta la presión, la temperatura de formación de hidratos aumenta).

Para la composición particular del gas de la Estación Tocaría se elabora la curva de formación de hidratos la cual se aprecia en la figura 14.

Figura 14. *Curva Formación de Hidratos gas Estación Tocaría*



**Fuente:** Autores.

De acuerdo a la figura 14, la formación de hidratos para el gas de la Estación Tocaría inicia a las 65.82 F.

Los problemas que pueden ocasionar los hidratos en la estación son los siguientes:

- Reducción de diámetro en las tuberías.

- Fallas en los equipos de compresión.
- Pérdidas de eficiencia en los intercambiadores de calor.
- Afectación en los sistemas de medición.
- Taponamiento en las válvulas y expansores.

La formación de hidratos se puede presentar por los siguientes factores expuestos a continuación.

### **3.5.1 Factores que promueven la formación de hidratos.**

a. Presencia de agua libre.

El hidrato se forma cuando el gas se encuentra en presencia de agua líquida, sin embargo no es necesario que se cumpla esta condición, ya que se puede presentar que el gas esté saturado. El agua puede pasar directamente de vapor a sólido sin formar líquido.

b. Salinidad del agua.

Entre más sal contenga el agua libre, se dificulta la formación de hidratos, si la salinidad aumenta, se reduce la temperatura de formación de hidratos a razón de 5 a 7 F por cada cien mil partes por millón de sales disueltas.

c. Bajas temperaturas

A una menor temperatura, se tiene en el proceso la tendencia de tener agua líquida y por ende formación de hidratos.

d. Altas presiones

A mayor presión, mayor temperatura de formación de hidratos.

e. Presencia de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S

Estos compuestos tienen la capacidad de retener agua y aumentan la temperatura de formación de hidratos a una misma presión.

f. Alta Gravedad Específica

Cuando la densidad es mayor, por ende la gravedad específica del gas también, de tal manera que se forman hidratos, por presencia de un alto contenido de hidrocarburos intermedios (propano, iso-butano, n-butano). Los hidratos se forman a presiones bajas y temperaturas altas.

g. Altas velocidades

Donde la velocidad del fluido es alta, la formación de hidratos es factible. Por tal motivo en válvulas de estrangulamiento de flujo se evidencian formación hidratos ocasionada por reducción de temperatura debido al efecto Joule – Thomson y por las altas velocidades del fluido.

### **3.5.2 Métodos para prevenir la formación de hidratos.**

Existen diferentes métodos para prevenir la formación de hidratos de gas natural, pero para la elaboración de este trabajo, solo se va enfocar en el desecante líquido higroscópico no volátil, inodoro e incoloro llamado glicol.

Los más utilizados son el etilenglicol (EG), el Dietilenglicol (DET) y el Trietilenglicol (TEG), los cuales además de demostrar ser inhibidores efectivos no presentan problemas para su regeneración en comparación con el metanol. Se prefiere etilenglicol a Dietilenglicol o trietilenglicol para este tipo de aplicaciones por su bajo costo, baja viscosidad y baja solubilidad en hidrocarburos.

**Tabla 7. Propiedades de Inhibidores**

Propiedad	Etilenglicol	Dietilenglicol	Trietilenglicol	Tetraetilenglicol	Metanol
Fórmula	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub>	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub>	C <sub>6</sub> H <sub>18</sub> O <sub>5</sub>	CH <sub>3</sub> OH
Peso Molecular	62.1	106.1	150.2	194.23	32.04
Punto de Ebullición a 760 mm Hg, °F	378.1	472.6	545.9	597.2	148.1
Presión de Vapor a 77°F, mmHg	0.12	<0.01	<0.01	<0.01	120
Densidad a 77°F, g/cc	1.110	1.113	1.119	1.120	0.790
Punto de Congelamiento, °F	8	17	19	22	-144.0
Viscosidad a 77°F, cp.	4.68	6.99	8.77	10.2	0.36
Calor Específico a 77°F, Btu/Lb°F	0.58	0.55	0.53	0.52	0.60
Punto de Flasheo, °F (PMCC)	240	255	350	400	53.6
Punto de Fuego, °F (C.O.C.)	245	290	330	375	
Temperatura de Descomposición, °F	329	328	404	460	0
Calor de vaporización a 14,7 psi, Btu/lb	364	232	179	-	473

Los glicoles se descomponen a temperaturas por debajo de su temperatura de ebullición atmosférica

**Fuente:** GPSA Engineering Data Book

En casos donde se tenga contacto con hidrocarburos líquidos el glicol más apropiado en este caso es el etilenglicol (EG) porque tiene poca solubilidad en los hidrocarburos con alto peso molecular.

Para situaciones donde las pérdidas por vaporización son significativas, debe usarse DEG o TEG, debido a su baja presión de vapor. Se prefiere Dietilenglicol en caso que haya pérdidas por vaporización y por solubilidad.

Se recomienda mantener una concentración entre 70 a 75% en peso del glicol ya que de esta manera se consigue que el punto de congelación de la solución sea menor que la mínima temperatura experimentada en el sistema.

Para conseguir una completa recuperación del glicol diluido para posterior

regeneración y reinyección, debe hacerse un diseño cuidadoso del separador. El regenerador en un sistema de inyección de glicol debe operarse para producir una solución de glicol regenerado, cuyo punto de congelación esté por debajo de la mínima temperatura encontrada en el sistema. Una concentración típica está entre 75% y 80% en peso.

Para minimizar aún más las pérdidas de glicol por disolución en hidrocarburos se deben utilizar soluciones diluidas (60-70% en peso de glicol). Aunque el glicol proporciona cierta deshidratación, su función primaria en este tipo de operación es actuar como agente supresor de la temperatura de formación de hidratos. La deshidratación obtenida en este caso, debe atribuirse al enfriamiento y no a la solución de glicol.

La mezcla inhibidor y agua condensada se separa del gas y del hidrocarburo líquido en un separador trifásico (a temperaturas  $> 70^{\circ}\text{F}$  y un tiempo de residencia de 10 a 15 minutos) como se muestra en la tabla 7; en el cual, la temperatura de separación es esencialmente igual al punto de rocío del agua en la corriente de gas.

**Tabla 8.** *Temperaturas de Regeneración de Glicol*

<b>Etilenglicol (EG)</b>	<b>Dietilenglicol (DEG)</b>	<b>Trietilenglicol (TEG)</b>
Se usa como inhibidor de hidratos	Se reconcentra a 315 F < T < 325 F alcanzando una pureza del 97%.	Se reconcentra a 350 F < T < 400 F alcanzando una pureza del 98.8%.
Tiende a tener más pérdidas en el gas cuando se utiliza en la torre de absorción.	No alcanza la concentración requerida para la mayoría de aplicaciones.	Presenta altas pérdidas en el gas a T > 120 F.
Se recupera por separación a T < 50 F.	Se degrada a 328 F.	Se degrada a 404 F.

La cantidad de inhibidor a ser inyectada debe considerar no solo la requerida para evitar el congelamiento, sino la necesaria para estar en la fase de vapor en equilibrio y la que se disuelve en el hidrocarburo líquido.

### **3.6 DISEÑO Y SIMULACIÓN EN HYSYS DE LAS TECNOLOGÍAS ESTUDIADAS (REFRIGERACION MECANICA, JOULE THOMSON Y TURBOEXPANDER) PARA LA RECUPERACIÓN DE LÍQUIDOS DE GAS NATURAL DE LA ESTACION TOCARÍA.**

La simulación de la corriente de gas de la Estación Tocaría se llevó a cabo a través del software ASPEN HYSYS, en el cual se pueden modelar procesos en estado estable, en donde se monitorearon los diferentes tipos de comportamientos con las tres tecnologías por refrigeración estudiadas. Lo cual permitió realizar un análisis de cada uno de los procesos teniendo en cuenta los parámetros de interés: el control de dew point de hidrocarburos y del agua y recuperación de productos blancos como GLP y nafta.

Para la simulación de los procesos, se especificaron tres esquemas diferentes para la recuperación de líquidos del gas natural: Refrigeración Mecánica con propano, Auto Refrigeración Joule-Thomson y Turboexpander en cada uno se tomó como variable el inhibidor de formación de hidratos Monoetilenglicol y Dietilenglicol. De acuerdo a las características de la corriente a tratar se usó la ecuación de estado de Peng Robinson con la que se obtienen resultados muy próximos en la predicción de las propiedades termodinámicas del fluido.

**Tabla 9.** *Condiciones Generales de los Procesos*

<b>Presión de Entrada</b>	<b>1000 psia</b>
Temperatura de Entrada	110 F
Flujo de Entrada	8 MMscfd
Humedad Corriente de Entrada	80 lb/Mmscf
Presión de Entrega	1000 psia
Paquete de Propiedades	Peng Robinson

### 3.7 REFRIGERACIÓN MECÁNICA CON PROPANO

El proceso de refrigeración mecánica fue diseñado así: ingresa la corriente de entrada a un separador bifásico el cual captura líquidos falsos, luego es inyectado glicol (etilenglicol o Dietilenglicol) aguas arriba del intercambiador gas-gas a una tasa de 2.465 lb-mol/hora (7 BBls-día) con el fin de inhibir la formación de hidratos. La corriente pasa a través del intercambiador gas-gas, intercambiador gas-líquido y chiller para finalmente separar los líquidos condensados por refrigeración en un separador trifásico. La refrigeración se lleva a cabo con propano para lo cual se configura la facilidad para el ciclo de refrigeración compuesto por chiller, evaporador, condensador, válvula de expansión y compresor. La corriente líquida una vez recuperada continua a la etapa de fraccionamiento donde el flujo es tratado a través de torre deetanizadora, debutanizadora y depropanizadora. La corriente de gas es dirigida un 83% a gasoducto para distrito y 17% a la estación Tocaría. El circuito de inyección de glicol está compuesto por un intercambiador glicol-glicol, bomba y rehervidor.

**Tabla 10.** *Variables de Proceso con inhibición de hidratos mediante Monoetilenglicol*

Punto del Proceso	Temperatura (F)	Presión (psia)	Flujo (MMscfd)	Fracción de Vapor	Merma Volumen de Gas (MMscfd)
Entrada Intercambiador Gas-Gas	111	1000	8	0.9964	0
Salida Intercambiador Gas-Gas	45	995	8	0.9446	0
Salida Intercambiador Gas-Líquido	37	990	8	0.9278	0
Salida Chiller	3	987	8	0.8287	0
Salida Separador Trifásico	3	987	6.6	1	1.4
Gas de Entrega	101	977	6.6	1	1.4

Recuperación de Líquidos	Volumen (BBIs/día)
Nafta	55,87
GLP	228.4

Con Monoetilenglicol como inhibidor se alcanza una temperatura de formación de hidratos hasta 2.14 F a 987 psia, presión del sistema.

**Tabla 11.** *Variables de Proceso con inhibición de hidratos mediante Dietilenglicol*

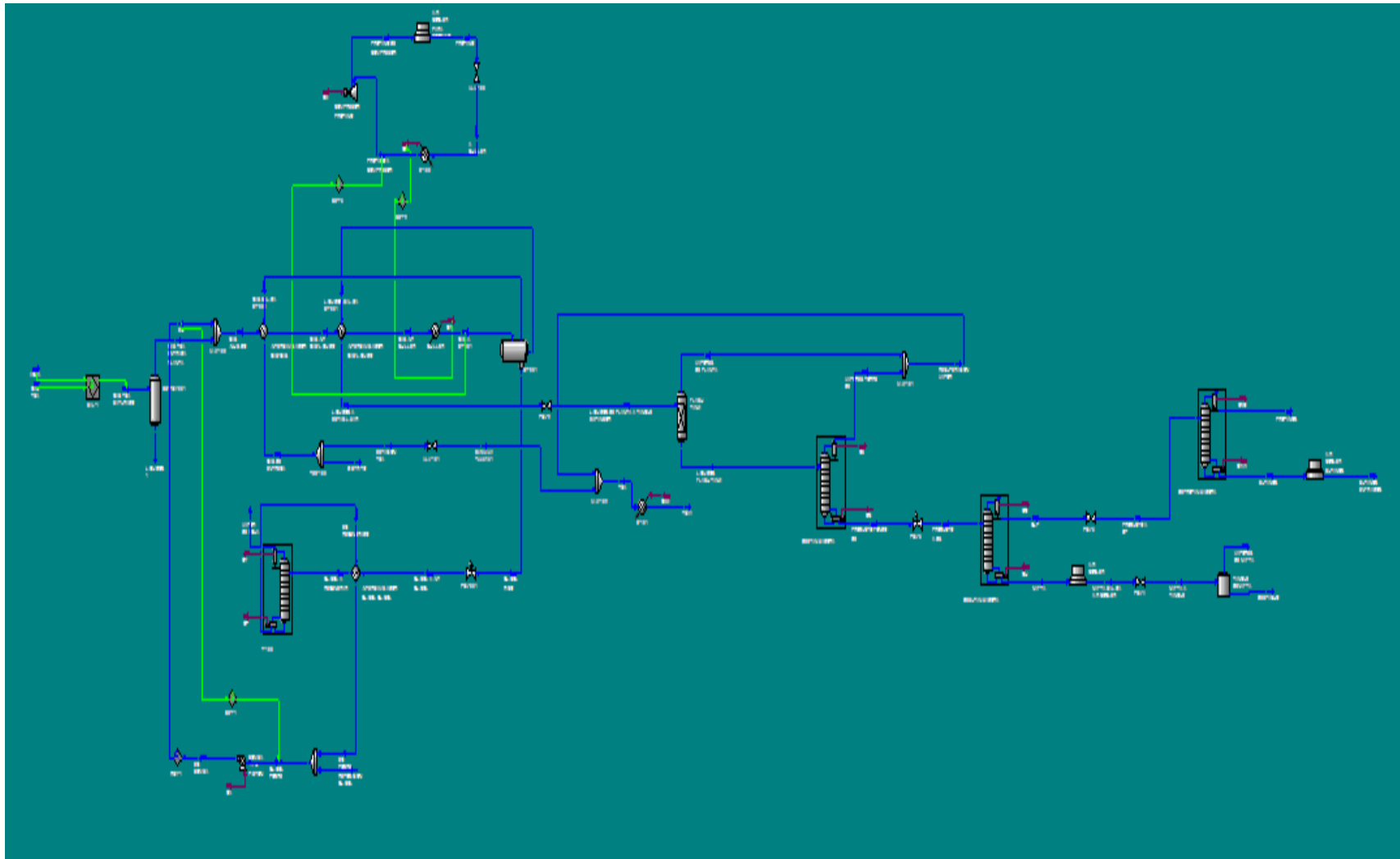
Punto del Proceso	Temperatura (F)	Presión (psia)	Flujo (MMscfd)	Fracción de Vapor	Merma Volumen de Gas (MMscfd)
Entrada Intercambiador Gas-Gas	111	1000	8	0.9973	0
Salida Intercambiador Gas-Gas	49.99	995	8	0.9533	0
Salida Intercambiador Gas-Líquido	45.16	990	8	0.9450	0
Salida Chiller	16	987	8	0.8743	0
Salida Separador Trifásico	16	987	7.02	1	0.98
Gas de Entrega	101	977	7.02	1	0.98

Recuperación de Líquidos	Volumen (BBIs/día)
--------------------------	--------------------

Nafta	55.10
GLP	185.4

Con Dietilenglicol como inhibidor se alcanza una temperatura de formación de hidratos a 15.94 F a 987 psia, presión del sistema. La corriente de gas de entrega es dirigida un 80% a gasoducto para distrito y 20% a la Estación Tocaría.

Figura 15. Simulación No. 1. Refrigeración Mecánica con Propano



### 3.8 AUTO-REFRIGERACIÓN POR EXPANSIÓN CON VÁLVULA DE JOULE THOMSON

El proceso de auto refrigeración con Joule Thomson fue diseñado así: ingresa la corriente de entrada a un separador bifásico el cual captura líquidos falsos, luego es inyectado glicol (etilenglicol o Dietilenglicol) aguas arriba del intercambiador gas-gas a una tasa de 2.465 lb-mol/hora (7 BBls-día) con el fin de inhibir la formación de hidratos. La corriente pasa a través del intercambiador gas-gas, válvula de expansión isoentálpica Joule-Thomson, para finalmente separar los líquidos condensados por refrigeración en un separador trifásico. La corriente líquida una vez recuperada continua en fase de fraccionamiento donde el flujo es tratado a través de torre deetanizadora, debutanizadora y depropanizadora. La corriente de gas es dirigida un 75% a gasoducto para distrito y 25% a la estación Tocaría. El circuito de inyección de glicol está compuesto por un intercambiador glicol-glicol, bomba y rehervidor.

**Tabla 12.** *Variables de Proceso con inhibición de hidratos mediante Monoetilenglicol*

Punto del Proceso	Temperatura (°F)	Presión (psia)	Flujo (MMscfd)	Fracción de Vapor	Merma Volumen de Gas (MMscfd)
Entrada Intercambiador Gas-Gas	111	1000	8	0.9964	0
Salida Intercambiador Gas-Gas	45	995	8	0.9436	0
Salida Válvula JT	-10	260	8	0.9396	0
Salida Separador Trifásico	-10	260	7.5	1	0.5
Gas de Entrega	106	255	7.5	1	0

Recuperación de Líquidos	Volumen (BBls/día)
Nafta	56,86
GLP	167.3

Con Monoetilenglicol como inhibidor se alcanza una temperatura de formación de hidratos hasta -11F a 260 psia, presión del sistema.

**Tabla 13.** *Variables de Proceso con inhibición de hidratos mediante Dietilenglicol*

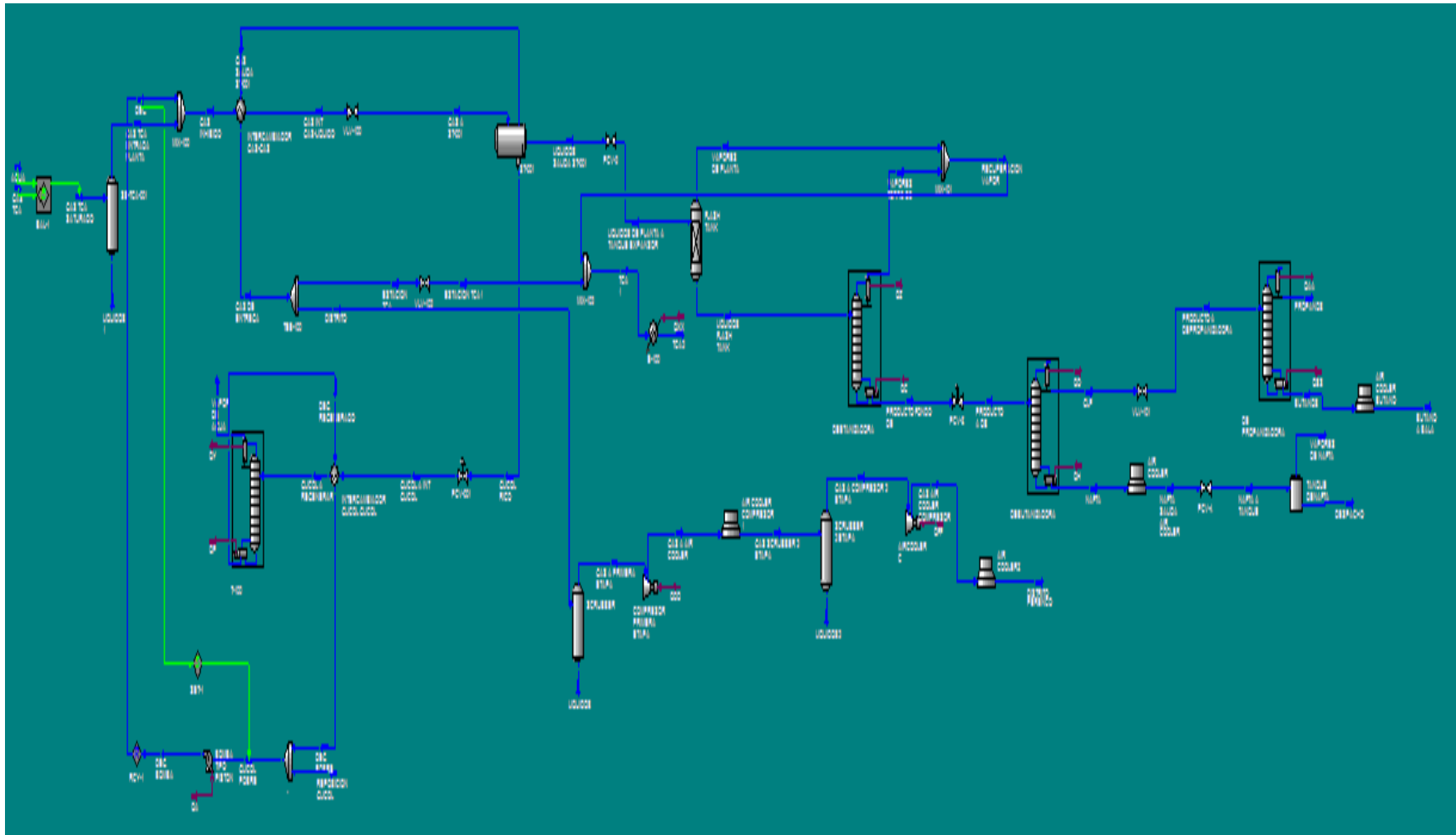
Punto del Proceso	Temperatura (°F)	Presión (psia)	Flujo (MMscfd)	Fracción de Vapor	Merma Volumen de Gas (MMscfd)
Entrada Intercambiador Gas-Gas	111	1000	8	0.9973	0
Salida Intercambiador Gas-Gas	50.0	995	8	0.9534	0
Salida Joule Thomson	7.21	380	8	0.9416	0
Salida Separador Trifásico	7.21	380	7.55	1	0.50
Gas de Entrega	108	375	7.55	1	0.50

Recuperación de Líquidos	Volumen (BBls/día)
Nafta	56.89
GLP	146.3

Con Dietilenglicol como inhibidor se alcanza una temperatura de formación de hidratos a 6.43 °F a 380 psia, presión del sistema. La corriente de gas de entrega es dirigida un 75% a gasoducto para distrito y 25% a la estación Tocaría.

Dados los resultados obtenidos con el proceso de auto refrigeración con Joule Thomson, resultando como limitante la temperatura de formación de hidratos con inyección de glicol se realiza una variación en el proceso utilizando tamiz molecular para deshidratación del gas de entrada. El gas de entrada se deriva con un 75% al intercambiador de calor gas-gas y 25% al intercambiador gas-líquido.

Figura 16. **Simulación No. 2. Auto Refrigeración con Válvula JT**



**Tabla 14.** *Variables de Proceso con Deshidratación del Gas mediante Tamiz Molecular*

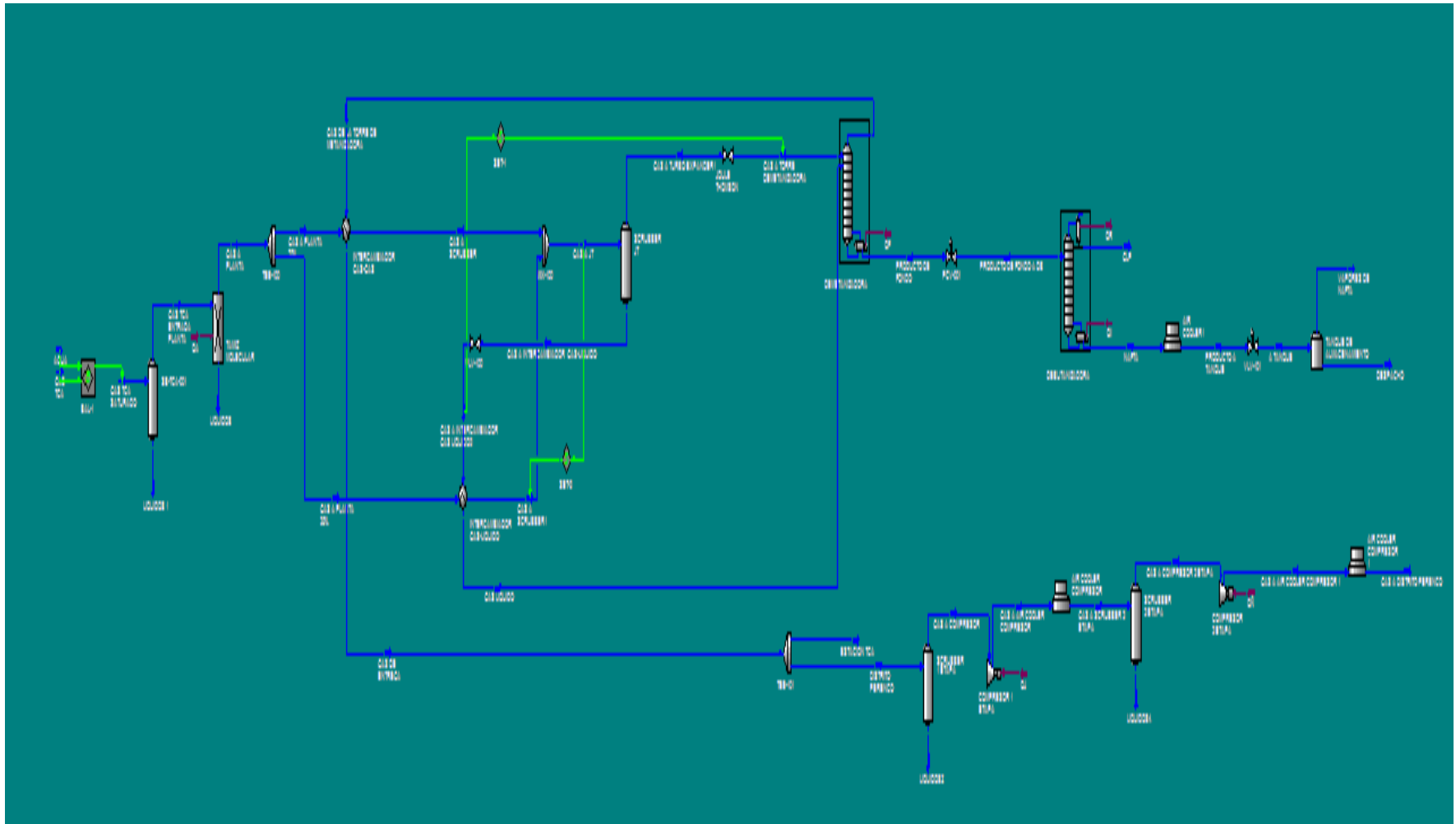
Punto en el Proceso	Temperatura (°F)	Presión (psia)	Flujo (MMscfd)	Fracción de Vapor	Merma Volumen de Gas (MMscfd)
Gas salida del Tamiz Molecular	110	1000	8	1	0
Salida Intercambiador Gas-Gas (75%)	19.90	995	6	0.8884	0
Salida Intercambiador Gas-Líquido (25%)	19.90	998	2	0.8879	0
Aguas Arriba Válvula JT	19.90	995	7.1	1	0.90
Aguas Abajo Válvula JT	-41	250	7.1	0.96	0.90
Salida de la Torre deetanizadora	-21	245	7.5	1	0.50
Gas de Entrega	109	240	7.5	1	0.50

Recuperación de Líquidos	Volumen (BBIs/día)
Nafta	85.56
GLP	266.9

Con tamiz molecular se alcanza una temperatura de formación de hidratos a -95.26 F a 250 psia, presión del sistema. La corriente de gas de entrega es dirigida un 75% a gasoducto para distrito y 25% a la Estación Tocaría.

Dada las bajas presiones del gas de entrega luego de la expansión en la válvula JT es necesario incluir en la facilidad un compresor de dos etapas para llevar la presión a 1000 psi, presión de entrega al gasoducto del distrito Perenco.

Figura 17. Simulación No. 3. Auto Refrigeración con Válvula JT con Deshidratación del Gas mediante Tamiz Molecular



### 3.9 REFRIGERACIÓN CRIOGÉNICA POR TURBOEXPANDER

El proceso con turboexpander fue diseñado así: ingresa la corriente de entrada a un separador bifásico el cual captura líquidos falsos. La corriente pasa a través de tamiz molecular, intercambiador gas-gas, intercambiador gas-líquido, separador bifásico y turboexpander para finalmente separar los líquidos condensados por refrigeración en un separador trifásico. La corriente líquida una vez recuperada continua en fase de fraccionamiento donde el flujo es tratado a través de torre deetanizadora, debutanizadora y depropanizadora. La corriente de gas es dirigida un 75% a gasoducto para distrito y 25% a la estación Tocaría. La deshidratación del gas se realiza con tamiz molecular.

**Tabla 15.** *Variables de Proceso con Deshidratación mediante tamiz molecular.*

Punto del Proceso	Temperatura (F)	Presión (psia)	Flujo (MMscfd)	Fracción de Vapor	Merma Volumen de Gas (MMscfd)
Gas salida del Tamiz Molecular	110	1000	8	1	0
Salida Intercambiador Gas-Gas (75%)	19.96	995	6	0.88	0
Salida Intercambiador Gas-Líquido (25%)	19.90	998	2	0.8879	0
Gas a Turboexpander	19.90	995	7.1	1	0
Aguas Abajo Turboexpander	-73.37	250	7.1	0.90	0.90
Salida de la Torre deetanizadora	-48.67	245	7.3	1	0.70
Gas de Entrega	120	360	7.3	1	0

Recuperación de Líquidos	Volumen (BBls/día)
Nafta	84.03
GLP	385.4

Con tamiz molecular se alcanza una temperatura de formación de hidratos a -95.26 °F a 250 psia, presión del sistema. La corriente de gas de entrega es dirigida un 75% a gasoducto para distrito y 25% a la estación Tocaría.



#### 4. ANALISIS Y COMPARACION DE LOS RESULTADOS

De acuerdo al planteamiento del tema de monografía, Estudio de tecnologías para el control de Dew Point de la corriente de Gas Natural de la Estación Tocaría en la Estación Tocaría de Perenco Colombia Limited, se dio inicio al análisis de resultados a partir de la cromatografía extendida C12+, realizada por la empresa CORELAB, a unas condiciones de muestreo de presión de 1000 PSI y a una temperatura de 110 °F.

En los resultados de la cromatografía extendida se observó una composición del Metano a 74.9%, con respecto a los diversos compuestos de hidrocarburos e impurezas de la mezcla de gas de la estación.

Cabe resaltar, que analizando la cromatografía desde el punto de vista económico, la cantidad de producto líquido que se puede obtener es de 5.78 galones de líquido por mil pies cúbicos de gas procesado (GPM), un valor representativo a la hora de evaluar las diferentes tecnologías para la separación de hidrocarburos pesados contenidos en la corriente de gas como lo son etanos, propanos, butanos y C5+.

Por otro lado se analizó también, a través del grafico de McKetta, el contenido de agua en el gas, dando como resultado 80 lb de agua/MMSCF, valor significativo a la hora de realizar los diseños y control de Dew Point de este componente.

Para el estudio del Dew Point de hidrocarburo y del agua se utilizaron tres tecnologías usadas en el mundo, que son Refrigeración Mecánica, Joule Thompson y Turboexpander, las cuales pueden ser simuladas en el programa ASPEN HYSYS.

Se realizaron varias corridas con el fin de evaluar las ventajas y desventajas de las diferentes alternativas propuestas (Refrigeración Mecánica con propano, enfriamiento con Joule-Thomson y Turboexpander convencional). Se evaluó el

recobro de líquidos hidrocarburos alcanzado (nafta y GLP), las temperaturas de formación de hidratos con cada inhibidor, el requerimiento de recompresión, el trabajo en el compresor-expansor y la energía del chiller. Lo anterior debido a que todos estos parámetros no solo representan una parte significativa del capital requerido, sino también se constituyen en un indicativo clave de la energía a utilizar en las facilidades.

Para una mejor representación de los resultados obtenidos durante las corridas, se muestra en la tabla 25 el resumen de los mismos. Se ha hecho énfasis en exponer la temperatura de formación de hidratos, recobro de GLP y Nafta o gasolina natural.

**Tabla 16.** *Resultados obtenidos con las tecnologías en estudio para la recuperación de líquidos de gas natural.*

	Refrigeración Mecánica		Auto Refrigeración Joule-Thomson		Turboexpander
	MEG	DEG	MEG	DEG	Tamiz Molecular
Temperatura de Formación de Hidratos (°F)	<b>2.16</b>	<b>15.93</b>	<b>-11.08</b>	<b>1.65</b>	<b>-95.26</b>
Nafta (Bbls/día)	<b>55.3</b>	<b>54.03</b>	<b>56.78</b>	<b>56.7</b>	<b>84.03</b>
GLP (Bbls/día)	<b>188.3</b>	<b>102.3</b>	<b>161</b>	<b>158.2</b>	<b>385.4</b>
Duty (Btu/hora)	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>6,635 exp 5</b>	<b>5,447 exp 5</b>	<b>4,911 exp 5</b>
Requiere Compresión	<b>No</b>	<b>No</b>	<b>Si</b>	<b>Si</b>	<b>Si</b>

Los factores importantes que conducen a la selección del proceso de tratamiento de gas natural son el capital de inversión (CAPEX) y el costo de operación (OPEX), eficiencia del proceso, aspectos de seguridad y medio ambiente. La selección del proceso óptimo depende de la condición y la composición de la entrada del gas, el costo energético, las especificaciones del producto y los productos a obtener según la relación costo-beneficio. La condición para la composición de la alimentación es muy importante porque determina principalmente qué tipo de proceso se debe emplear para la recuperación LGN [9].

Al comparar los resultados se puede concluir que la tecnología más eficiente en recuperación de líquidos de gas natural corresponde a turboexpanders al obtenerse 385,4 Bbls/día de GLP y 84,03 Bbls/día de Nafta, lo que se esperaría de acuerdo a la literatura.

## 5. CONCLUSIONES

En este estudio de monografía se analizaron tres alternativas tecnológicas para el control del dew point de hidrocarburos y agua del gas natural de la Estación Tocaría para una corriente de 8 MMscfd. De acuerdo a las simulaciones realizadas a través del software Aspen Hysys se concluye que la tecnología más eficiente es el turboexpander. El expander es una turbina que usa la alta presión del gas para mover una rueda puesta sobre un eje. El proceso con turboexpander produjo temperaturas extremadamente bajas, cerca de los -73 F. Las bajas temperaturas producidas son lo suficientemente frías para condensar los hidrocarburos del LGN, incluyendo el etano.

El proceso con turboexpander es capaz de remover más del 85% del etano y esencialmente de todos los hidrocarburos más pesados hallados en el gas natural producido, para el caso de estudio se obtuvo una recuperación de líquidos de 385,4 Bbls/día de GLP y 84,03 Bbls/día de Nafta. En contraste, otros procesos pueden ser más apropiados cuando el objetivo es recobrar solamente propano y componentes más pesados.

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. La compresión del gas no es barata y representa uno de los costos más grandes de la construcción, operación y mantenimiento de una planta de este tipo.

Al comparar los resultados de las temperaturas de formación de hidratos con inhibición mediante Monoetilenglicol y Dietilenglicol se obtuvo un mejor comportamiento con el Monoetilenglicol utilizado como inhibidor en los procesos de

refrigeración mecánica y Joule Thomson, sin embargo para temperaturas criogénicas alcanzadas en el proceso con turboexpander es necesario la deshidratación del gas natural mediante tamiz molecular alcanzando temperatura para la formación de hidratos de -95 F.

Dentro de las tecnologías estudiadas no se tomó en cuenta el proceso con twister dado que no es una tecnología tan conocida en la industria y no puede ser simulado en el software Aspen Hysys, lo cual sería un estudio por realizar importante dado su principal ventaja en el control de la humedad y el punto de rocío de hidrocarburo sin necesidad de inyección de química para inhibición de formación de hidratos o deshidratación del gas natural lo cual reduce los costos por CPAEX y OPEX.

Para concluir el estudio de las tecnologías analizadas en este proyecto se recomienda a Perenco Colombia Limited el análisis costo-beneficio entre la recuperación obtenida de líquidos hidrocarburos desde el gas natural con el proceso de turboexpander y los costos por CAPEX y OPEX de procesamiento y recompresión del gas a la presión del gasoducto.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

[1] COMISION DE REGULACION DE ENERGIA Y GAS -CREG-. Documento CREG 017: Especificaciones de Calidad del Gas Natural en el punto de Entrada del Sistema de Transporte. Bogotá, 2007. 16 p.

[2] COMISION DE REGULACION DE ENERGIA Y GAS -CREG-. Resolución 071 de 1999: Reglamento Único de Transporte. Bogotá, 1999. 16 p.

[3] COMISION DE REGULACION DE ENERGIA Y GAS -CREG-. Resolución 054 de 2007: Modificación Reglamento Único de Transporte. Bogotá, 2007. 5 p.

[4] MARIN, Leonardo y SANCHEZ, David. Tesis de Pregrado: “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”. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander, 2012. 134 p.

[5] MOKHATAB, Saeid y POE, William. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. Second Edition. 2012. 353-391 p.

[6] RAMIREZ, Rubén. Tesis de Pregrado: “Diseño de una planta de reducción de HCDP del gas natural recolectado en la batería Balcon de Hocol S.A.”. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander, 2007. 115 p.

[7] PEÑA, Hermes. Módulo de Software Especializado para el Diseño de Plantas de Gas. Bogota: Universidad Industrial de Santander, 2014. Capítulo 9.

[8] GPSA Engineering Data Book, 12 Edición, Gas Processors Suppliers Association. Tulsa, Oklahoma, 2001. Capítulo 20. 20-36 p.

[9] MESFIN, Getu; SHUHAIMI, Mahadzir; et al. Journal ELSEVIER, Techno-economic analysis of potential natural gas liquid (NGL) recovery processes under variations of feed compositions. 2013.

## BIBLIOGRAFIA

GPSA Engineering Data Book, 12 Edición, Gas Processors Suppliers Association. Tulsa, Oklahoma, 2001. Capítulo 20. 20-36 p.

MOKHATAB, Saeid y POE, William. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. Second Edition. 2012. 353-391 p.

PEÑA, Hermes. Módulo de Software Especializado para el Diseño de Plantas de Gas. Bogotá: Universidad Industrial de Santander, 2014. Capítulo 9.

## ANEXOS

ANEXO A: Simulación en ASPEN HYSYS. *Refrigeración Mecánica con Propano inhibidor de Formación de Hidratos Monoetilenglicol.*

ANEXO B: Simulación en ASPEN HYSYS. *Refrigeración Mecánica con Propano inhibidor de Formación de Hidratos Dietilenglicol.*

ANEXO C: Simulación en ASPEN HYSYS. *Autorefrigeración con Valvula Joule Thomson inhibidor de Formación de Hidratos Monoetilenglicol.*

ANEXO D: Simulación en ASPEN HYSYS. *Autorefrigeración con Valvula Joule Thomson inhibidor de Formación de Hidratos Dietilenglicol.*

ANEXO E: Simulación en ASPEN HYSYS. *Refrigeración Criogénica con Turboexpander con Tamiz Molecular*