

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



**“PROPUESTA TÉCNICA DE UNA PLANTA DE CONTROL DE PUNTO  
DE ROCÍO PARA UN GAS DE REINYECCIÓN A ALTAS PRESIONES”**

Realizado por:

**CAMACHO MEDINA LEONELBYS OLIMER**  
**PEÑA MARTÍNEZ HÉCTOR RAFAEL**

Trabajo de Grado presentado ante la Ilustre Universidad de Oriente como  
requisito parcial para optar al Título de:

**INGENIERO QUÍMICO**

**Barcelona, Abril de 2010**

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



**“PROPUESTA TÉCNICA DE UNA PLANTA DE CONTROL DE PUNTO  
DE ROCÍO PARA UN GAS DE REINYECCIÓN A ALTAS PRESIONES”**

**Asesor:**

---

**Ing. Nelson Ferreira**  
**Asesor Académico**

Trabajo de Grado presentado ante la Ilustre Universidad de Oriente como  
requisito parcial para optar al Título de

**INGENIERO QUÍMICO**

**Barcelona, Abril de 2010**

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



**“PROPUESTA TÉCNICA DE UNA PLANTA DE CONTROL DE PUNTO  
DE ROCÍO PARA UN GAS DE REINYECCIÓN A ALTAS PRESIONES”**

---

**Ing. Nelson Ferreira**  
**Jurado Principal**

---

**Ing. Shirley Marfisi**  
**Jurado Principal**

---

**Ing. Rayda Patiño**  
**Jurado Principal**

**Barcelona, Abril de 2010**

## RESOLUCIÓN

De acuerdo con el artículo 57 del Reglamento de Trabajos de Grado:

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

## **DEDICATORIA**

A dios por guiarme, por protegerme y por oírme siempre.

A mis padres Jacqueline Martínez y Héctor Enrique Peña porque sin ustedes no estaría en donde estoy, quienes se han preocupado por mi apoyándome en todos los momentos de manera incondicional, trazando mi camino para obtener este gran triunfo; en especial a ti madre mía por brindarme tu confianza, cariño y comprensión este título también es tuyo. Te Amo.

A mi hermana Luissana Elisabeth por tu apoyo, cariño y admiración, que esto te sirva como ejemplo de que siempre se puede, te quiero mucho.

A mis abuelos Luisa Beltrana y Santiago Martínez (chago) por su maravillosa crianza; en especial a ti abuelo q dios te tenga en su gloria, por ser el ángel que cuida y guía mis pasos.

A mi novia preciosa Verónica Gabriela (tita) por aparecer en mi vida y corresponder mis sentimientos, por tu paciencia, cariño y apoyo. Te Amo.

A mis tíos y tías por su crianza, consejos y enseñanzas.

A todos quienes han aportado un aprendizaje y apoyo a la obtención de esta meta.

**HÉCTOR RAFAEL PEÑA MARTÍNEZ**

Dios a ti principalmente porque en las noches oscuras le diste luz a mi vida y abriste mi corazón dándole claridad a mis pensamientos y haciéndome cada día mas fuerte. “Todo lo puedo en cristo que me fortalece”

A mi mama por darme la vida, por ser mi amiga y compañera en las buenas y malas, porque a ti te lo debo todo mi bella, lo que soy y lo que no soy, para ti este logro. TE AMO.

A ti papi por darme todo tu amor, por aceptarme y entenderme, porque tu con la ayuda de mi mama han sido mi guía, mi vida y fortaleza.

A mis hermanos por ser mi orgullo y mis amores. Los adoro.

Dedicado especialmente a ti mi viejita que aun estando en el cielo, me seguiste en cada paso, cada minuto y en cada instante. Aquí está lo que tanto deseabas y lo logre gracias a ti. Todavía te siento y te sueño. Te extraño!

**Leonelbys O. Camacho M.**

## **AGRADECIMIENTOS**

Gracias a ti mi Dios por guiarme por el buen camino.

A mis padres Héctor E. Peña y Jacqueline M. Martínez, no tengo como agradecerles toda la comprensión, ayuda, paciencia y apoyo incondicional que me brindaron; gracias por no dudar de mi, gracias por estar ahí cuando lo necesite y como te dije madre tendrás un Ingeniero Químico. Los amo con todo el corazón.

Gracias Luissana (pájara) por ser mi hermana, por tus lindos sentimientos, por ser mi confidente. Te Amo.

A mis abuelos Luisa Beltrana y Santiago Martínez por ser mis padres sustitutos, por la maravillosa niñez y por moldear el hombre que soy hoy.

A mis tías: Magnolia, Maritza, Milva, Damaris, Rosa, son las mejores; en especial a ti tía Magnolia siempre estabas cuando mi mama dudaba de mi, por ser otra madre para mí.

A mis tíos: Nelson, Rafael (ñaña), Luis Beltrán, Antonio, Enrique, Wilfredo, Juan Buley; a ustedes tíos queridos por ser a parte de un sobrino para ustedes, un hijo y espero no defraudarlos.

A mi novia Verónica de verdad que gracias amor por aguantarme como soy, por acompañarme, por tu paciencia y por fortalecer la mía, por tu apoyo gracias amor te amo.

A mi suegra Emilia y a la cuñadita Bárbara; suegra de verdad gracias por sus concejos y por haberme abierto las puertas de su casa sin ningún recelo y con todo cariño.

A la Sra. Rosalía López y Mariana por su cariño y cuidado mientras estuve en su casa, las aprecio y las quiero.

A mis compañeros universitarios con quienes compartí toda mi carrera (José Campos, Carlos Vásquez, Lean Velázquez, Cesar Cabrera, Ridel López, Shner Arvelaez, Edgar Jiménez, Carlos Silva, Simón Mata, José Brito, Agustín (el negro) y a todos aquellos que pase por alto ya que fue para mí una larga carrera) por los buenos momentos en Sala de Micros y otros tantos momentos de jodederas inolvidables.

A mis compañeras de equipo de las áreas y de Monografía Brauly Jordán y Leonelbys Camacho por su paciencia y por su trabajo.

Al ingeniero Pedro Salazar por su enorme colaboración prestada para la fiel culminación de este proyecto.

A todos los compañeros de las Áreas Especiales de Gas.

Gracias a todos los profesores del departamento de Ingeniería Química por sus enseñanzas, por sus buenas y también frustrantes clases.

Gracias a la Universidad de Oriente por darme la oportunidad de formarme en sus aulas.

**HÉCTOR RAFAEL PEÑA MARTÍNEZ**



Agradezco a Dios por darme fuerzas en los momentos que mas lo necesite y por ayudarme a enfrentar todos los obstáculos que se interpusieron a lo largo de mi carrera.

A mi abuela Elba por su nobleza y generosidad, porque a pesar de que ya no estas me dejaste tu esencia y gracias a ti se abrieron muchos caminos, se que desde el cielo me cuidaste.

A mis padres Olinda y Leo por todo su amor, comprensión, confianza y ayuda incondicional. Sin ustedes nada de esto hubiese sido posible.

A Leito y Alex por ser parte de mi vida y por brindarme todo su apoyo, gracias por tanto cariño hermanos.

A mis tíos y primos por ayudarme, apoyarme y por ser ejemplos a seguir.

A la Compañía Danza 21, mi otra familia!, por hacer realidad uno de tantos sueños, por ayudarme a conocer una parte de mi que no conocía, por abrigarme en momentos de soledad y lo mas importante, porque me permitió conocer seres maravillosos que ahora son verdaderos amigos.

A Robert, Jesús, Carla, Lino, Miglis y Oscaris por ser mis negros bellos!!, ustedes al igual que el baile representan una parte especial de mi vida, llenándome de alegrías y buenos momentos que jamás olvidare. Los quiero.

A Eli por ser una de esas personas que llegan a nuestras vidas inesperadamente y de pronto te llenan de alegría y te recuerdan que si existen personas que valoran las cosas buenas que da la vida, como lo es nuestra amistad. Gracias mi loquita.

A Katy por ser una de las pocas personas que conocí en el trayecto de mi carrera que me brindó su amistad sin pedir nada a cambio, primero fuiste una compañera más de clases pero después pasaste a ser mi compañera de estudio, de noches de desvelo y tristezas, además fuiste oídos para cuando lo necesite, gracias por escucharme y estar ahí en todo momento.

A Marines por darme ánimos para conseguir este logro al igual que ella, gracias por todo tu cariño.

A Yraima y Stephany porque a pesar que estaba lejos de mi casa, me brindaron la calidez de un hogar, en momentos en que la soledad hacía que extrañara a mi familia.

A Brauly y Hector compañeros de las áreas especiales de grado, por las enseñanzas y conocimientos transmitidos. Juntos como equipo lo logramos!!!

Al Ingeniero Químico Pedro Salazar por su colaboración y ayuda en la realización de este proyecto.

A Elizabeth y Rosanita, secretarias del departamento de ingeniería química por ayudarnos y estar pendiente de nosotros para la finalización de esta monografía.

Y a todas aquellas personas que de alguna u otra manera contribuyeron a la culminación de este sueño. GRACIAS A TODOS!!

**Leonelbys O. Camacho M.**

## RESUMEN

Los líquidos del gas natural son los productos de mayor interés en el procesamiento del petróleo y del gas natural por su alto poder energético y valor comercial. La planta de inyección de gas a alta presión (PIGAP II) maneja una mezcla de gases con una composición que contiene productos pertenecientes a los líquidos del gas natural, por lo que dichos productos se reinyectan a los pozos y su empleo se desperdicia, aunado a esto, ha venido presentando problemas en los compresores debido al contenido de agua presente en el gas. A fin de reducir los problemas operacionales y aprovechar los recursos energéticos del gas manejado, se realizó una propuesta técnica de una planta de control de punto de rocío para obtener el propano y más pesados de dicha composición y entregarle el metano y etano a la planta PIGAP II con las mismas condiciones de inyección que ellos manejan.

Para de obtener dichos productos se diseñó una planta de control de punto de rocío con una capacidad de manejo de gas de 1500MMPCSD. La planta consta de un sistema de deshidratación mediante un tamiz molecular para eliminar la mayor cantidad de agua, previamente a este sistema la alimentación viene acondicionada por un sistema de deshidratación con glicol, específicamente Trietilenglicol (TEG). Del tamiz molecular pasa a un sistema de refrigeración mecánica previo al separador de baja temperatura (LTS); por el tope del separador sale la corriente de gas hacia el sistema de compresión y por el fondo sale la corriente de líquidos, estos líquidos pasan a un mezclador y luego a una torre estabilizadora. En la torre estabilizadora por el tope se obtiene el gas que se mezcla con la corriente de gas de tope del separador de baja temperatura y por el fondo los líquidos del gas natural, es decir, el propano y más pesados, con una relación de  $C_2/C_3$  de 0,014. La mezcla de gas formada principalmente por metano, etano y pequeñas cantidades de propano se comprimen hasta las condiciones de la planta PIGAP II en tres compresores que llevan la presión de 1200 psig hasta 9000 psig.

## CONTENIDO

	Pág.
RESOLUCIÓN .....	iv
DEDICATORIA .....	v
AGRADECIMIENTOS .....	vii
RESUMEN.....	xi
CONTENIDO .....	xii
LISTA DE TABLAS .....	xv
LISTA DE FIGURAS .....	xvi
CAPITULO I.....	18
INTRODUCCIÓN .....	18
1.1 Planteamiento del problema .....	18
1.2 Objetivos.....	19
1.2.1 Objetivo General.....	19
1.2.2 Objetivos Específicos .....	19
CAPÍTULO II .....	20
MARCO TEÓRICO.....	20
2.1 Antecedentes.....	20
2.2 Ubicación geográfica de la planta propuesta.....	21
2.3 Gas natural .....	22
2.3.1 Composición del gas natural.....	23
2.3.2 Clasificación del gas natural.....	24
2.3.3 Contenido de agua en el gas natural .....	25
2.4 Formación de hidratos .....	25
2.5 Proceso de deshidratación .....	26
2.5.1 Técnicas para deshidratar el gas natural .....	28
2.6 Tamices moleculares .....	28
2.6.1 Proceso de deshidratación con tamices moleculares .....	29
2.6.2 Importancia del proceso de deshidratación con tamices moleculares .....	30

2.6.3 Características del tamiz molecular [4] .....	31
2.6.4 Principio básico de los tamices moleculares .....	31
2.7 Extracción de líquidos del gas natural .....	33
2.7.1 Secciones que conforman un proceso de extracción .....	35
2.7.2 Variables a estudiar en el proceso de extracción de líquidos del gas natural .....	36
2.7.2.1 Punto de rocío .....	36
2.7.2.2 Separación a baja temperatura (LTS) .....	37
2.7.2.3 Refrigeración .....	37
2.7.2.4 Estabilización.....	38
2.7.2.5 Proceso de recuperación de LGN .....	38
2.8 Simulación .....	39
2.9. Simulador HYSYS 3.2 .....	40
CAPÍTULO III .....	43
METODOLOGÍA .....	43
3.1 Descripción de una planta de control de punto de rocío.....	43
3.1.1 Proceso de deshidratación .....	43
3.1.2 Ciclo de refrigeración .....	43
3.1.2.1 Sección de pre-enfriamiento y separación.....	43
3.1.3. Sección de recuperación de líquidos.....	44
3.1.3.1 Sección de compresión de gas residual .....	44
3.1.4 Variables del proceso.....	44
3.1.4.1 Deshidratación .....	44
3.1.4.2 Recuperación de líquidos.....	44
3.2 Determinación de las condiciones de operación de una planta de control de punto de rocío mediante el simulador HYSYS 3.2.....	45
3.2.1 Identificación de la composición del gas de alimentación a la planta propuesta .....	45
3.2.2 Selección del paquete termodinámico para el proceso de simulación .....	46
3.2.2.1. Ecuación de Peng – Robinson .....	48

3.2.3 Esquema propuesto para la simulación de la planta de control de punto de rocío.....	50
3.2.3.1 Descripción general del proceso de PIGAP II.....	50
3.2.3.2 Acondicionamiento del gas .....	51
3.3 Cuantificación de la cantidad de líquido de gas natural recuperable.	56
3.3.1 Riqueza de la corriente de gas natural .....	57
3.4 Verificación de la formación de hidratos durante el proceso .....	58
3.4.1 Saturación de la corriente de gas natural con agua.....	58
3.4.2 Temperatura de formación de hidratos .....	59
CAPÍTULO IV.....	61
DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	61
4.1 Descripción de una planta de control de punto de rocío.....	61
4.1.1 Proceso de deshidratación .....	61
4.1.1.2 Deshidratación con tamices moleculares.....	61
4.1.2 Ciclo de refrigeración .....	61
4.1.2.1 Sección de pre-enfriamiento y separación.....	61
4.1.3 Sección de recuperación de líquidos.....	64
4.1.3.1 Sección de compresión de gas residual .....	64
4.1.4 Variables Del Proceso .....	65
4.1.4.1 Deshidratación .....	65
4.1.4.2 Recuperación de líquidos.....	65
4.2. Determinación de las condiciones de operación de una planta de control de punto de rocío mediante el simulador HYSYS 3.2.....	66
4.3 Cuantificación de la cantidad de líquido de gas natural recuperable.	71
4.4 Verificación de la formación de hidratos durante el proceso .....	72
4.5 Conclusiones.....	77
4.6 Recomendaciones .....	77
BIBLIOGRAFÍA .....	79
APÉNDICES.....	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO.....	81

## LISTA DE TABLAS

	Pág
Tabla 2.1. Componentes del gas natural	24
Tabla 3.1. Cromatografía de la corriente de alimentación	38
Tabla 3.2. Condiciones de entrada de la corriente de alimentación	38
Tabla 3.3. Rangos de operación de los métodos termodinámicos	39
Tabla 3.4. Densidad de los componentes	48
Tabla 3.5. Contenido de agua en la corriente de gas a las condiciones de diseño	50
Tabla 4.1. Composición de la corriente de gas deshidratado	55
Tabla 4.2. Corriente de salida de la torre de LTS	56
Tabla 4.3. Composición de gas de tope	57
Tabla 4.4. Composición de gas a compresión	57
Tabla 4.5. Composición del gas de reinyección	58
Tabla 4.6. GPM para cada componente	59
Tabla 4.7. Composición del líquidos de gas natural recuperable obtenido	59
Tabla 4.8. Especificaciones de salida del liquido del gas natural recuperable	60

## LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 2.1. Planta de inyección de gas a alta presión (PIGAPII)	21
Figura 2.2. Composición del gas natural	23
Figura 3.1. Vista de la ventana para la selección del paquete termodinámico	40
Figura 3.2. Tamiz molecular	42
Figura 3.3. Separador bifásico	43
Figura 3.4. Intercambiador de gas-gas	43
Figura 3.5. Refrigeración mecánica	44
Figura 3.6. Separador de baja temperatura	44
Figura 3.7. Medidor de líquidos a estabilizar	45
Figura 3.8. Torre estabilizadora	45
Figura 3.9. Gas de tope a compresión	46
Figura 3.10. Gas a tren de compresión	46
Figura 3.11. Etapas de compresión	47
Figura 3.12. Corriente de líquido natural recuperable	48
Figura 3.13. Envoltente de fase de la corriente de alimentación	49
Figura 3.14. Temperatura de formación de hidratos según su gravedad específica	50
Figura 3.15.	50
Figura 4.1 Diagrama de flujo de proceso de la planta propuesta	52
Figura 4.2. Diagrama de procesos de la torre estabilizadora	53
Figura 4.3. Envoltente de fases y curva de formación de hidratos para la corriente de gas saturado	61
Figura 4.4. Envoltente de fases y curva de formación de hidratos para la corriente de gas húmedo	61
Figura 4.5. Envoltente de fases y curva de formación de hidratos para la corriente de gas deshidratado	62
Figura 4.6. Envoltente de fases y curva de formación de hidratos para la	62



corriente de gas de refrigeración

Figura 4.7. Envolverte de fases y curva de formación de hidratos para la 63  
corriente de gas con inhibidor

# CAPITULO I

## INTRODUCCIÓN

### 1.1 Planteamiento del problema

El punto de rocío del gas natural es un parámetro importante de calidad, estipulado en especificaciones contractuales a través de la red de suministro, desde productores hasta consumidores finales, pasando por empresas transportadoras y distribuidoras. En consecuencia, un exacto monitoreo de la temperatura del punto de rocío del gas natural, es importante para mantener la calidad y la integridad del gas.

El proceso de acondicionamiento del punto de rocío del gas consiste en el enfriamiento isobárico del gas mediante refrigeración mecánica previniendo la formación de hidratos. Los hidratos son combinaciones de hidrocarburos gaseosos y moléculas de agua que forman sólidos cristalinos a altas presiones y a temperaturas por encima del punto de congelación del agua y de acuerdo al porcentaje de agua libre que esté presente. Estos compuestos pueden ocasionar daños por impacto en los compresores y bloquear completamente las líneas de flujo.

La planta PIGAP II, ubicada en el oriente del país, ha venido presentando problemas operacionales en los compresores debido a que el gas no ha sido propiamente deshidratado ya que no se cuenta con una planta de control de rocío en sus instalaciones. En este sentido, para mejorar la calidad del gas natural empleado por la planta en la reinyección de gas a altas presiones en procesos de recuperación secundaria, se propuso un diseño técnico de una planta de control de punto de rocío que permite una mejor deshidratación del gas y que, además, puede recuperar la mayor cantidad de líquidos del gas natural (LGN) que sea posible, evitando la formación de hidratos. Esto considerando un 0% de tolerancia

de agua para el gas de reinyección y una masa molecular de 19,6 lb/mol como mínimo para que se reduzcan los problemas operacionales en los procesos de compresión del gas residual.

Mediante un proceso de simulación con HYSYS 3.2 se diseñó una planta de control de punto de rocío que funciona con un sistema de refrigeración mecánica, deshidratación con glicol y una deshidratación secundaria con tamices moleculares. Se establecieron valores de temperatura, presión y masa molecular, bajo los cuales se obtuvieron las especificaciones operacionales requeridas.

## **1.2 Objetivos**

### **1.2.1 Objetivo General**

Proponer una planta de control de punto de rocío para un gas de reinyección a altas presiones desde el punto de vista técnico.

### **1.2.2 Objetivos Específicos**

1. Describir una planta de control de punto de rocío.
2. Determinar las condiciones de operación de una planta de control de punto de rocío mediante el simulador HYSYS 3.2
3. Cuantificar la cantidad de líquido del gas natural recuperable.
4. Verificar la formación de hidratos durante el proceso.

## CAPÍTULO II

### MARCO TEÓRICO

#### 2.1 Antecedentes

Para la elaboración de esta monografía, se realizó una revisión de trabajos realizados en los departamentos de Ingeniería Química e Ingeniería de Petróleo en períodos académicos anteriores al presente; encontrando algunos proyectos relacionados a plantas de extracción de líquidos de gas natural y de refrigeración mecánica relativos a evaluaciones operacionales de plantas, equipos y características del gas natural para procesos desarrollados en industrias petroleras de gran importancia, en donde los autores de los proyectos expusieron las experiencias y conclusiones de mayor hallazgo, aclarando parámetros que aportan valiosa información para el desarrollo de este trabajo de grado tipo investigativo. A continuación se exponen los trabajos más resaltantes relacionados al tema y catalogados como antecedentes.

**Barreto y Ortiz [1]** realizaron un predimensionamiento de una planta de control del punto de rocío en la estación WX -1, ubicada en el oriente del país. Concluyeron que se obtuvo un alto recobro de líquido con la plana de control de punto de rocío (52 %), obteniendo así una corriente de gas más seca que no ocasionaría problemas operacionales por condensación de líquidos en las tuberías.

**Fasolini [2]** realizó un diseño conceptual de una planta modular de refrigeración mecánica para la recuperación de líquidos del gas natural y control del punto de rocío del gas residual. Concluyó que el punto de rocío del gas natural disminuye de forma proporcional a medida que se extraen los hidrocarburos pesados de la mezcla de gas.

**Maita [3]** evaluó una corriente de gas mediante la aplicación de técnicas de separación a bajas temperaturas, utilizadas para la extracción de líquidos del gas natural. Concluyó que se debe realizar este análisis para una corriente de gas rico o de mayor GPM a 0.15 gal/ pie<sup>3</sup>.

## 2.2 Ubicación geográfica de la planta propuesta

La planta de control de punto de rocío propuesta, estaría ubicada al lado de la Planta de Inyección de Gas a Alta Presión PIGAPII (figura 2.1). Ésta se encuentra ubicada en la región Nor-Oriental del Estado Monagas, Municipio Ezequiel Zamora, Parroquia El Tejero, perteneciente a la Gerencia de Plantas de Gas y Agua del Distrito Norte-PDVSA. PIGAP II tiene por objeto inyectar gas para recuperación secundaria de crudo entre 35 - 40° API en el área Piritál. La capacidad nominal de la planta de inyección es 1.500 MMPCND de gas natural a 9.000 psig en los yacimientos petrolíferos de los campos de Santa Bárbara/Piritál. Está considerada como la planta compresora más grande del mundo por poseer mayor caballaje instalado y volumen inyectado.



**Figura 2.1. Planta de inyección de gas a alta presión ( PIGAPII)**

**Fuente: Gerencia de Planta de Gas y Agua- Sistema de Gestión Integral PDVSA.**

### 2.3 Gas natural

El gas natural proviene de los reservorios profundos, contenido en espacios porosos de ciertas rocas, en estructuras geológicas denominadas yacimientos. Algunas veces, sube a la superficie naturalmente y es producido como gas libre o no asociado, otras veces llega a la superficie con petróleo (gas asociado). El gas natural es un combustible fósil, o sea, proviene de un material orgánico depositado y enterrado en el subsuelo por millones de años. Otros combustibles fósiles son el carbón y el petróleo. El petróleo y el gas constituyen “hidrocarburos”, porque las moléculas de estos combustibles son combinaciones de átomos de hidrógeno y carbono, en su mayoría con estructura molecular de cadena recta o de serie parafínica<sup>[2]</sup>

Los hidrocarburos agrupados en serie parafínica son compuestos saturados con todos sus átomos de carbono unidos por enlaces sencillos, cuya estructura molecular es representada por la fórmula  $C_nH_{2n+2}$ , donde **n** representa el número de átomos de carbono en la molécula.

En las parafinas de más de cuatro átomos de carbono, la estructura molecular puede ser arreglada de diferentes formas sin alterar la fórmula anterior, dando origen a los denominados isómeros. Los isómeros son compuestos con igual fórmula química, pero con diferente fórmula molecular. Esto último, les confiere propiedades físicas y químicas diferentes.

Debido a que las propiedades del gas natural dependen de sus constituyentes, el principal paso para su establecimiento es la identificación de cada uno de ellos (análisis cualitativo) y el segundo paso es la determinación de la proporción en que estén presentes (análisis cuantitativo).

Además de los hidrocarburos presentes, por análisis se detecta la presencia de otras sustancias que merecen atención debido a que pueden ocasionar

trastornos en las operaciones de manejo, tratamiento y procesamiento del gas natural.

### 2.3.1 Composición del gas natural

El principal componente del gas natural es metano. El metano está compuesto de un carbono y cuatro átomos de hidrógeno ( $\text{CH}_4$ ), su forma estructural es tetraédrica y la unión de sus átomos es del tipo enlace covalente sencillo. Cuando el gas natural es producido, este posee muchas otras moléculas, como etano (usado por la industria química), propano (usado en la industria petroquímica para obtención de etileno o propileno), butano, pentano y más pesados; como también pequeñas cantidades de nitrógeno, dióxido de carbono, compuestos de azufre y agua.

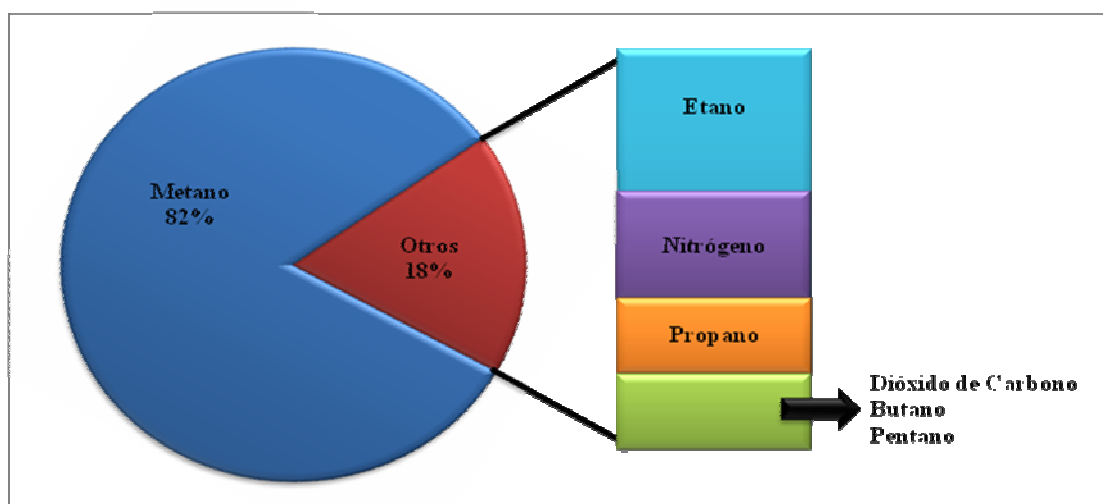


Figura 2.3.- Composición del gas natural.

En la figura 2.3 se muestra la composición típica de los gases de estudio, en donde el metano se encuentra en mayor proporción que los componentes más pesados y la tabla 2.1 presenta la variación de porcentajes que podrían tener los componentes del gas. Se observa que el componente principal es el metano; los otros hidrocarburos, unos como gas y otros como líquidos, son parte del gas en menores porcentajes. Sin embargo, por medio del análisis de muestras de gas de un yacimiento se puede calcular la cantidad de líquidos susceptibles de extracción a través del cálculo de la calidad o riqueza del gas GPM (galones de propano y

más pesados por mil pies cúbicos de gas) y las posibilidades de comercialización, ya que los líquidos del gas natural (LGN) son ricos en componentes como propano, butanos, pentano y gasolina natural que pueden ser procesados en refinerías y son potencialmente comerciables.

**Tabla 2.1 Componentes del gas natural.<sup>[2]</sup>**

Componente	Formula Química	Estado	Variación del (%) molar
Metano	CH <sub>4</sub>	Gas	55,00 – 98,00
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	Gas	0,10 – 20,00
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	Gas	0,05 – 12,00
n-Butano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	Gas	0,05 – 3,00
i-Butano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	Gas	0,02 – 2,00
n-Pentano	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	Líquido	0,01 – 0,80
i-Pentano	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	Líquido	0,01 – 0,80
Hexano	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	Líquido	0,01 – 0,50
Heptano	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	Líquido	0,01 – 0,40
Nitrógeno	N <sub>2</sub>	Gas	0,10 – 0,50
Dióxido de Carbono	CO <sub>2</sub>	Gas	0,20 – 30,00
Oxígeno	O <sub>2</sub>	Gas	0,09 – 0,30
Sulfuro de Hidrógeno	H <sub>2</sub> S	Gas	Trazas – 28,00
Helio	He	Gas	Trazas – 4,00

### 2.3.2 Clasificación del gas natural

El gas natural puede clasificarse como gas dulce o agrio, húmedo o seco. El gas agrio, es aquel que contiene cantidades apreciables de sulfuro de hidrógeno y por lo tanto es muy corrosivo. Gas dulce, es aquel que tiene un contenido bajo de compuestos de azufre, especialmente de sulfuro de hidrógeno (menor a 4ppm). Gas rico (húmedo) es aquel del que pueden obtenerse cantidades apreciables de hidrocarburos líquidos (no tiene relación con contenido de vapor de agua). Gas pobre (seco) está formado prácticamente por metano en cantidades mayores al 90% molar de la mezcla.



### **2.3.3 Contenido de agua en el gas natural**

El gas que viene del yacimiento se considera saturado con vapor de agua, es decir, toda corriente de gas natural proveniente de los pozos de producción contiene agua en forma de vapor, junto con otros componentes que integran la mezcla de hidrocarburos. <sup>[3]</sup>

La presión y/o temperatura de los hidrocarburos inciden en la cantidad de agua que éste puede retener, por tal razón cualquier incremento en la temperatura del sistema aumentará la presión de vapor de agua en el mismo, aumentando así, el contenido de vapor en la corriente gaseosa. Si éste es enviado a un sistema de transporte, el agua se condensa y se deposita en forma líquida en la tubería (gasoducto) lo que reduce la capacidad de flujo de transmisión y aumento en la caída de presión. Además, la presencia de agua e hidrocarburos permite condiciones favorables de presión y temperatura para la formación de hidratos, ocasionando taponamiento, roturas en piezas rotatorias y otros problemas operacionales. Por otra parte, la presencia de componentes ácidos en presencia de agua genera componentes corrosivos que atacan la metalurgia y reduce la vida útil de tuberías, equipos y accesorios.

### **2.4 Formación de hidratos**

La principal razón por lo que se desea eliminar agua de las corrientes de gas natural es evitar la formación de hidrato. Los hidratos son compuestos sólidos que se forman como cristales, a una temperatura muy por encima del punto de congelación del agua, toma apariencia de nieve. Son producto de una reacción entre el gas natural y el agua.

Su composición es aproximadamente un 10 % de hidrocarburo y un 90 % de agua, gravedad específica 0,92 y flotan en el agua, pero se hunden en los hidrocarburos líquidos. El metano y etano son los hidrocarburos más comunes que al ser combinados con agua forman hidratos. En casos poco frecuentes el propano

también forma hidrato al combinarse con agua, los butanos e hidrocarburos más pesados no forman hidratos. [4]

La condición más importante según la cual se hace factible la formación de hidrato es la presencia de agua libre en la corriente de gas natural, por esta razón, si las condiciones de presión y temperatura a la cual ocurre la formación de cristales se encuentran por debajo del punto de rocío de la corriente gaseosa, los hidratos se forman; en caso contrario no.

Es importante destacar que algunos compuestos se disuelven en agua y la disolución se deja evaporar lentamente, el compuesto disuelto precipita en forma de cristales que contiene cantidades definidas de agua. Los hidratos no son sustancias más o menos humedecidas, sino compuestos definidos, porque su composición es constante. Pueden perder su agua de hidratación por calefacción y se pueden volver a formar por reacción de la sustancia anhidra con el agua; esto demuestra que la fuerza que mantienen unidas a las moléculas de agua en los hidratos no es muy fuerte.

## **2.5 Proceso de deshidratación**

La deshidratación del gas se define como la remoción del agua en forma de vapor que se encuentra asociada con el gas desde el yacimiento. Por lo general, el gas natural contiene agua a la presión y temperatura del yacimiento. Deshidratar el gas o eliminar el agua que contiene el gas implica conocer de manera previa la cantidad de agua que tiene el fluido a determinadas condiciones de presión y temperatura y el residuo que debería tener para satisfacer los requerimientos del usuario. Lo normal es que el gas natural, tal como se extrae de los pozos esté cargado de agua, esta agua debe estar presente en estado gaseoso junto con los otros componentes, de la mezcla del gas natural. Esto debe tomarse en cuenta debido a los cambios de presión y temperatura que pueda experimentar el fluido hacen que el agua se condense, y se produzcan depósitos de agua. [4]

La deshidratación del gas natural consiste en la remoción del agua en forma de vapor que está asociada con el gas. Uno de los métodos más utilizados para la remoción del agua del gas natural es el proceso de absorción que utiliza trietilenglicol (TEG) como desecante. Estos procesos son empleados para evitar la formación de hidratos que a su vez pueden causar daños en las tuberías de las plantas procesadoras tales como, taponamiento, corrosión y por ende disminución en la producción del proceso.

En la deshidratación se utilizan agentes que ayudan a remover o eliminar la cantidad de agua presente en el gas natural, entre los cuales están:

- ✓ **El metanol (alcohol metílico o alcohol de madera)** es un producto químico que en la actualidad se produce mundialmente en gran escala mediante el procesamiento del gas natural.
- ✓ **MEG (monoetilén-glicol)** se emplea para inyectar en gasoductos con el propósito de inhibir la formación de hidratos. Una alternativa efectiva en costo al metanol para flujos mayores, puede ser fácilmente regenerada con mínima pérdida de vapor. No logra alcanzar bajos puntos de rocío.
- ✓ **DEG (dietilén –glicol)** puede ser empleado para inyección y deshidratación, pero es una solución de compromiso en cuanto a rendimiento entre los glicoles especializados.
- ✓ **TEG (trietilén-glicol)** es el glicol de empleo más común para la deshidratación y regeneración en circuito cerrado. Puede lograr puntos de rocío muy bajos y las pérdidas más bajas de vapor.
- ✓ **TTEG (tetraetilén-glicol)** es un compuesto muy estable, pero tiene la menor afinidad con el agua motivo por el cual se emplea muy poco en forma comercial.

### 2.5.1 Técnicas para deshidratar el gas natural

- ✓ **Adsorción:** Se utiliza un sólido que absorbe el agua específicamente, como el tamiz molecular, gel de sílice y aluminatos.
- ✓ **Absorción:** Usando un líquido higroscópico como el glicol. Existen muchas clases de glicoles, pero los más utilizados en la deshidratación del gas natural son: el etilenglicol (EG), dietilenglicol (DEG) y trietilenglicol (TEG)
- ✓ **Inyección:** Bombeando un líquido reductor del punto de rocío, como el metanol.
- ✓ **Expansión:** Reduciendo la presión del gas con válvulas de expansión y luego separando la fase líquida que se forma.

### 2.6 Tamices moleculares

Los tamices moleculares son una singular clase de zeolita que se caracterizan por su estructura cristalina muy ordenada y uniforme. Son básicamente aluminio-silicato metálicos cristalinos y se distinguen por sus poros uniformemente pequeños que van de la superficie exterior a un laberinto de celosías, formado por tetraedros interconectados de sílica y alúmina, están disponible en el mercado tanto en forma de pastilla (1/16" y 1/18"), como en forma de polvo (10 micrones).<sup>[4]</sup>

Los tamices moleculares retienen adsorbatos (elementos adsorbibles) por fuerzas físicas más que por químicas; en otras palabras, cuando la molécula adsorbida es liberada por la aplicación de calor, el cristal queda en el mismo estado físico que estaba antes de la adsorción. La adsorción de agua en los tamices es un proceso reversible siempre que no ocurra condensación de hidrocarburos pesados de punto de burbujeo muy elevados, caso en el cual el lecho podría perder parcialmente su capacidad para deshidratar.

Los tamices moleculares no sólo adsorben moléculas basadas en tamaño y configuración, sino también en polaridad y grado de saturación. En una mezcla de moléculas capaces de pasar a través de los poros, la menos volátil, más polar o la más insaturada será más fuertemente adsorbida que los demás. La fuerza de adsorción de los tamices moleculares se debe principalmente a los cationes ( $\text{Na}^+$ ,  $\text{Ca}^{+2}$ ) que forman parte del retículo cristalino. Estos cationes actúan como puntos de fuerte carga positiva que atraen electrostáticamente los extremos negativos de las moléculas polares; a mayor momento bipolar de una molécula, más fuertemente serán adsorbidas. Las principales características de las zeolitas son las siguientes:

#### **a) Propiedades físicas**

Las propiedades de una zeolita deben de considerarse de dos formas: (a.) Primero una descripción mineralogía de las zeolitas, desde el punto de vista de sus propiedades naturales, incluyendo la morfología, las propiedades del cristal, gravedad específica, densidad, color, tamaño del cristal o grano, grado de cristalización, resistencia a la corrosión y abrasión; (b) El segundo desde el punto de vista de su desempeño físico, como un producto para cualquier aplicación específica, tomando en cuenta las características brillantes, color, viscosidad, área superficial, tamaño de partícula, dureza, resistencia a desgaste.

#### **b) Propiedades químicas**

Las aplicaciones de las zeolitas naturales hacen uso de uno o más de sus propiedades químicas, que generalmente incluyen el intercambio de iones, adsorción o deshidratación y rehidratación. Estas propiedades están en función de la estructura del cristal de cada especie, y su estructura y composición catiónica.

### **2.6.1 Proceso de deshidratación con tamices moleculares**

Del filtro, el gas pasa a través de dos recipientes que contienen un lecho protector de 2 pies de silica gel. El propósito de este lecho es retener cualquier líquido parafínico contenido en el gas. De los lechos de sílica gel, el gas natural pasa a los deshidratadores de tamices moleculares. Tres en total, a medida que el

gas fluye a través de los tamices, el agua se adsorbe y gas se deshidrata hasta 0,1 PPMV de agua, de allí, el gas pasa a través de los filtros de salida donde se retiene el polvo o cualquier partícula sólida que provenga de los deshidratadores, evitando daños a los equipos rotativos (expansores y compresores centrífugos) que están instalados agua abajo. <sup>[4]</sup>

Los tres lechos de tamiz molecular se regeneran periódicamente, dos están en línea deshidratando gas en cualquier momento, mientras el tercero está en regeneración. Cada lecho está en servicio por 16 horas y luego es sacado fuera de servicio para su ciclo de regeneración que dura 8 horas. Durante este lapso de ocho horas ocurren los siguientes pasos:

- ✓ Se despresuriza el lecho durante 15 minutos hasta unos cuantos psig.
- ✓ En las primeras 2 horas ocurre la degeneración propiamente dicha, con gas a 600 °F, fluyendo a través del lecho (de abajo hacia arriba), el gas obtiene su temperatura al pasar por el horno o calentador de gas por regeneración.
- ✓ El lecho es enfriado durante 1-3/4 de hora con gas a 120 °F, período dentro del cual el horno de regeneración es apagado.
- ✓ Se represuriza el lecho durante 20 minutos, con gas de proceso.
- ✓ Se subenfria el lecho hasta 40 °F cuando queda disponible por el resto de las ocho horas, para entrar de nuevo en la etapa de deshidratación.

Un analizador de humedad del gas de línea, instalado en la salida de cada tamiz, da una indicación continua del punto de rocío y de esta manera se sabe cuando ocurre la saturación del lecho.

### **2.6.2 Importancia del proceso de deshidratación con tamices moleculares**

Con la finalidad de evitar la formación de hidratos en el interior de las líneas del proceso de las plantas criogénicas, el contenido de agua en las corrientes de

gas natural debe ser reducido prácticamente en su totalidad. Para lograrlo, las plantas que operan a temperaturas criogénicas utilizan dos procesos de deshidratación: el sistema de absorción de agua con trietilenglicol y el sistema de adsorción con torres de tamices moleculares. El segundo sistema de deshidratación, es una deshidratación profunda por adsorción en lecho de tamices moleculares, remueve casi en su totalidad el 10% del vapor de agua restante en las corrientes de gas del proceso; de tal manera que esta corriente final pueda ser sometida a temperaturas criogénicas sin riesgo de formación de hidratos.

### **2.6.3 Características del tamiz molecular [4]**

- ✓ Son aluminio- silicatos cristalinos de metales alcalinos.
- ✓ Es el adsorbente más versátil porque puede ser manufacturado para un tamaño específico del poro.
- ✓ Capaz de la deshidratación del contenido del agua de menos de 0,1 ppm.
- ✓ La opción para la deshidratación antes de los procesos criogénicos.
- ✓ Excelente para el retiro de H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub>, deshidratación de alta temperatura, los líquidos pesados de hidrocarburos y el retiro altamente selectivo.
- ✓ Más costoso que el gel y la alumina de silicona, pero para la deshidratación entre las ofertas la mejor.
- ✓ Requiere temperaturas más altas para la regeneración.

### **2.6.4 Principio básico de los tamices moleculares**

Los tamices moleculares son aluminio-silicato metálico cristalino con una gran cantidad de propiedades adsorbentes. Los tipos de tamices moleculares más utilizados a nivel comercial son de manera sintética; Sin embargo, su estructura es muy similar a la de ciertos minerales existentes en las naturales, los cuales son clasificados como zeolitas. <sup>[4]</sup>

Los mecanismos de adsorción se basan en la existencia de una gran área superficial de contacto. Las fuerzas adsorbentes tienden a ser concentradas o amplificadas, mientras la superficie de adsorbente expuesta presenta forma de poro o cilíndricas. Mientras el diámetro de este poro se aproxima más al diámetro de la molécula que va a ser adsorbida, éste comienza a condensar las moléculas en fase vapor del componente que se desea eliminar de la corriente, produciendo un fenómeno conocido como condensación capilar.

Los tamices moleculares exhiben otro fenómeno además del de condensación capilar; es el que obedece a la distribución desigual de cargas encerradas que permite una definición de polaridad en la zeolita. Esta polaridad presenta una atracción electrostática con las moléculas polares (como el agua).

De esta manera los tamices moleculares utilizan dos mecanismos de adsorción, condensación capilar y atracción razón por lo cual la deshidratación que se logra con estos mecanismos es mucho más eficiente que la que se obtendría con el uso de otros adsorbentes como alúmina o sílica gel; los cuales adsorben el agua únicamente por atracción polar.

Una de las características de mayor eficiencia de las zeolitas en sistemas de gas natural es que son altamente selectivas para atracción electrostática de moléculas (polaridad), mientras que los componentes del gas natural fluyen sin restricción ya que son compuestos no polares.

El tamiz molecular es clasificado por el tamaño de sus cavidades, la cual es la misma en toda partícula del adsorbente. El grado 3 °A tiene cavidades de tres ángstrom, la 5 °A tiene cavidades de cinco ángstrom de diámetro. Las moléculas de diferentes sustancias tienen diferentes tamaños. Las moléculas de agua y de metano son muy pequeñas, sin embargo la molécula de pentano e hidrocarburo más pesados son muy grandes. El tamaño de las cavidades es seleccionado para



que permita que las moléculas de material adsorbido entre a los poros, pero el paso de las más grandes sea bloqueado.

Los tamices 4 °A están compuestos por  $\text{Na}_2\text{O}_3$ ,  $\text{Al}_2\text{O}_3$  y  $\text{Si O}_2$ , los tipos 3 °A y 5 °A son producidos por un intercambio del 75% de los iones Na por iones de Ca. Todos los tipos tienen un pH alrededor de 10 y están en un rango de 5 a 12.

La superficie de la estructura del tamiz molecular tiene gran preferencia por el agua, también buena afinidad con algunos gases ácido como  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{CO}_2$ . Se describen según el tamaño en ángstrom según su estructura cristalina:

- ✓ **Tamiz 3A:** empleado para secar hidrocarburos no saturados (etileno, propileno) y compuestos muy polares (metanol, etanol)
- ✓ **Tamiz 4A:** utilizado en servicios de deshidratación de uso general y en algunas aplicaciones con dióxido de carbono.
- ✓ **Tamiz 5A:** empleado para la deshidratación del gas natural, y para la remoción de dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno y mercaptanos. También para la separación de N – parafinas de los hidrocarburos ramificados y cíclicos.
- ✓ **Tamiz 13X:** utilizados para la remoción simultánea de los contaminantes indicados anteriormente debido a que posee un tamaño mayor de poros.

## 2.7 Extracción de líquidos del gas natural

La extracción de líquidos de gas natural se diseña con la finalidad de obtener productos líquidos valiosos y un gas de alto valor comercial. Los productos líquidos, son generalmente; etano, propano, butano, pentano, gasolina, natural y condensados. <sup>[5]</sup>

La decisión para instalar una planta de procesamiento del gas natural depende fundamentalmente de las características y cantidad de gas que se requiere procesar, del mercado de los productos, del capital y de la tecnología.

Los hidrocarburos que se pueden condensar deben ser extraídos antes de que el gas entre a los gasoductos. Los procesos de extracción de líquidos del gas natural cubren una gran variedad de tecnologías. Algunas de esas tecnologías operan a temperaturas de nivel criogénico, condiciones a las cuales, de haber agua presente, formaría hidratos y/o congelaría el proceso.

El gas natural usualmente contiene  $H_2S$  y  $CO_2$  en su composición. Estos compuestos son corrosivos y su presencia contamina los productos. El  $CO_2$  adicionalmente puede producir congelamiento cuando se trata de recobrar etano. Por estas razones expuestas es necesario deshidratar y endulzar el gas antes de someterlo a cualquier tecnología de extracción.

La extracción del agua, del dióxido de carbono y del ácido sulfúrico evita la corrosión en los gasoductos y aumenta la capacidad de transporte de hidrocarburos en los mismos.

El uso de separadores y compresores puede ayudar a la recuperación de los condensados más pesados en el gas natural. No obstante, mediante el uso de plantas de procesamiento se puede lograr incrementar de manera apreciable la recuperación de líquidos valiosos.

Las plantas de procesamiento de gas se pueden justificar en algunos casos por la recuperación de solamente unos pocos hidrocarburos, cuando éstos representen una pequeña fracción de la corriente del gas natural. Por ejemplo, es posible justificar una planta para obtener pequeños porcentajes de butanos y propanos. En este caso, la cantidad de gas residual (gas que sale de las plantas de procesamiento) es apreciable y cumple con los requerimientos de transporte en

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

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

### **2.7.1 Secciones que conforman un proceso de extracción**

En un proceso de extracción cualquiera, existen diferentes secciones o subsistemas que permiten el control de todas las variables de operación y, de ésta manera, conllevar a la optimización del proceso.

La extracción de líquidos del gas natural con tecnología criogénica, consta de varios subsistemas menores con la finalidad de acondicionar el gas de entrada, generar líquidos del gas, separar los productos requeridos por el consumidor y transmitirlos o enviarlos a otros procesos conjuntos.

La primera sección que puede ser encontrada es la sección de facilidades de entrada, cuyo objetivo principal es controlar temperatura, presión, tasa y calidad de la alimentación del gas a la planta, y en caso de presentarse algún tipo de emergencia, desviar este gas de entrada.

Una segunda sección o subsistema es la sección de tratamiento del gas de entrada, que tiene como fin evitar problemas operativos como corrosión,

taponamiento y una baja generación de líquidos. Esto es debido a que el gas de alimentación para estas plantas contiene, asociado a éste, grandes cantidades de contaminantes como los compuestos de azufre, el dióxido de carbono y agua, que son componentes no deseados para el proceso de extracción. Por esto, el gas de entrada necesita pasar por tratamientos de desulfuración y deshidratación antes de que este gas sea procesado. [5]

Los equipos generadores de líquidos en estas plantas se ubican entre la deshidratación y las torres de recobro y acondicionamiento de productos. Estos equipos pueden agruparse en la sección de generación de líquidos ya que sus funciones están orientadas al logro de la generación de líquidos. Esta sección es reconocible en cada planta de extracción que utilice la tecnología de turbo expansores. Posterior a ésta etapa se encuentra una sección de recobro y acondicionamiento de productos, que son un grupo de equipos destinados en la planta a recolectar, separar y acondicionar los líquidos que son producidos hasta llevarlos a especificación.

## **2.7.2 Variables a estudiar en el proceso de extracción de líquidos del gas natural**

### **2.7.2.1 Punto de rocío**

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

Para prevenir la formación de líquidos en el sistema, se requiere controlar el punto de rocío de los hidrocarburos por debajo de las condiciones de operación del gasoducto. En vista de que las condiciones de operación son fijadas por las condiciones ambientales, el flujo en una sola fase solo puede asegurarse mediante la remoción de los hidrocarburos pesados contenidos en el gas. [6]

### **2.7.2.2 Separación a baja temperatura (LTS)**

Para la reducción del punto de rocío se puede usar dos métodos: Si hay suficiente presión disponible, se puede usar una refrigeración por expansión en un sistema LTS (Separación a baja temperatura). El sistema de refrigeración por expansión utiliza el efecto Joule - Thompson para reducir la temperatura mediante expansión. Esta reducción de temperatura permite además de la condensación de los hidrocarburos, la condensación de agua, por lo que el proceso puede permitir la remoción de hidrocarburos y agua en una misma unidad. <sup>[3]</sup>

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

### **2.7.2.3 Refrigeración**

Generalmente no se dispone de suficiente presión para operar un sistema LTS. Una alternativa al proceso de refrigeración por expansión es usar un sistema de refrigeración mecánica para remover los compuestos pesados y reducir el punto de rocío. <sup>[2]</sup>

La presión del gas a través del proceso se mantiene constante. El gas es pre-enfriado y luego enfriado con el Chiller hasta una temperatura determinada.

El líquido se separa en el separador de baja temperatura. La temperatura del separador es fijada para proporcionar el punto de rocío deseado. Esta especificación de temperatura debe considerar el gas recombinado que proviene de la estabilización, además de las variaciones de presión del gas de alimentación. Se recomienda tomar provisiones para evitar la formación de hidratos, bien sea por medio de deshidratación o por inyección de glicol.

#### **2.7.2.4 Estabilización**

Unos de los problemas es la disposición de los líquidos removidos. Los líquidos deben ser estabilizados por expansión a una presión baja o por una columna rectificadora. Cuando el condensado es expandido a una presión más baja, los livianos son liberados y pueden usarse en el sistema de gas combustible.

La columna estabilizadora puede producir un producto con mayor calidad y mejor control. Ésta es usualmente una columna que opera a una presión menor que el separador de baja temperatura y tiene un rehervidor para generar un producto de una presión de vapor especificada. El vapor de tope puede ser enviado al sistema de gas combustible o recomprimirlo y enviado a la corriente de gas a ventas. Después de la estabilización, el producto es enfriado y enviado a almacenaje.

#### **2.7.2.5 Proceso de recuperación de LGN**

La recuperación de líquidos del gas natural se obtiene mediante cambio en las condiciones del gas. De esta manera, al producirse cambios en el equilibrio de los componentes del gas natural se pueden lograr que algunos de ellos se condensen y otros se vaporicen. Esto ocurre a medida que estos componentes tratan de alcanzar una nueva condición de equilibrio. Generalmente, las condiciones que más suelen cambiar son presión y temperatura.

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

**a) Proceso de adsorción:** consiste en poner el gas natural en contacto con un medio líquido especial que tenga la propiedad de adsorber, preferiblemente, los

componentes más pesados del gas. Estos componentes son separados posteriormente del medio líquido en una torre de destilación. [7]

**b) Proceso de refrigeración mecánica:** consiste en enfriar el gas natural hasta temperaturas que permiten la condensación del propano y los hidrocarburos más pesados, los cuales se estabilizan luego en una columna rectificadora para despojarlos del metano y etano. [2]

**c) Proceso de turbo-expansión:** es aquel en el cual un fluido pasa de mayor a menor presión. Esta disminución de la presión, trae asociada una disminución de la temperatura. El gas, se hace fluir a través de una turbina de expansión, hasta temperaturas muy bajas con el propósito de condensar una mayor cantidad de componentes (metano, etano, propano, butano y más pesados). En estas turbinas, la presión cae bruscamente y el gas se enfría sensiblemente alcanzando temperaturas de hasta  $-126^{\circ}\text{F}$  (proceso criogénico). [5]

En las plantas de extracción criogénica se opera a temperaturas muy bajas, entre  $-100^{\circ}\text{F}/-150^{\circ}\text{F}$  ( $199,8$  y  $172$ )  $^{\circ}\text{K}$ . El gas de entrada a la planta pasa primero por tratamiento para remover impurezas, luego fluye a través de un sistema de turbo expansión, donde alcanza temperaturas muy bajas que permiten que se condense el propano y componentes más pesados que son llevados a una serie de torres para separarlos y estabilizarlos.

El gas residual formado por los componentes más livianos del gas natural de alimentación (mayormente metano y etano) es usualmente vendido como combustible para fábricas y plantas de generación eléctrica.

## 2.8 Simulación

Es el proceso de diseñar un modelo físico o matemático de un sistema real y llevar a cabo experiencias con la finalidad de comprender el comportamiento del sistema o de evaluar nuevas estrategias dentro de los límites impuestos por un criterio o conjunto de ellos. A pesar de su utilidad la simulación no puede

considerarse como un método capaz de resolver todo tipo de situaciones, aún contando con la ayuda de los lenguajes especializados para la simulación. La realización de un estudio de simulación comprende un esfuerzo y un consumo de recursos no despreciable en cualquiera de sus fases: definición del problema, recolección de la información, construcción del modelo, programación del mismo y ejecución.

Sistemas complejos pueden conducir a programas largos y complejos que requieran cantidades importantes de recursos computacionales.

Sin embargo, la simulación por sus características y por los desarrollos computacionales que se han logrado en los últimos años, sigue presentando una serie de ventajas que no solo la convierten en el procedimiento más adecuado en muchos casos, sino que hacen que sea la única alternativa tecnológica entre otras.

## **2.9. Simulador HYSYS 3.2**

HYSYS 3.2 es una herramienta que modela procesos para simulación en estado estacionario, diseño, supervisión de funcionamiento, optimización y planificación para negocios de producción de crudo, industrias de procesamiento del gas natural y refinación del petróleo. Proporciona una solución en modelos de procesos intuitiva e interactiva que permite crear los modelos en estado estacionario para diseño de una planta, supervisión de funcionamiento, localización de averías entre otros.

Este simulador presenta las siguientes características:

- ✓ **Ambiente fácil de utilizar en Windows:** el DPF (diagrama de flujo de proceso) suministra una representación gráfica clara y concisa del diagrama de proceso. Incluyendo características



productivas tales como: cortar, copiar, pegar, autoconexión entre otros.

- ✓ **Extensos fundamentos termodinámicos;** asegura el cálculo exacto de propiedades físicas, propiedades de transporte y del comportamiento de fases para procesos de la industria del gas y refinación de petróleo. Contiene una extensa base de datos de componentes y la capacidad de agregar más componentes para ser utilizados.
- ✓ **Conformidad con Active X (Automatización Ole):** permite la integración de operaciones creadas por el usuario en la unidad, expresiones propietarias de las reacciones cinéticas y los paquetes de propiedades especializados. Interactúa fácilmente con programas como Microsoft Excel y Visual Basic.
- ✓ **Comprensión de las operaciones unitarias:** incluye la destilación, reacciones, operaciones de transferencia de calor, equipos rotativos, operaciones lógicas en estado estacionario y ambiente dinámico.
- ✓ **Diseño y clasificación detallada de los intercambiadores de calor:** los usuarios opcionalmente pueden vincularse a las herramientas rigurosas del diseño y clasificación de los intercambiadores de calor, tales como: intercambiadores de tubos y carcasa, intercambiadores de pasos múltiples y enfriadores de aire.
- ✓ **Evaluación económica de diseños de procesos:** los modelos de simulación de HYSYS pueden realizar evaluaciones económicas para gerencias de proyectos de diseños de procesos. Esta tecnología es útil para operaciones unitarias, costos de los equipos y del proceso.

- ✓ **Trabajo de ingeniería anticipados:** los modelos de simulación HYSYS agilizan el proceso por anticipado en trabajos de ingeniería. Este proceso da lugar al incremento en la eficiencia de ingeniería, calidad y un tiempo del ciclo de proyecto reducido. HYSYS concede la flexibilidad máxima y el poder a sus usuarios para utilizar una arquitectura abierta que permita capacidades específicas a la industria para ser fácilmente añadidas por su proveedor o terceros. El simulador HYSYS ayuda a las industrias de proceso a mejorar la productividad y la rentabilidad a través del ciclo de vida de la planta. Las herramientas de gran alcance de la simulación en HYSYS son el análisis, las aplicaciones en tiempo real y el acercamiento integrado a las soluciones de ingeniería permitiendo a las industrias mejorar diseños, optimizar la producción y mejoras de decisiones para la fabricación.

## **CAPÍTULO III**

### **METODOLOGÍA**

#### **3.1 Descripción de una planta de control de punto de rocío**

Para desarrollar este objetivo, se realizó una visita a las instalaciones de PIGAP II con el fin de conocer los problemas operacionales y obtener la composición del gas de entrada a esta planta. Se verificó que el gas de entrada es acondicionado en una planta de deshidratación con trietilenglicol. A partir de esto se tomó la cromatografía del gas de entrada para el diseño de la planta de control de punto de rocío. A esta corriente de alimentación se le llamó *gas deshidratado*. A su vez, la planta de control de punto de rocío del gas natural propuesta, se desglosó por secciones: proceso de deshidratación, ciclo de refrigeración y recuperación de líquidos. De igual manera se determinaron las variables de proceso.

##### **3.1.1 Proceso de deshidratación**

Se propuso un sistema de deshidratación con tamices moleculares o deshidratación secundaria para la remoción del agua presente en el gas deshidratado con trietilenglicol. Esto para lograr un valor menor a 0.1 lb H<sub>2</sub>O/MMPCN de gas.

##### **3.1.2 Ciclo de refrigeración**

###### **3.1.2.1 Sección de pre-enfriamiento y separación**

El gas que sale de la sección de deshidratación secundaria entra en la sección de pre-enfriamiento. En esta sección, se hizo mención a los intercambiadores de calor y el chiller de refrigeración como parte de un sistema de refrigeración mecánica con propano. Se definieron los valores de temperatura de los intercambiadores, el flujo volumétrico del propano y la potencia del

compresor. Se dispuso el gas de entrada a la torre de separación de baja temperatura (LTS) para la recuperación de líquidos del gas natural.

### **3.1.3. Sección de recuperación de líquidos**

A partir de una torre de separación de baja temperatura (LTS) dispuesta para la recuperación de líquidos del gas natural, se definió la cantidad de líquido de gas natural recuperable ( $C_3^+$ ), la masa molecular del gas de tope de la torre y la relación  $C_2/C_3$  de la corriente  $C_3^+$ .

#### **3.1.3.1 Sección de compresión de gas residual**

El gas seco, junto al gas de tope de la torre LTS, continúa su curso a la succión del compresor cuya función es elevar la presión del gas residual. Se definieron las etapas de compresión y el rango de presión final del gas, ajustado a las condiciones de entrega final de la planta PIGAP II.

### **3.1.4 Variables del proceso**

Se definieron todas las variables establecidas en las siguientes secciones:

#### **3.1.4.1 Deshidratación**

- a) Contenido de agua en el gas de alimentación
- b) Presión del gas
- c) Temperatura del gas

#### **3.1.4.2 Recuperación de líquidos**

- a) Temperatura del propano
- b) Contenido de agua en el gas
- c) Temperatura del gas
- d) Riqueza del gas
- e) Presión del gas
- f) Caída de presión en los equipos

### 3.2 Determinación de las condiciones de operación de una planta de control de punto de rocío mediante el simulador HYSYS 3.2

#### 3.2.1 Identificación de la composición del gas de alimentación a la planta propuesta

Para el desarrollo de esta propuesta se investigó, en primera instancia, la composición del gas que llega a la planta PIGAP II proveniente de los campos de producción de PDVSA ubicados al norte del estado Monagas. Cabe destacar que esta cromatografía es de tipo extendida y fue realizada por INTEVEP el día 17 de Junio de 2009. (Apéndice A.1). En la tabla 3.1 se muestra la composición de la corriente de alimentación a la planta empleada para el desarrollo de este estudio.

Asimismo, aunada a esta cromatografía, se conoció que el gas presentó 5.742 lb H<sub>2</sub>O/MMPCN de gas. Se establecieron condiciones de diseño o de entrada ajustadas a las condiciones de salida de la corriente de gas deshidratado con TEG en el proceso de acondicionamiento de gas de PIGAP II. Este fue el punto de partida para la propuesta. Estas condiciones se pueden apreciar en la tabla 3.2

**Tabla 3.1. Cromatografía de la corriente de alimentación.**

Componentes	Fracción másica	Fase vapor
Metano	0,81013	0,81013
Etano	0,073542	0,073542
Propano	0,026903	0,026903
i-Butano	0,005852	0,005852
n-Butano	0,007637	0,007637
i-Pentano	0,003203	0,003203
n-Pentano	0,002476	0,002476
Nitrógeno	0,000804	0,000804
CO <sub>2</sub>	0,064533	0,064533
C <sub>6</sub> <sup>+</sup>	0,004797	0,004797

Fuente: WILPRO Energy Service (PIGAP II) Ltd.

**Tabla 3.2. Condiciones de entrada de la corriente de alimentación a la planta propuesta.**

<b>Presión (psig)</b>	1.200
<b>Temperatura (°F)</b>	120
<b>Volumen (MMPCN)</b>	1.500

**Fuente: Superintendencia de Plantas Gerencia de Plantas de Agua y Sistema de Gestión Integral - PIGAP II  
Informe PROD-PGPP-FO-020 , Enero 2007**

También se conoció que la planta PIGAP II comprime hasta un máximo de 9.000psig para proyectos de reinyección, esto con un tren de compresión de tres etapas. A partir de este valor se ajustó el valor final de presión del gas para planta de control de punto de rocío propuesta.

### **3.2.2 Selección del paquete termodinámico para el proceso de simulación**

Para el inicio de la simulación, la selección del método termodinámico apropiado representa un paso importante y necesario en el diseño del proceso. La herramienta de simulación HYSYS 3.2 posee un amplio rango de métodos que permiten la solución de una gran variedad de sistemas que ocurren en las industrias de procesos químicos.

En este estudio, la corriente del gas natural es una mezcla de los siguientes componentes: agua, dióxido de carbono, nitrógeno, metano, etano, propano, n-butano, i-butano, n-pentano, i-pentano y compuestos más pesados (mostrados con su composición en la tabla 3.1). Esta mezcla es libre de compuestos azufrados.

Para la selección del paquete termodinámico se tomó en cuenta la característica del gas de alimentación al sistema el cual no contiene H<sub>2</sub> en su composición y posee pequeñas cantidades de C<sub>4</sub> y fracciones del pseudo-componente C<sub>5+</sub>, lo cual permite considerar las posibilidad de escoger las siguientes ecuaciones: Peng Robinson (PR), Soave Redlich Kwong (SRK),

Benedict – Webb Rubin – Starling Twu (BWRST) y Lee – Kesler – Plöcher (LKP). En la tabla 3.3 se observan los rangos de operación de las ecuaciones de estado, de la cual se puede deducir que los métodos termodinámicos PR y SPK son los que ofrecen predicciones satisfactorias de las propiedades del sistema por estar dentro de los rangos de presión y temperatura.

**Tabla 3.3. Rangos de operación de los métodos termodinámicos.**

<b>Método</b>	<b>Rango de temperatura (°F)</b>	<b>Rango de presión (psia)</b>
<b>SRK</b>	-160 a 800	0 a 5.000
<b>LPK</b>	-460 a 600	0 a 2.000
<b>PR</b>	-160 a 800	0 a 5.000
<b>GS</b>	0 a 800	0 a 3.000
<b>BWRST</b>	-160 a 200	0 a 2.000
<b>BK10/CP</b>	100 a 1200	0 a 100

Soave – Redlich – Kwong (SRK) y Peng Robinson (PR) son los métodos termodinámicos más utilizados por el simulador HYSYS PLANT en la predicción del comportamiento de las propiedades termodinámicas en los sistemas de procesamiento de gas, ellos se aplican a mezclas multicomponentes, mezclas de hidrocarburos, hidrocarburos livianos y a la mayoría de los compuestos puros. En la figura 3.1 se muestra la selección del paquete termodinámico en el simulador HYSYS PLANT, donde se escogió la ecuación de Peng Robinson por presentar resultados satisfactorios en la predicción de los parámetros de presión, volumen y temperatura de los hidrocarburos en los campos de la región oriental.

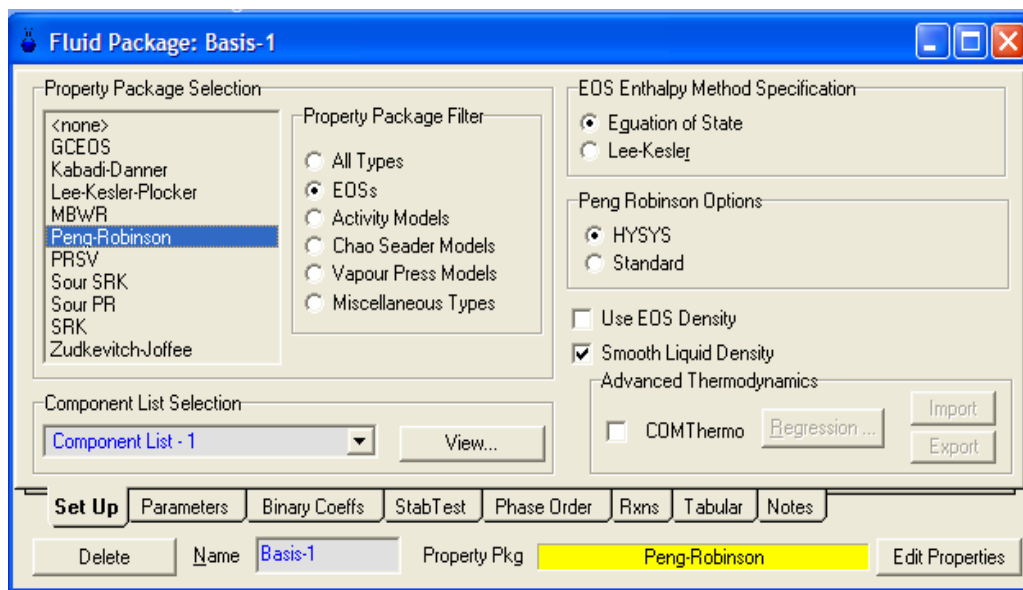


Figura 3.1. Vista de la ventana para la selección del paquete termodinámico.

### 3.2.2.1. Ecuación de Peng – Robinson

Peng y Robinson desarrollaron similarmente una ecuación de estado de dos parámetros como la de Redlich Kwong en 1976. En esta correlación el término atractivo de presión de la ecuación semiempírica de Van Der Waals fue modificado. Esto predice correctamente la presión de vapor de sustancias puras y el equilibrio de mezcla. Además de ofrecer la misma simplicidad de la ecuación de Soave-Redlich-Kwong. La ecuación de Peng Robinson es más aproximada en la predicción del coeficiente de fugacidad y otras propiedades termodinámicas. Por otro lado, de las ecuaciones de estado cúbicas, diversos autores han demostrado que la ecuación de Peng y Robinson es la más utilizada en los trabajos de simulación, en sistemas de hidrocarburos similares al aquí planteado y ha dado resultados aceptables, reproduciendo las propiedades termodinámicas y el comportamiento de las fases. La ecuación de Peng Robinson es la siguiente:

$$P = \frac{R.T}{V - b} - \frac{a}{V(V - b) + b(V - b)}$$

(Ec. 3.1)

Donde:

$V$ = Volumen del sistema (l).

$P$ = Presión del sistema (atm).



$T$ = Temperatura del sistema (K).

$R$ = Constante universal de los gases  $\left[ \frac{\text{atml}}{\text{Kgmol}} \right]$

$a, b$ = Constantes definidas para cada componente (adimensional).

Peng-Robinson puede utilizarse para simular procesamiento de hidrocarburos en general. Al igual que todas las ecuaciones cúbicas de estado similares (como es SRK) no puede simular procesos donde la fase líquida sea fuertemente no ideal (por ejemplo compuestos polares en fase líquida). Ha sido extendido para:

1. Plantas de gas
  - a. Plantas de ajuste de punto de rocío (LTS)
  - b. Turboexpansores
  - c. Plantas de absorción refrigerada
  - d. Columnas de destilación (demetanizadoras, deetanizadoras, depropanizadoras, estabilizadoras de gasolina).
  
2. Plantas de refinería
  - a. Columnas atmosféricas, vacío.
  - c. Columnas de fraccionamiento.
  - d. Procesos de refinería con presencia de hidrógeno.
  
3. Endulzamiento de gas con glicoles (TEG)
  - a. Simulación de la planta. Predicción de las condiciones de operación.
  - b. Para estudios ambientales: predice correctamente de las emisiones de BTX en este tipo de plantas.

La ecuación de Peng Robinson no se usa ante:

- a) Predicción de concentraciones de hidrocarburos en agua (o de agua en hidrocarburos) en el rango de ppm (por ejemplo para estudios ambientales).
- b) Para endulzamiento de gas o LPG con alcanolaminas.
- c) Solubilidad de H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> y NH<sub>3</sub> en agua.

### **3.2.3 Esquema propuesto para la simulación de la planta de control de punto de rocío**

Antes de proponer el esquema se conoció al proceso de operación de PIGAP II para establecer el punto de partida de la propuesta.

#### **3.2.3.1 Descripción general del proceso de PIGAP II**

El proyecto asociado a la Planta de Inyección de Gas a Alta Presión (PIGAP II), como su nombre lo indica, es el segundo proyecto de inyección de gas con fines de recuperación secundaria de Petróleos de Venezuela (PDVSA) en el norte de Monagas.

La planta recibe gas del sistema de producción de gas asociado al crudo de PDVSA, particularmente de los campos Carito y Pirital. El gas recibido a una presión aproximada de 1.200 psig es acondicionado para ser luego comprimido en tres etapas hasta elevarse su presión a nivel de 9.000 psig y luego ser inyectado a los pozos.

El gas proveniente de los campos de producción de PDVSA, en el norte de Mongas, se transporta a través de dos gasoductos de 36" hasta el sitio de entrega, donde se conecta a la planta a través de dos líneas del mismo diámetro, que se unen en una de suministro de 30" que entrega la corriente a las facilidades de entrada.

### 3.2.3.2 Acondicionamiento del gas

Consiste en deshidratar el gas hasta 5 lb H<sub>2</sub>O/MMPCN, consta de dos secciones: absorción y regeneración del glicol. La sección de absorción consta de dos torres integradas (separador-contactor) con capacidad de manejar 750MMPCD a 1.200 psig cada una, en las cuales entra en contacto en contracorriente el trietilenglicol (TEG) con el gas húmedo. El TEG rico en agua sale por el fondo de la torre y se dirige a la sección de regeneración, mientras que el gas seco sale por el tope de la torre contactora.

En la sección de regeneración el TEG rico es despojado del agua absorbida mediante calentamiento en los rehervidores los cuales operan a 400 °F y 5 psig. El TEG regenerado o TEG pobre se recircula hacia las torres contactoras de glicol a una rata de flujo de 100 gpm y 1.200 psig.

El rango de deshidratación con TEG oscila entre 5 y 7 lb H<sub>2</sub>O/MMPCN de gas. La planta propuesta trabajó con 5,742 lbH<sub>2</sub>O/MMSCF, producto de una previa simulación de la sección de TEG de PIGAP II.

Se planteó el siguiente esquema de simulación a partir del gas deshidratado:

El gas de alimentación, proveniente de la planta de acondicionamiento de PIGAP II, denominado *gas deshidratado* con una composición en flujo de agua de 5,742 lbH<sub>2</sub>O/MMSCF se hizo pasar a un proceso de deshidratación con tamiz molecular; dicho tamiz eliminará las posibles libras de agua presentes en la corriente (figura 3.2).

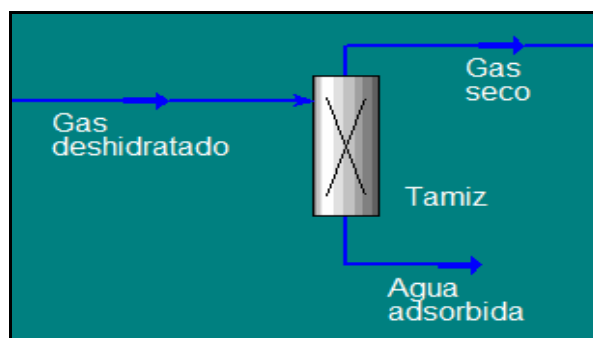


Figura. 3.2. Tamiz molecular.

1. Por el tope del tamiz sale la corriente denominada gas seco que posee 0,05168 lbH<sub>2</sub>O/MMSCF, dicha corriente pasa a un separador para retirar los posibles líquidos condensados (figura 3.3).

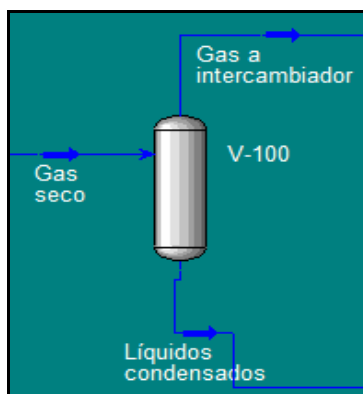


Figura. 3.3. Separador bifásico.

2. La corriente de gas que sale por el tope del separador V-100 va inicialmente a un intercambiador de calor I.C.2, para pre enfriar la corriente de gas. El gas entra al intercambiador I.C.2 con una temperatura de 119,7 °F y sale con una temperatura de 80 °F hacia el chiller de refrigeración (figura 3.4).

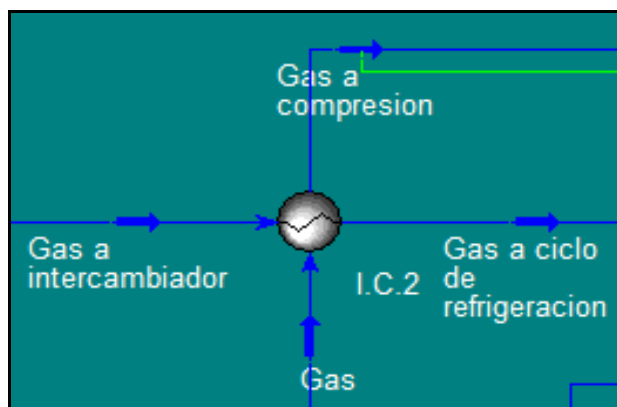
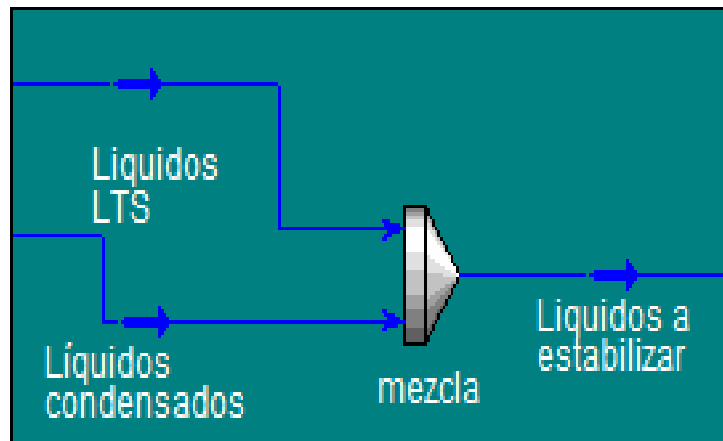


Figura. 3.4. Intercambiador de calor gas – gas.

3. El chiller E-101 conectado al chiller E-100, forman parte del sistema de refrigeración mecánica, en esta etapa el calor que se le retira a la corriente de gas

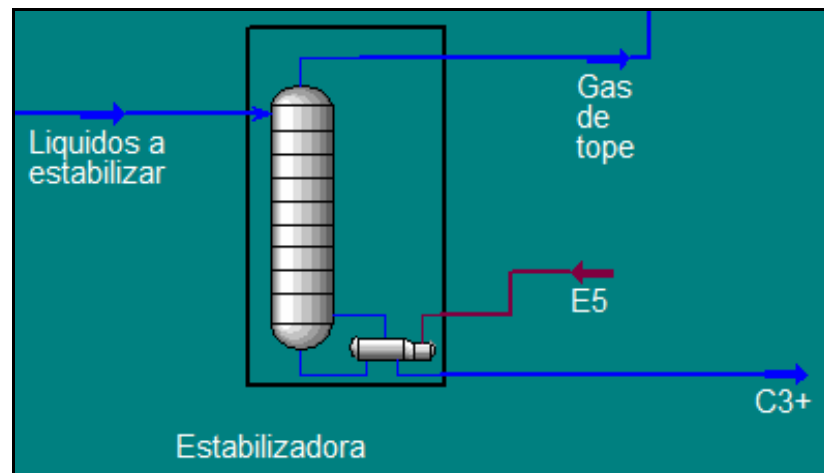


5. La corriente que sale por el fondo del separador de baja temperatura llamada *líquidos LTS* se mezcla con los posibles líquidos que salen del separador V-100 (figura 3.7).



**Figura 3.7.** Mezclador de líquidos a estabilizar.

6. Los líquidos a estabilizar poseen componentes gaseosos que están absorbidos en la fase líquida y que deben ser liberados; para ello se utiliza una torre estabilizadora, en este caso una columna de empobrecimiento (figura 3.8).



**Figura 3.8.** Torre estabilizadora.

7. La corriente que sale por el fondo de la estabilizadora llamada  $C_3^+$  es la corriente que contiene los líquidos del gas natural o LGN con un flujo volumétrico de 18.170 Bbls/d (ó 173.900 Lb/ hr).

8. La corriente llamada *gas de tope* es una corriente de metano, etano y propano en pequeñas cantidades con un peso molecular de 22,78 lb/lbmol. Esta corriente pasa a un proceso de compresión posterior (figura 3.9).

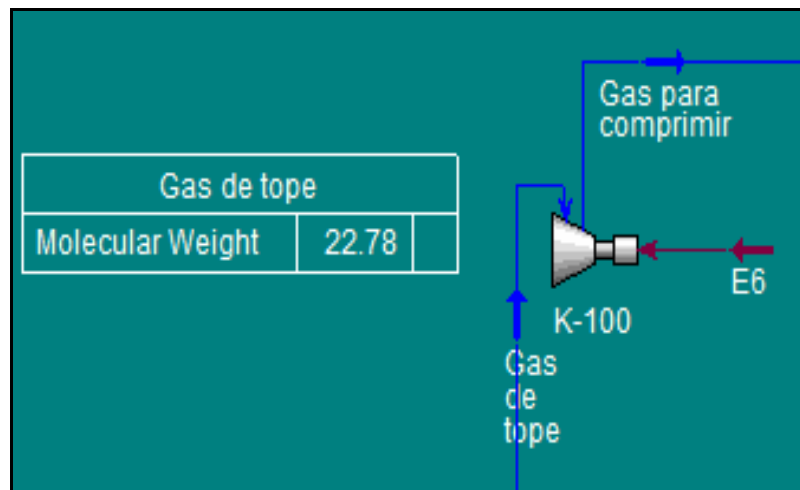


Figura. 3.9. Gas de tope a compresión.

9. En el proceso de compresión se lleva la corriente *gas para comprimir* hasta 1.200 psig y se mezcla con la corriente de *gas a compresión*, que es la corriente de salida de tope del separador LTS (figura 3.10).

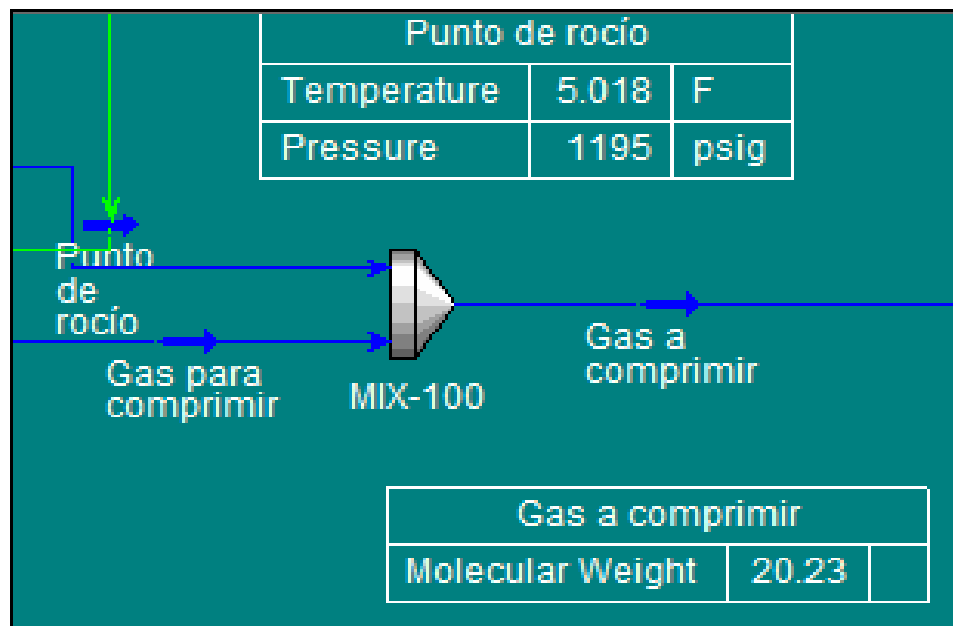


Figura. 3.10. Gas a tren de compresión.

10. La corriente llamada *gas a comprimir* es la empleada por PIGAP II para reinyección a pozos en proyectos de recuperación secundaria por lo que se somete a un sistema de compresión de tres etapas para alcanzar los 9.000 psig, 120 °F y una masa molecular mayor a 19,6 lb/lb-mol (figura 3.11).

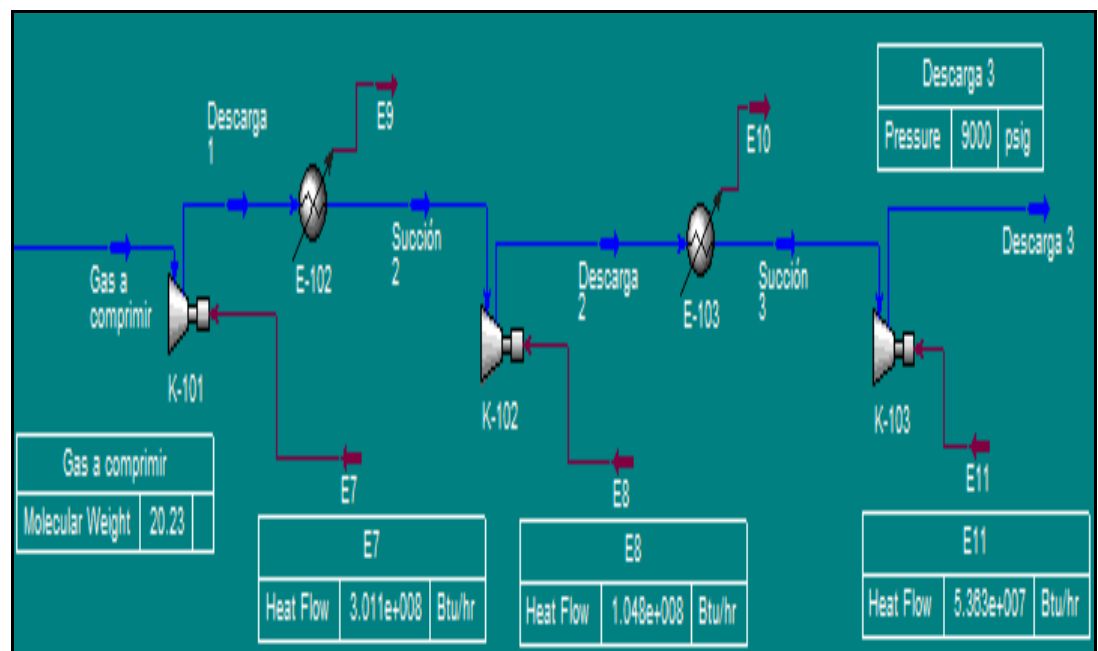
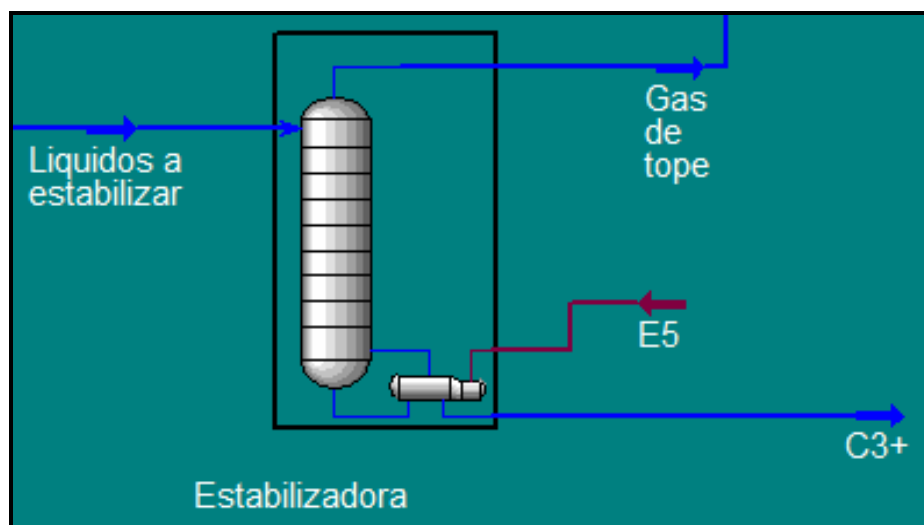


Figura. 3.11. Etapas de compresión.

### 3.3 Cuantificación de la cantidad de líquido de gas natural recuperable

Mediante el simulador, se determinó la cantidad de líquido del gas natural recuperable, este valor se obtuvo luego de que la corriente de gas, enfriada por el sistema de refrigeración mecánica, entra al separador de baja temperatura (figura 3.6). Luego, se cuantificó el total recuperable a la salida de la torre estabilizadora (Figura 3.12). Asimismo, se determinó la composición de líquido del gas natural recuperable y se trabajó con una masa molecular de gas a compresión mayor o igual a 19,6 lb/lbmol y una relación  $C_2/C_3$  menor o igual a 0.02.





**Figura 3.12. Corriente de líquido natural recuperable.**

### 3.3.1 Riqueza de la corriente de gas natural

Los datos recopilados de la corriente de gas muestran su composición (Tabla 3.1). Partiendo de los datos obtenidos en la composición se obtiene la envolvente de fase mostrada en la figura 3.13 y el GPM o riqueza de la corriente de gas en estudio para predecir su comportamiento en el proceso de extracción de líquidos. Para ello se toma en cuenta la densidad de cada componente, mostrada en la tabla 3.4.

**Tabla 3.4. Densidad de los componentes.**

Componente	Densidad (gal/lbmol)
Metano	6,4172
Etano	10,126
Propano	10,433
n-Butano	12,386
i-Butano	11,937
n-Pentano	13,86
i-Pentano	13,713
Hexano+	17,468

$$GPM = \sum \frac{x_i \cdot \rho_i}{379,565 \frac{\text{pie}^3}{\text{lbmol}}} \cdot 1000 \quad (\text{Ec. 3.2})$$

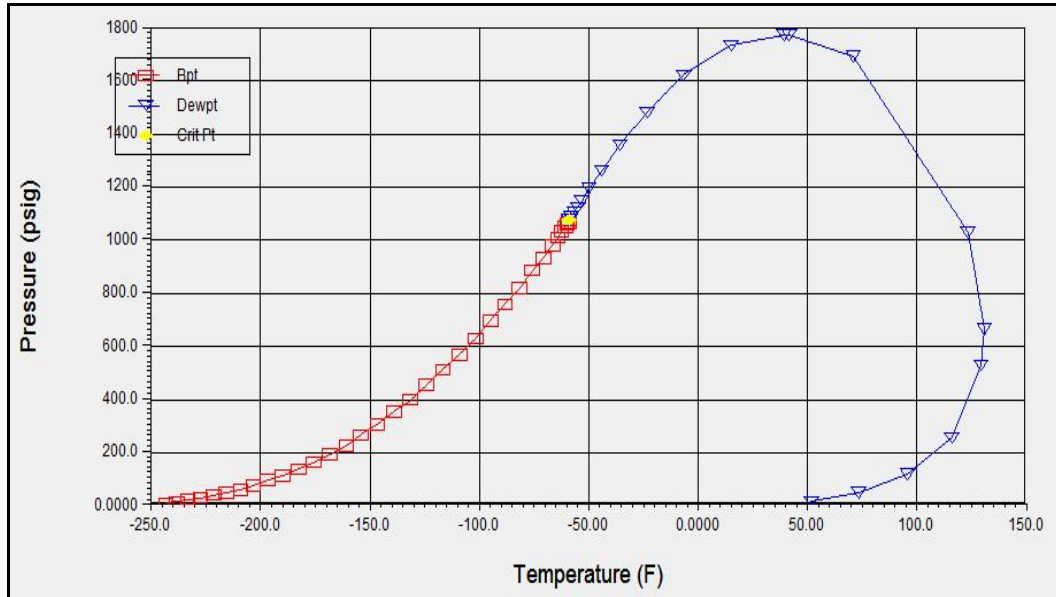


Figura 3.13- Envoltura de fase de la corriente de alimentación.

### 3.4 Verificación de la formación de hidratos durante el proceso

Para desarrollar este objetivo, se estudiaron las envolturas del gas desde que pasa a través del sistema de trietilenglicol, previo a la planta de control propuesta. Esto para conocer su comportamiento y tendencia a la formación de hidratos con diferentes contenidos de agua. El sistema de TEG se puede apreciar en el apéndice B.1

#### 3.4.1 Saturación de la corriente de gas natural con agua

La cromatografía que se manejó es base seca. Para la saturación de la corriente de gas natural con agua se calculó el contenido de agua en la corriente de gas y el aporte de compuestos como el dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) y sulfuro de hidrógeno ( $\text{H}_2\text{S}$ ). El contenido de agua se calculó a los valores de presión y temperatura que se proponen en esta evaluación (1.200 psig y 120 °F.)

Para el cálculo del contenido de agua se utilizaron las extensiones Saturador con Agua (Saturate with water) y Propiedades del Gas (Gas Properties)

del simulador de procesos Hysys Plant 3.2. a manera de obtener una mejor precisión en los cálculos. En la tabla 3.5 se muestra el contenido de agua en la corriente de gas natural.

**Tabla 3.5. Contenido de agua en la corriente de gas a las condiciones de diseño.**

Temperatura (°F)	Presión (psig)	Contenido de agua (lb/hr)
120	1.200	5.644

### 3.4.2 Temperatura de formación de hidratos

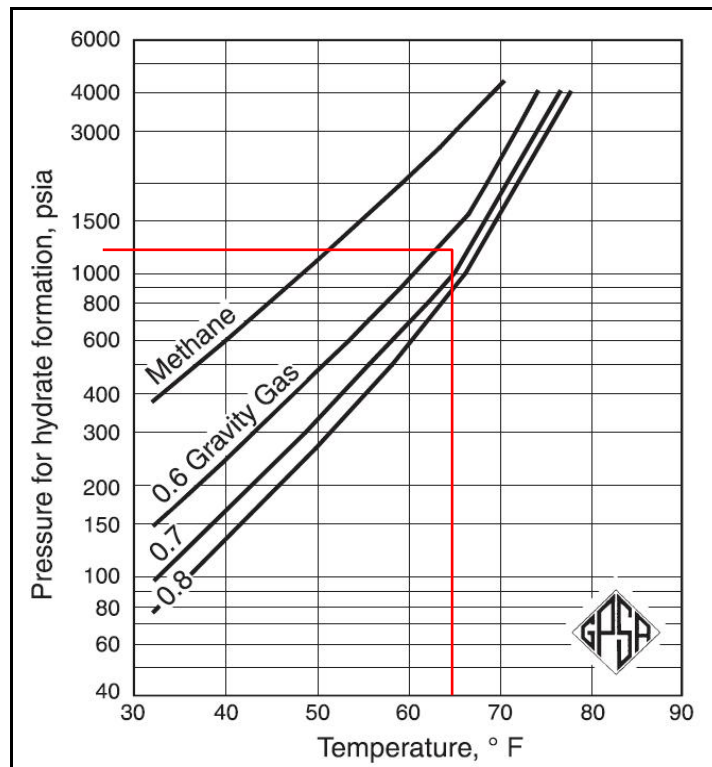
Con este contenido de agua en el gas natural, se aprecia en la envolvente el valor de temperatura a la que comienza la formación de los hidratos, siendo ésta de 66°F.

De igual manera, se corroboró la temperatura de formación de hidratos a partir de la gráfica del GPSA que relaciona la gravedad específica con la presión del gas (figura 3.14).

#### ✓ Gravedad específica del gas en estudio

$$PM = 28.96.\gamma \quad (\text{Ec 3.3})$$

Por despeje, se obtiene gravedad específica  $\gamma = 0,72$  y, con  $P=1.200\text{psig}$ , se halla la temperatura de formación de hidratos, siendo 66 °F.



**Figura 3.14. Temperatura de formación de hidratos según su gravedad específica.**

Fuente: GPSA, FPS.

## **CAPÍTULO IV**

### **DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

#### **4.1 Descripción de una planta de control de punto de rocío**

La planta de control de punto de rocío propuesta presentó el esquema mostrado en la figura 4.1. A continuación se muestra la filosofía de operación:

##### **4.1.1 Proceso de deshidratación**

###### **4.1.1.2 Deshidratación con tamices moleculares**

El gas deshidratado con una composición de agua de 5,742 lbH<sub>2</sub>O/MMPCN, se dirigió a la etapa de deshidratación con tamices moleculares a una temperatura de 119,7 °F y 1.195 psig, en donde se le retiró al gas todo aquel contenido de agua que no fue retirado en la deshidratación con TEG en la sección de acondicionamiento de la planta PIGAP II. En esta sección, se obtuvo una corriente denominada *gas seco* con 0,05168 lbH<sub>2</sub>O/MMPCN. Se cumplió con las especificaciones requeridas ( $\leq 0,1$  lbH<sub>2</sub>O/MMPCN para gas de reinyección a pozos).

##### **4.1.2 Ciclo de refrigeración**

###### **4.1.2.1 Sección de pre-enfriamiento y separación**

La corriente *gas seco* entró a un separador V-100 para eliminar cualquier líquido que pueda condensarse en el trayecto de la transferencia de gas. La corriente de tope del separador pasa por un intercambiador de calor para enfriar el gas de 119,7 °F a 80 °F, ésta entra a un chiller de refrigeración que forma parte de un sistema de refrigeración mecánica con propano. Este sistema de refrigeración trabajó con un flujo volumétrico de propano de 312.600 Bbl/d, utilizado como

refrigerante y el compresor opera a 5.6194,2 HP. El propano presentó un peso molecular de 44,10 lb/lbmol, una temperatura de 109,2 °F, una presión de 232,2 psig y un flujo molar de 52.460 lbmol/h. El propano, luego fue llevado a un proceso de compresión y enfriamiento para cerrar el ciclo de refrigeración. La corriente de gas después del sistema de refrigeración salió a muy baja temperatura (6,198 °F) para luego ser introducido a un separador de baja temperatura (LTS), esta sección se observa en las figuras 3.3, 3.4, 3.5 y 3.6.



### 4.1.3 Sección de recuperación de líquidos

La corriente que sale por el fondo del separador LTS llamada *líquidos de LTS* se mezcló con posibles líquidos que salieron del V-100. Se utilizó una torre estabilizadora (STRIPPING) que presentó una caída de presión de 990 psig. Esto facilitó la separación de los componentes gaseosos absorbidos en la fase líquida. Los líquidos a estabilizar ingresaron por el tope y por el fondo se encontró un rehervidor que generó vapores, la corriente de tope llamada *gas de tope* es una corriente básicamente con gases como metano, etano y propano en pequeñas cantidades; mientras que la corriente que salió por el fondo de la estabilizadora llamada  $C_3^+$  es la corriente que contiene los líquidos del gas natural o LGN con un flujo volumétrico de 18.170 Bbls/d. En la corriente de  $C_3^+$  se logró las especificaciones de una relación de  $C_2/C_3$  de 0,014, el peso molecular de la corriente de gas de tope fue de 22,78lb/lbmol. La figura 4.2 muestra el diagrama de proceso de la torre estabilizadora.

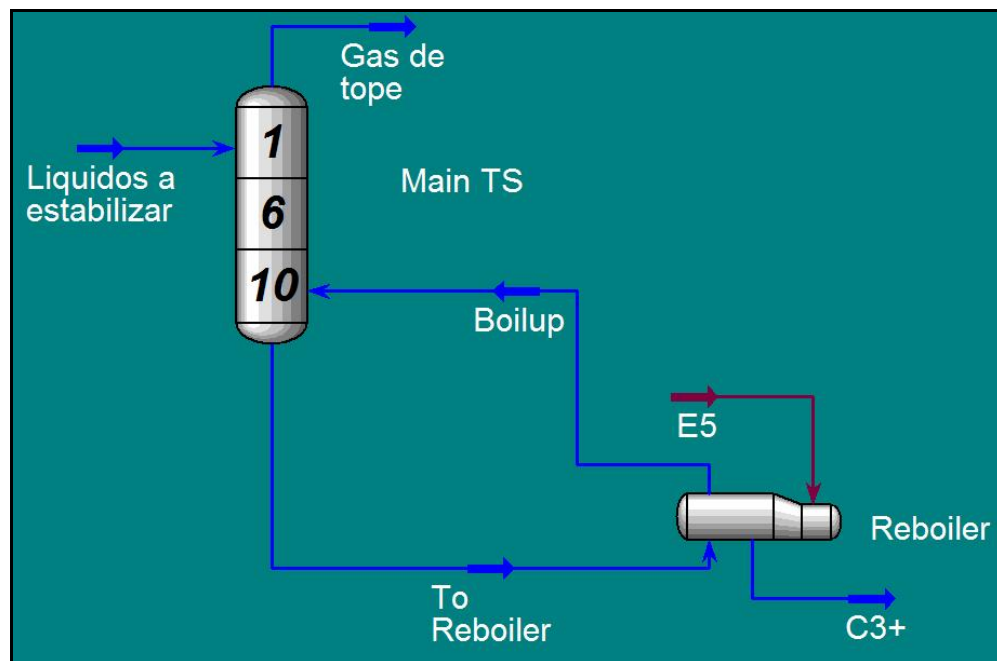


Figura 4.2. Diagrama de proceso de la torre estabilizadora.

#### 4.1.3.1 Sección de compresión de gas residual

La corriente *gas de tope* pasó a un proceso de compresión debido a que la estabilizadora operó a una presión de 200 psig, cuando la corriente de gas llegaba a 1.200 psig. En el proceso de compresión se llevó la corriente hasta 1.200 psig y



se mezcló la corriente *gas para comprimir* con la corriente de *gas a compresión*, que fue la corriente de salida de tope del separador LTS. La mezcla de ambas es la corriente llamada *gas a comprimir*, esta es la corriente total que, luego de pasar por un tren de compresión de tres etapas, es enviado a los procesos de reinyección a altas presiones.

#### **4.1.4 Variables Del Proceso**

##### **4.1.4.1 Deshidratación**

###### **a) Contenido de agua en el gas de alimentación**

El gas de alimentación es una mezcla de diferentes fuentes asociadas a la planta compresora PIGAP II el cual viene de la sección de acondicionamiento con TEG a condiciones de 1.195 psig y 119,7 °F (5,742 lb H<sub>2</sub>O/MMSCF).

###### **b) Presión del gas**

El gas de alimentación saturado con agua llega a una presión nominal de 1.195 psig, no existen válvulas para controlar la presión.

###### **c) Temperatura del gas**

La temperatura del gas de alimentación tiene un máximo de 119,7 °F.

##### **4.1.4.2 Recuperación de líquidos**

###### **a) Temperatura del propano**

La temperatura del propano en el chiller es de -20.86 °F

###### **b) Contenido de agua en el gas**

El gas de alimentación viene deshidratado hasta un contenido de agua de 0,05168 lbH<sub>2</sub>O/ MMSCF.

###### **c) Temperatura del gas**

La temperatura máxima del gas alimentando es 119,7 °F.

**d) Riqueza del gas**

La riqueza del gas es de 1,6 gal C<sub>3</sub><sup>+</sup> /Mpie<sup>3</sup> gas.

**e) Presión del gas**

El gas llega a una presión nominal de 1.190 psig.

**f) Caída de presión en los equipos**

La operación de los equipos asociados produce una caída de presión en el gas de aproximadamente 5 psig.

#### **4.2. Determinación de las condiciones de operación de una planta de control de punto de rocío mediante el simulador HYSYS 3.2**

Los resultados del esquema de simulación propuesto se presentan a continuación:

- 1) La corriente de entrada, llamada gas deshidratado proveniente de la planta de acondicionamiento de, presentó una composición de flujo de agua de 5,742 lbH<sub>2</sub>O/MMSCF, rango que oscila entre 2 y 7 lbH<sub>2</sub>O/MMSCF típico en la deshidratación con glicol. El gas deshidratado mostró la siguiente composición en la tabla 4.1.

**Tabla 4.1. Composición de la corriente de gas deshidratado.**

<b>Componentes</b>	<b>Fracción másica</b>	<b>Fase vapor</b>
<b>Metano</b>	0,81013	0,81013
<b>Etano</b>	0,073542	0,073542
<b>Propano</b>	0,026903	0,026903
<b>i-Butano</b>	0,005852	0,005852

<b>n-Butano</b>	0,007637	0,007637
<b>i-Pentano</b>	0,003203	0,003203
<b>n-Pentano</b>	0,002476	0,002476
<b>Nitrógeno</b>	0,000804	0,000804
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,064533	0,064533
<b>C<sub>6</sub><sup>+</sup></b>	0,004797	0,004797
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,000121	0,000121

Posteriormente la corriente de gas deshidratado se introdujo en un tamiz molecular retirándose 0,05168 lbH<sub>2</sub>O/MMSCF.

- 2) La corriente de gas seco que sale por el tope del tamiz entró a la planta de control de punto de rocío, pero antes pasó a un separador (V-100) para eliminar la cantidad de líquidos que pueden condensarse. En el tope del separador se obtuvo una corriente denominada gas a intercambiador que pasó por el intercambiador I-C2 para enfriar el gas de 119,7 °F a 80 °F. El sistema de refrigeración trabajó con un flujo volumétrico de propano de 312.600 Bbl/d ó 9.118 USGPM, utilizado como refrigerante. El compresor operó a 56.194,2 HP.
  
- 3) Tras el ciclo de refrigeración, la corriente pasó a un separador de baja temperatura y, luego a una torre estabilizadora para el proceso de recuperación de líquido del gas natural. Por el fondo de esta torre se obtuvo un flujo de 530 USGPM o 173.900 lb/ hr de C<sub>3</sub><sup>+</sup> con una relación de C<sub>2</sub>/C<sub>3</sub> de 0,014. A continuación, en la tabla 4.2 se muestra la composición de la corriente de salida de la torre LTS.

**Tabla 4.2. Corriente de salida de la torre LTS.**

<b>Componentes</b>	<b>Fracción molar</b>	<b>Fase líquida</b>
<b>Metano</b>	0,0000	0,0000

<b>Etano</b>	0,0035	0,0035
<b>Propano</b>	0,2517	0,2517
<b>i-Butano</b>	0,0992	0,0992
<b>n-Butano</b>	0,1598	0,1598
<b>i-Pentano</b>	0,0979	0,0979
<b>n-Pentano</b>	0,0857	0,0857
<b>Nitrógeno</b>	0,0000	0,0000
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,0000	0,0000
<b>C<sub>6</sub><sup>+</sup></b>	0,3023	0,3023
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,0000	0,0000

Se aprecia de esta manera que la corriente es rica en C<sub>6</sub><sup>+</sup>, propano y n-butano en su mayoría.

- 4) Por el tope de la estabilizadora se obtuvo un gas de tope con una masa molecular de 22,78 lb/lbmol que, combinado a la corriente gas a compresión, se sometió a un proceso de compresión de tres etapas para alcanzar la presión de inyección de PIGAP II (9.000 psig). La corriente gas a comprimir se llevó a un primer compresor K-101 que llevó dicha corriente de 1.190 psig hasta 5.000 psig empleando una potencia para dicha compresión de 118.327 HP; la corriente de salida del compresor k-101 llamada *descarga 1* pasó por un enfriador que llevó la temperatura de 262,7 °F hasta 120 °F, en la segunda etapa de compresión el compresor K-102 llevó la presión de 5.000 psig hasta 7.500 psig utilizando una potencia de 41.172,8 HP. La temperatura después de la segunda compresión se elevó hasta 172,8 °F por lo que se hizo pasar por otro enfriador que bajó la temperatura hasta 120 °F y la corriente succión 3 se introdujo en el último compresor K-103 que llevó la presión de 7.500 psig hasta las 9.000 psig requeridas utilizando una potencia de 21.076,9 HP. En la tablas 4.3, 4.4 y

4.5 se muestran la composición del gas de tope y el gas a comprimir y gas de reinyección respectivamente.

**Tabla 4.3. Composición del gas de tope.**

<b>Componentes</b>	<b>Fracción molar</b>	<b>Fase vapor</b>
<b>Metano</b>	0,6684	0,6684
<b>Etano</b>	0,1896	0,1896
<b>Propano</b>	0,0258	0,0258
<b>i-Butano</b>	0,0028	0,0028
<b>n-Butano</b>	0,0028	0,0028
<b>i-Pentano</b>	0,0005	0,0005
<b>n-Pentano</b>	0,0003	0,0003
<b>Nitrógeno</b>	0,0003	0,0003
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,1095	0,1095
<b>C<sub>6</sub><sup>+</sup></b>	0,0000	0,0000
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,0000	0,0000
<b>TEGlycol</b>	0,0000	0,0000

Tabla

**Composición del gas a compresión.**

<b>Componentes</b>	<b>Fracción molar</b>	<b>Fase vapor</b>
<b>Metano</b>	0,8266	0,8266
<b>Etano</b>	0,0711	0,0711
<b>Propano</b>	0,0236	0,0236
<b>i-Butano</b>	0,0046	0,0046
<b>n-Butano</b>	0,0055	0,0055
<b>i-Pentano</b>	0,0019	0,0019
<b>n-Pentano</b>	0,0013	0,0013
<b>Nitrógeno</b>	0,0008	0,0008
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,0641	0,0641
<b>C<sub>6</sub><sup>+</sup></b>	0,0005	0,0005

4.4.

<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,0000	0,0000
<b>TEGlycol</b>	0,0000	0,0000

**Tabla 4.5. Composición del gas de reinyección.**

<b>Componentes</b>	<b>Fracción molar</b>
<b>Metano</b>	0,822
<b>Etano</b>	0,0746
<b>Propano</b>	0,0237
<b>i-Butano</b>	0,0045
<b>n-Butano</b>	0,0054
<b>i-Pentano</b>	0,0018
<b>n-Pentano</b>	0,0013
<b>Nitrógeno</b>	0,0008
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,0655

**Tabla 4.5. Composición del gas de reinyección. (Continuación)**

<b>Componentes</b>	<b>Fracción molar</b>
<b>C<sub>6</sub><sup>+</sup></b>	0,0005
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,0000
<b>TEGlycol</b>	0,0000

A partir de esta composición se determinó el 0% de agua en el gas de reinyección, rango conveniente para el sistema de compresión.

- 5) De manera adicional se hizo un balance para estudiar el efecto que ocurre al agregar un inhibidor, en este caso metanol, a la corriente de gas húmedo llamada *gas para inhibir* y se verificó el comportamiento de la línea de

hidratos (figura 4.9) determinándose un mínimo cambio en la envolvente, razón por la cual se obvió sugerir un inhibidor en el sistema.

### 4.3 Cuantificación de la cantidad de líquido de gas natural recuperable

La composición de la corriente de alimentación, descrita en la tabla 3.1 del capítulo anterior, presentó un GPM de 1,6 gal C<sub>3</sub><sup>+</sup> /Mpie<sup>3</sup> gas, valor que se tradujo como baja probabilidad de recuperación de líquido del gas natural en la mezcla. A continuación, en la tabla 4.6 se muestran los valores de cada componente.

**Tabla 4.6. GPM para cada componente.**

Componente	Densidad (gal/lbmol)	GPM (gal/ Mpie <sup>3</sup> )
Metano	6,4172	-
Etano	10,126	-
Propano	10,433	0,7396
n-Butano	12,386	0,191
i-Butano	11,937	0,2402
n-Pentano	13,86	0,117
i-Pentano	13,713	0,0895
C <sub>6</sub> <sup>+</sup>	17,468	0,2208
		1,60

El simulador HYSYS 3.2 a la salida del separador de baja temperatura arrojó un valor de 42.380 Bbl/d, el cual expresa la cantidad de líquidos que puede recuperarse en este equipo. De la simulación, se obtuvo un total de líquido recuperable de 18.170 Bbl/d a la salida de la torre estabilizadora.

Esta torre operó a 200 psig. En la tabla 4.7 se observa la composición de la corriente de líquidos de gas natural recuperable.

**Tabla 4.7. Composición del líquido de gas natural recuperable obtenido.**

Componentes	Fracción molar	Fase líquida
Metano	0,000000	0,000000
Etano	0,003500	0,003500
Propano	0,251658	0,251658
i-Butano	0,099185	0,099185
n-Butano	0,159784	0,159784
i-Pentano	0,097905	0,097905
n-Pentano	0,085707	0,085707
C <sub>6</sub> <sup>+</sup>	0,302258	0,302258

Asimismo, se muestran las condiciones de salida del líquido de gas natural recuperable. La tabla 4.8 muestra las especificaciones de la corriente de salida de la torre estabilizadora.

**Tabla 4.8. Especificaciones de salida del líquido del gas natural recuperable.**

Temperatura (°F)	215,3
Presión (psig)	205
Flujo volumétrico (Bbl/d)	18.170
Masa molecular (lb/lbmol)	74,08

#### 4.4 Verificación de la formación de hidratos durante el proceso

La corriente de gas natural, obtenida una vez saturada, contiene agua en su composición, es por ello que se debe de evaluar si en el rango de presiones y temperaturas manejadas en el estudio existe la posibilidad de formación de



hidratos. Se determinó en el capítulo anterior que la temperatura de formación de hidratos es de 66°F.

La corriente de gas saturado corresponde así al estudio previo de la corriente antes de ser deshidratada con trietilenglicol en la planta de acondicionamiento de PIGAP II.

El análisis en la formación de hidratos se restringe sólo a las corrientes especificadas con los nombres de Gas Saturado, Gas Húmedo, Gas Deshidratado, Gas de Refrigeración y Gas Deshidratado con Inhibidor, siendo el Gas de Refrigeración el de mayor relevancia ya que es el punto más bajo de temperatura registrado en el sistema propuesto. Esta restricción se basa en que en estas corrientes se aprecia, de manera clara y precisa, el comportamiento termodinámico del gas en estudio. Además, se aprecia el comportamiento de la envolvente en la presión del sistema (1.200 psig).

Los resultados obtenidos en el análisis se apoyaron en los datos arrojados por el simulador Hysys para diferentes rangos de presión y temperatura. Se pueden apreciar las envolventes de fase y la curva de formación de hidratos.

En la figura 4.3 se presenta la envolvente de fase de la corriente de gas saturado; en ella se puede apreciar que, a una presión de 1.200 psig y bajo una temperatura de operación de 117,5 °F, no se produjo formación de hidratos ya que la temperatura para que se produzca este fenómeno es de 66 °F. Esto en la etapa inicial del estudio.

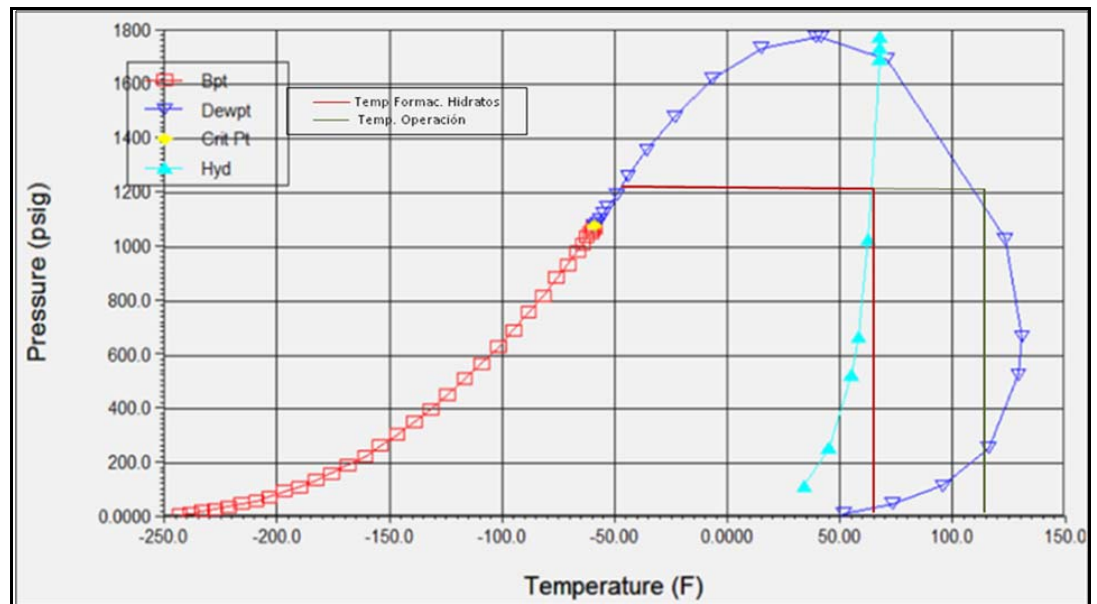


Figura 4.3. Envoltente de fase y curva de formación de hidratos de la corriente de gas saturado.

En la figura 4.4 se presenta la envoltente de fase de la corriente de gas húmedo. Para esta corriente, la presión y temperatura de operación se mantuvieron iguales a la corriente anterior (117,5 °F y 1.200 psig). Igualmente, no se evidenció formación de hidratos. Se destaca que, pese a que las envoltentes de fase de la corriente de gas saturado y gas húmedo son muy parecidas, esta última no presenta agua libre en su composición. Se destaca que la corriente de gas húmedo presenta 5,742 lbH<sub>2</sub>O/MMPCN de gas.

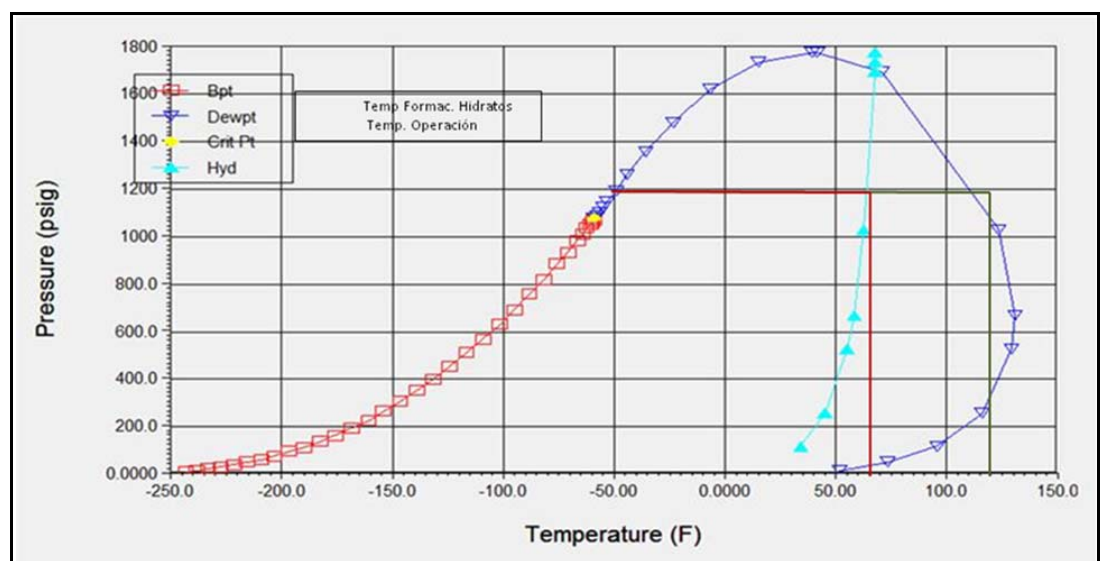
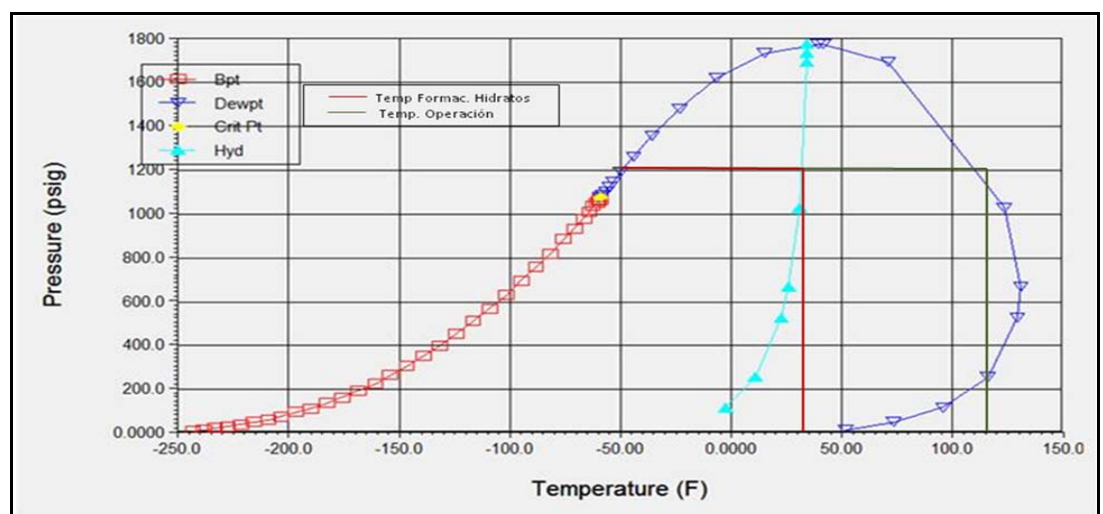


Figura 4.4. Envoltente de fase y curva de formación de hidratos para la corriente de gas húmedo.

En la figura 4.5 se presenta la envolvente de fase de la corriente de gas deshidratado con trietilenglicol (119,7 °F y 1.200 psig). Para este caso, la formación de hidratos se produce a una temperatura de 32,5 °F ya que, ante la ausencia de agua en la corriente, este fenómeno se presenta con mayor dificultad. Se registran menores temperaturas para la formación de hidratos. El sistema registró 119,7 °F como temperatura de operación, manteniéndose por encima de los 32,5°F , esto quiere decir que no se forma hidratos.



**Figura 4.5. Envolvente de fase y curva de formación de hidratos para la corriente de gas deshidratado**

Por su parte, la figura 4.6 muestra la envolvente de fase del gas de refrigeración. Esta corriente registra el punto más bajo del sistema con una temperatura de 80°F, no cae por debajo de 66°F, no se forman hidratos.

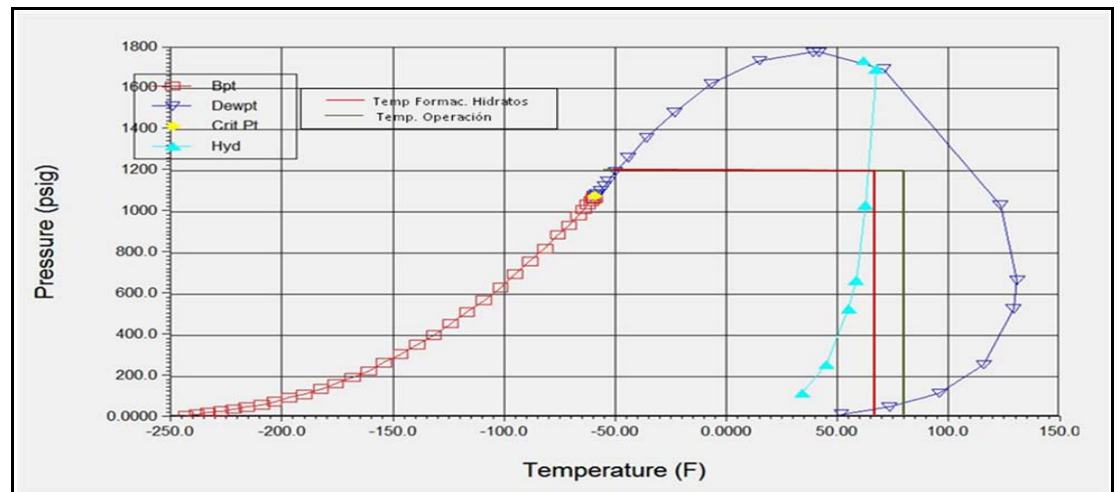


Figura 4.6. Envoltorio de fase y curva de formación de hidratos para la corriente de gas de refrigeración

Asimismo, se estudió la alternativa de implementar un inhibidor al gas deshidratado para que aportara mayor rango de tolerancia en el control de punto de rocío, pero el cambio no fue mayor.

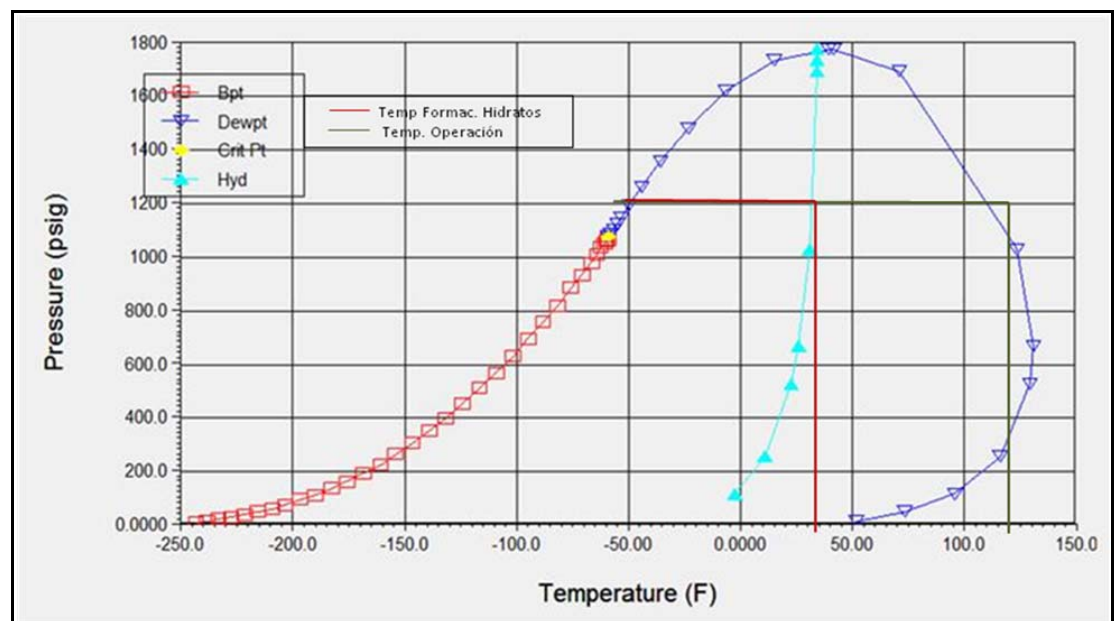


Figura 4.7. Envoltorio de fase y curva de formación de hidratos para la corriente de gas deshidratado con inhibidor

#### 4.5 Conclusiones

1. Se presentó un sistema de deshidratación con tamices moleculares con especificación  $< 0,1 \text{ LbH}_2\text{O/MMPCN}$  para la planta de control de punto de rocío propuesta.
2. El sistema de refrigeración de la planta de control de punto de rocío consumió 9.118 USGPM de propano refrigerante y el sistema requirió 56.194,2 HP para el enfriamiento del gas de proceso.
3. La cantidad de líquido que se recuperó fue de 18.170 Bbls/d.
4. Se determinó que la temperatura de formación de hidratos para el gas saturado en agua es de 66°F.
5. Para el gas a ciclo de refrigeración la temperatura de formación de hidratos fue de 80 °F.
6. El gas deshidratado presentó una temperatura de formación de hidratos de 32,5 °F.
7. No se evidenció formación de hidratos.
8. Se descartó el empleo de un inhibidor ya que, el cambio de la envolvente y la curva de formación de hidratos fue mínima.

#### 4.6 Recomendaciones

1. Evaluar la rentabilidad económica en función de la cantidad de líquidos extraíbles del gas natural que será vendido a la planta de fraccionamiento y despacho “José Antonio Anzoátegui”.

2. Tener un buen sistema de deshidratación para evitar la formación de hidratos en el proceso debido a las bajas temperaturas en la planta de control de punto de rocío y para evitar problemas operacionales en los compresores.

## BIBLIOGRAFÍA

1. Barreto G, Franmaris, Ortiz. Luis E. “Predimensionamiento De Una Planta De Control Del Punto De Rocío En La Estación Wx-1, Ubicada En El Oriente Del País” Trabajo Especial de Grado; Universidad de Oriente Anzoátegui, Venezuela, Abril 2008.
2. Fasolini P. Franco “Diseño Conceptual De Una Planta Modular De Refrigeración Mecánica Para La Recuperación De Líquidos Del Gas Natural Y Control Del Punto De Rocío Del Gas Residual”. Trabajo Especial de Grado; Universidad de Oriente Anzoátegui, Venezuela, Abril 2004.
3. Maita G. Lourdes “Evaluación De Una Corriente De Gas Mediante La Aplicación De Técnicas De Separación A Bajas Temperaturas Utilizadas Para La Extracción De Líquidos Del Gas Natural” Trabajo Especial de Grado; Universidad de Oriente Anzoátegui, Venezuela, Abril 2008.
4. Moreno A. Marisela “Evaluación Integral Del Sistema De Deshidratación De Gas Con Trietilenglicol (TEG) De La Planta De Extracción Jusepín”. Trabajo Especial de Grado; Universidad de Oriente Anzoátegui, Venezuela, Agosto 2007.
5. Ochoa M. Henry, Rivero F. Carmen “Evaluación De La Recuperación De Líquidos Del Gas Natural De Una Planta De Extracción De Líquidos Mediante Procesos De Expansión: Turbo-Expansor Y Válvula Joule Thompson.” Trabajo Especial de Grado; Universidad de Oriente Anzoátegui, Venezuela, Abril 2008.
6. Perry R., “Manual del Ingeniero Químico”, 7<sup>ma</sup> Ed., Editorial Mc Graw-Hill, España, (2001).

7. Rivera G, Johanna K, “Determinación De Las Variables Criticas De Procesos De La Planta De Inyección De Gas A Alta Presión PIGAP II” UDO, Trabajo Especial de Grado, Universidad de Oriente Anzoátegui, Venezuela, Abril 2006.
8. Campbell John M, “Gas Conditioning And Processing” Septima Edición. U.S.A, 1998.
9. Engineering Data Book, “Gas Processors Suppliers Association”, GPSA (1998).



## **METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO**

<b>TÍTULO</b>	Propuesta Técnica De Una Planta De Control De Punto De Rocío Para Un Gas De Reinyección A Altas Presiones
<b>SUBTÍTULO</b>	

AUTOR (ES):

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>CÓDIGO CULAC / E MAIL</b>
Peña Martínez, Héctor R.	CVLAC: 16.061.592 E MAIL: hectorafa99hotmail.com
Camacho Medina, Leonelbys O.	CVLAC: 17.590.717 E MAIL: beba_c3hotmail.com
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:

**PALABRAS O FRASES CLAVES:**

Gas natural

Acondicionamiento del gas

Deshidratación

Sistemas de deshidratación

Tamiz molecular

Hidratos

Formación de hidratos

## **METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**

<b>ÁREA</b>	<b>SUBÁREA</b>
Ingeniería y ciencias aplicadas	Ingeniería Química

### **RESUMEN (ABSTRACT):**

Los líquidos del gas natural son los productos de mayor interés en el procesamiento del petróleo y del gas natural por su alto poder energético y valor comercial. La planta de inyección de gas a alta presión (PIGAP II) maneja una mezcla de gases con una composición que contiene productos pertenecientes a los líquidos del gas natural, por lo que dichos productos se reinyectan a los pozos y su empleo se desperdicia, aunado a esto, ha venido presentando problemas en los compresores debido al contenido de agua presente en el gas. A fin de reducir los problemas operacionales y aprovechar los recursos energéticos del gas manejado, se realizó una propuesta técnica de una planta de control de punto de rocío para obtener el propano y más pesados de dicha composición y entregarle el metano y etano a la planta PIGAP II con las mismas condiciones de inyección que ellos manejan.

Para de obtener dichos productos se diseñó una planta de control de punto de rocío con una capacidad de manejo de gas de 1500MMPCSD. La planta consta de un sistema de deshidratación mediante un tamiz molecular para eliminar la mayor cantidad de agua, previamente a este sistema la alimentación viene acondicionada por un sistema de deshidratación con glicol, específicamente Trietilenglicol (TEG). Del tamiz molecular pasa a un sistema de refrigeración mecánica previo al separador de baja temperatura (LTS); por el tope del separador sale la corriente de gas hacia el sistema de compresión y por el fondo sale la corriente de líquidos, estos líquidos pasan a un mezclador y luego a una torre estabilizadora. En la torre estabilizadora por el tope se obtiene el gas que se mezcla con la corriente de gas de tope del separador de baja temperatura y por el fondo los líquidos del gas natural, es decir, el propano y más pesados, con una relación de  $C_2/C_3$  de 0,014. La mezcla de gas formada principalmente por metano, etano y pequeñas cantidades de propano se comprimen hasta las condiciones de la planta PIGAP II en tres compresores que llevan la presión de 1200 psig hasta 9000 psig.

## METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

### CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
	Ferreira, Nelson	ROL	CA	AS X	TU
CVLAC:					
E_MAIL					
E_MAIL					
	ROL	CA	AS	TU X	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				
Patiño, Rayda	ROL	CA	AS	TU	JU X
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				
Marfisi, Shirley	ROL	CA	AS	TU	JU X
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				

### FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2010	04	13
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**

**ARCHIVO (S):**

<b>NOMBRE DE ARCHIVO</b>	<b>TIPO MIME</b>
MONOGRAFIA.Propuesta técnica de planta de control de punto de rocío.doc	Application/msword

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

**ALCANCE**

**ESPACIAL:** \_\_\_\_\_(OPCIONAL)

**TEMPORAL:** \_\_\_\_\_(OPCIONAL)

**TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:**

\_\_\_\_\_Ingeniero Químico\_\_\_\_\_

**NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:**

\_\_\_\_\_Pregrado\_\_\_\_\_

**ÁREA DE ESTUDIO:**

\_\_\_\_\_Departamento de Química\_\_\_\_\_

**INSTITUCIÓN:**

\_\_\_\_\_Universidad de Oriente. Núcleo de Anzoátegui\_\_\_\_\_

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**

**DERECHOS**

DE ACUERDO CON EL ARTICULO 44 DEL REGLAMENTO DE TRABAJO DE GRADO DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE: "LOS TRABAJOS DE GRADO SON DE EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE Y SÓLO PODRÁN SER UTILIZADOS POR OTROS FINES CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NÚCLEO RESPECTIVO, QUIEN LO PARTICIPARÁ AL CONSEJO UNIVERSITARIO".

\_\_\_\_\_  
**Héctor R. Peña Martínez    Leonelbys O. Camacho Medina**  
**Autor**

\_\_\_\_\_  
**Nelson Ferreira**  
**Asesor Académico**

\_\_\_\_\_  
**Rayda Patiño**  
**Jurado Principal**

\_\_\_\_\_  
**Shirley Marfisi**  
**Jurado Principal**

\_\_\_\_\_  
**Yraima Salas**  
**POR LA SUBCOMISIÓN DE TESIS**