

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



**“ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO DE UNA PLANTA DE CONTROL DE  
PUNTO DE ROCÍO DEL GAS NATURAL PROPUESTA AL NORTE DEL  
ESTADO MONAGAS”**

Realizado por:

**ABOUCHACRA REYES AMIN ANIS  
NORIEGA GIL JORGE LUIS**

Trabajo de grado presentado ante la Universidad de Oriente como requisito  
parcial para optar al título de  
**INGENIERO QUÍMICO**

**PUERTO LA CRUZ, OCTUBRE DE 2010**

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



**“ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO DE UNA PLANTA DE CONTROL DE  
PUNTO DE ROCÍO DEL GAS NATURAL PROPUESTA AL NORTE DEL  
ESTADO MONAGAS”**

**Asesor Académico**

---

**Ing. Nelson Ferreira.**

Trabajo de grado presentado ante la Universidad de Oriente como requisito  
parcial para optar al título de

**INGENIERO QUÍMICO**

**PUERTO LA CRUZ, OCTUBRE DE 2010**

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



**“ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO DE UNA PLANTA DE CONTROL DE  
PUNTO DE ROCÍO DEL GAS NATURAL PROPUESTA AL NORTE DEL  
ESTADO MONAGAS”**

**Jurado Principal**

---

**Ing. Nelson Ferreira.**

**PUERTO LA CRUZ, OCTUBRE DE 2010**

## **RESOLUCIÓN**

De acuerdo con el artículo 57 de 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 mas temas relacionados on el area de concentración.”

## **DEDICATORIA**

A Dios todo poderoso por guiar mis pasos y haberme conducido has este logro personal.

A mis padres Yalal Abouchacra y Blanca de Abouchacra, por haberme formado y darme la educación de hogar, el amor y los valores mas bonitos del ser humano; por sus sabios consejos y preocupaciones cada dia y haberme conducido hasta este triunfo. Los amo

A mi hermano Yalal por ser mi amigo, mi aliado y mi guía en todos los momentos de mi vida, por ser ese modelo de hermano luchador y perseverante con su mano siempre dispuesta a ayudarme y su corazón a escucharme.

A mi hermano Nader por ser mi motivo de enseñanza; por motivarme a dar lo mejor de mi para entregarle conocimientos, sabiduría, experiencia y sonrisas llenas de momentos felices.

**AMIN ANIS ABOUCHACRA REYES**

## **DEDICATORIA**

En primer lugar a Dios que todo lo puede y me ha enseñado que la vida es justa ante las acciones que uno como ser humano desempeña.

A mis padres Hernan Noriega y Marian de Noriega que me enseñaron que todo lo que se hace y se obtiene con esfuerzo, dedicación, admiración y humildad tiene sus meritos.

A mis hermanos Nesfeler, Hernan y Mairin que me apoyaron en todo momento; en altos y bajos tanto en mi vida personal como estudiantil. Los amo familia con todo mi corazón

A mis verdaderos amigos Amín, Jean Carlos, “El negro” Jesús, Milagros, Francisco, Manuel, Gilbert que con sus acciones y palabras me han enseñado que un verdadero amigo es aquel que esta en las buenas y malas.

**JORGE LUIS NORIEGA GIL**

## **AGRADECIMIENTOS**

A Dios por conducir mi destino y dejarme ser el ingeniero de mis sueños.

A mis padres Yalal Abouchacra y Blanca de Abouchacra por ser los precursores de mi formación, por el legado mas grande que han podido entregarme (la educación), por todo su amor y comprensión y sobre todo por sus sabios consejos.

A mis hermanos Yalal y Nader por estar conmigo en todo momento y por mostrarme el significado de vivir y compartir nuestros sueños.

A mi novia Angela (mi princesa) por ser mi estabilidad emocional, mi equilibrio, por ser mi amiga y ayuda incondicional. Te quiero

A mis compañeros y amigos quienes compartieron conmigo durante todos estos años de lucha incansable por alcanzar este titulo, Melly, Fer, Ruth, Pei, Vane, Francisco, Antonio, Chacon, Pao y a todos con los que tuve el grato placer de compartir. En especial a mi compadre Emil por ser como un hermano.

A mi compañero y gran amigo Jorge Noriega. Éxito hermano.

A la Universidad de Oriente y sus profesores por haberme transmitido lo mejor de sus facultades y conocimientos profesionales.

A todos mil gracias por existir...

**AMIN ANIS ABOUCHACRA REYES**

## **AGRADECIMIENTOS**

Le agradezco a Dios con todo cariño y admiración.

A mi familia con todo mi corazón; A mis padres Hernan Noriega y Marian de Noriega, A mis hermanos Nesfeler, Hernan y Mairin gracias por estar siempre junto a mí. Los amo

A mis compañeros y profesores de las áreas de grado con los cuales compartí muchos conocimientos y tiempo de mi vida

A mi compañero de estudio y amigo Amín Abouchacra; gracias viejo por todos los favores dados, se le quiere mucho y ahora si a disfrutar nuestro titulo de Ingeniero Químico.

Al Sr Isrrael Marcano y Lino V. por cumplirme en mis peticiones.

Al santo niño de atoché por ser mi ángel de la guarda.

**JORGE LUIS NORIEGA GIL**



## INDICE GENERAL

RESOLUCIÒN .....	iv
DEDICATORIA .....	v
AGRADECIMIENTOS .....	vii
INDICE GENERAL .....	ix
INDICE DE TABLAS .....	xiii
INDICE DE FIGURAS .....	xv
RESUMEN .....	xvii
CAPITULO I .....	19
INTRODUCCIÒN .....	19
1.1. Planteamiento del problema .....	19
1.2. Premisas para el diseno de la planta de control de punto de rocío. ...	20
1.3. Objetivos .....	22
1.3.1 objetivo general: .....	22
1.3.2. Objetivos específicos: .....	23
CAPITULO II .....	24
MARCO TEÒRICO .....	24
2.1 Antecedentes: .....	24
2.2. Bases teóricas .....	25
2.2.1. Ubicación geográfica de la planta propuesta .....	25
2.2.2. Gas natural .....	26
2.2.4. Clasificación del gas natural. ....	28
2.2.5. Contenido de agua en el gas natural. ....	28
2.2.6. Formación de hidratos. ....	29
2.2.7. Proceso de deshidratación. ....	30
2.2.8. Técnicas para deshidratar el gas natural. ....	32
2.2.9. Tamices moleculares. ....	32

2.2.10. Proceso de deshidratación con tamices moleculares. ....	34
2.2.11. Importancia del proceso de deshidratación con tamices moleculares. ....	35
2.2.12. Características del tamiz molecular. ....	35
2.2.13. Principio básico de los tamices moleculares.....	36
2.2.14. Extracción de líquidos del gas natural. ....	38
2.2.15 Secciones que conforman un proceso de extracción. ....	40
2.2.16. Control de punto de rocío. ....	41
2.2.18. Parámetros económicos. ....	47
2.2.19. Estudios económicos de la factibilidad de instalación de planta.	49
2.19.3 Cálculo de los flujos de caja anuales.....	51
CAPITULO III .....	55
METODOLOGÍA .....	55
3.1. Descripción de una planta de control de punto de rocío.....	55
3.1.1. Proceso de deshidratación. ....	55
3.1.2. Ciclo de refrigeración.....	55
3.1.3. Sección de recuperación de líquidos. ....	56
3.1.4. Variables del proceso. ....	56
3.2. Determinación de las condiciones de operación de una planta de control de punto de rocío mediante el simulador hysys 3.2. ....	57
3.2.1. Identificación de la composición del gas de alimentación a la planta propuesta.....	57
3.2.2. Selección del paquete termodinámico para el proceso de simulación.....	58
3.2.3. Esquema propuesto para la simulación de la planta de control de punto de rocío.....	62
3.3. Cuantificación de la cantidad de líquido de gas natural recuperable..	78
3.3.1. Riqueza de la corriente de gas natural .....	78
3.4. Verificación de la formación de hidratos durante el proceso. ....	80

3.4.1. Saturación de la corriente de gas natural con agua.....	80
3.4.2. Temperatura de formación de hidratos. ....	82
3.3. Estudio de factibilidad económico para la planta propuesta.....	83
3.3.1. Estimado de costos. ....	83
3.3.2. Evaluación económica. ....	88
3.4. Determinación del gpm mínimo requerido para que la planta propuestasea rentable. ....	92
3.4.1. Composición del gas de alimentación para el cálculo del gpm mínimo. ....	93
3.4.2. Verificación de parámetros y variables determinantes en el proceso.....	93
3.4.3. Determinación del gpm para cada componente de los líquidos del gas natural.....	94
3.4.4. Verificación de la temperatura de formación de hidratos.....	94
3.4.5. Estudio económico de la planta empleando la nueva composición de alimentación. ....	95
CAPITULO IV.....	98
DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	98
4.1. Descripción de una planta de control de punto de rocío.....	98
4.1.1. Proceso de deshidratación. ....	98
4.1.2. Ciclo de refrigeración. ....	99
4.1.3. Sección de recuperación de líquidos. ....	99
4.2. Determinación de las condiciones de operación de una planta de control de punto de rocío mediante el simulador hysys 3.2. ....	102
4.2.1. Determinación de la cantidad de líquido de gas natural recuperable.....	106
4.2.2. Análisis de formación de hidratos durante el proceso. ....	108
4.3. Realización de estimado de costos y evaluación económica.....	112

4.3.1. Evaluación económica.....	112
4.4. Conclusiones.....	118
4.5. Recomendaciones.....	118
BIBLIOGRAFIA.....	119
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO.....	121

## INDICE DE TABLAS

Tabla 2.1 COMPONENTES DEL GAS NATURAL. <sup>[5]</sup> .....	27
Tabla 3.1. Composición de la corriente de alimentación. <sup>[1]</sup> .....	58
Tabla 3.2. Condiciones de entrada de la corriente de alimentación de la planta propuesta. <sup>[1]</sup> .....	58
Tabla 3.3. Rangos de operación de los métodos termodinámicos.....	60
Tabla 3.4. Densidad de los componentes.....	79
Tabla 3.5. Contenido de agua en la corriente de gas a las condiciones de diseño.....	82
Tabla 3.6 Promedio anual de los índices de costos [14].....	85
Tabla 3.6 Promedio anual de los índices de costos [14]. (Continuación).....	86
Tabla 3.7 costo escalado para la planta de control de punto de rocío.....	87
Tabla 3.8 variación de los precios de productos resultados en el periodo de vida útil. [13] .....	89
Tabla 3.9. Composición del gas natural.....	93
Tabla 4.2. Corriente de salida de la torre LTS. ....	103
Tabla 4.3. Composición del gas de tope.....	104
Tabla 4.4. Composición de la corriente de gas “gas a comprimir” que ingresa al sistema de compresión.....	105
Tabla 4.5. Composición de la corriente de gas “descarga 3” que sale del sistema de compresión.....	106
Tabla 4.7. Composición de la corriente de líquidos del gas natural obtenido en la corriente “C3 <sup>+</sup> ” con GPM=1,6 y GPM=2,9 .....	107
Tabla 4.8. Especificaciones de salida del líquido del gas natural recuperable. .....	108
Tabla 4.9 Costo global de inversión para la planta propuesta. ....	112
Tabla 4.10 Ingresos anuales por concepto de venta de LGN y gas residual.	

.....	114
Tabla 4.11 Costos anuales por compras de gas de alimentación y gas combustible. ....	115
Tabla 4.12 flujos de cajas anuales.....	116
Tabla 4.13 Valor presente neto (VPN) y tasa interna de retorno (TIR) .....	117

## INDICE DE FIGURAS

Figura 2.1. Planta de inyección de gas a alta presión (PIGAP II) [1] .....	26
Figura 3.1 Tamiz molecular .....	65
Figura 3.1.1 Designación de corrientes .....	65
Figura 3.1.2 Parámetros del tamiz .....	66
Figura 3.1.3 Splits del tamiz.....	66
Figura 3.2 Separador bifásico V-100 .....	67
Figura 3.2.1 Designación de corrientes en el separador.....	67
Figura 3.2.2 Selección del tipo de equipo .....	68
Figura. 3.3. Intercambiador de calor gas – gas.....	69
Figura. 3.3.1. Designación de corrientes .....	70
Figura. 3.3.2. Presiones y número de pases del intercambiador .....	70
Figura. 3.3.3. Designación de temperatura a la salida de los tubos.....	70
Figura. 3.4. Refrigeración mecánica. ....	71
Figura 3.4.1. Designación de las corrientes al <i>chiller E-101</i> . ....	71
Figura 3.4.2. Indicación del delta de presión en el equipo. ....	71
Figura. 3.5. Separador de baja temperatura. ....	72
Figura. 3.6. Mezclador de líquidos a estabilizar .....	73
Figura. 3.6.1. Designación de corrientes de entrada al mezclador. ....	73
Figura 3.7. Torre estabilizadora. ....	74
Figura 3.7.1. Diseño de la torre estabilizadora .....	74
Figura. 3.8. Gas de tope a compresión.....	75
Figura. 3.8.2. Parámetros requeridos por el compresor.....	76
Figura. 3.8.1. Designación de corrientes .....	76
Figura. 3.9. Gas a tren de compresión.....	77
Figura. 3.10. Etapas de compresión. ....	77
Figura 3.11 Corriente de líquido natural recuperable.....	78

Figura 3.12- Envolverte de fase de la corriente de alimentación.....	80
Figura 3.13. Temperatura de formación de hidratos según su gravedad específica. Fuente: GPSA, FPS.....	83
Figura 4.1 Diagrama de flujo de proceso de la planta propuesta.....	101
Figura 4.2. Envolverte de fase y curva de formación de hidratos de la corriente de gas saturado. ....	109
Figura 4.3. Envolverte de fase y curva de formación de hidratos para la corriente de gas húmedo. ....	110
Figura 4.4. Envolverte de fase y curva de formación de hidratos para la corriente de gas deshidratado. ....	111
Figura 4.5. Envolverte de fase y curva de formación de hidratos para la corriente de gas de refrigeración .....	111



## RESUMEN

Los líquidos del gas natural o LGN son los productos de mayor interés en el campo de la industria gasífera y petrolera venezolana debido a su poder energético, propiedades y valor comercial, por ende en el procesamiento de estos hidrocarburos se vuelve imprescindible la obtención de la mayor cantidad de líquidos del gas natural. La planta de inyección de gas a alta presión (PIGAP II) maneja un caudal de gas con componentes pertenecientes a los líquidos del gas natural, dichos productos se reinyectan a los pozos perdiendo así una cantidad valiosa de los líquidos antes mencionados, de igual manera se han venido presentando problemas operacionales en los equipos rotatorios de compresión debido al contenido de agua que posee el gas. Con el fin de reducir estos daños operacionales, se realizó un estudio técnico y económico de una planta de control de punto de rocío para extraer LGN y reducir el contenido de agua para entregar a la planta PIGAP II solo gas seco.

La planta de control de punto de rocío fue diseñada para una capacidad de 1500 MMPCSD. Está integrada por un sistema de deshidratación con tamices moleculares para eliminar el contenido de agua, un sistema de refrigeración mecánica previo al separador de baja temperatura en el cual se obtiene una corriente de gas que va al sistema de compresión y los líquidos ingresan al mezclador para luego dirigirse a la torre estabilizadora, de donde se extrae por el tope una corriente que se combina con el flujo de gas proveniente del separador y por el fondo se extraen los líquidos del gas natural. La mezcla de gas formada principalmente por metano se comprime de 1200 psig a 9000 psig de acuerdo a lo requerido por PIGAP II. Finalmente se realizó un estudio económico empleando los parámetros: Tasa interna de

retorno y valor presente neto, en función de los LGN con GPM=1.6 y GPM=2.9. Resultando mayores ingresos para éste último.

# **CAPITULO I**

## **INTRODUCCIÓN**

### **1.1. Planteamiento del problema**

El punto de rocío es un factor relevante para el control de condensados del gas natural cuando es sometido a diferentes condiciones operacionales. Este parámetro determina en gran parte la calidad del gas y es estimado en condiciones relativas a través de las redes de suministro, desde su explotación hasta el destino final. Por lo tanto un control riguroso de la temperatura a la cual se forma condensado del gas natural es de vital importancia para mantener las especificaciones operacionales y comerciales de dicho hidrocarburo.

El control de punto de rocío del gas natural consiste en la disminución de la temperatura del mismo, a presión constante mediante refrigeración mecánica para prevenir la formación de hidratos. Los hidratos son cristales de agua e hidrocarburos gaseosos que se forman a altas presiones y bajas temperaturas, esto puede traer como consecuencia problemas en los compresores y obstrucción en las líneas de flujo.

La planta PIGAP II, ubicada en el Tejero, estado Monagas recibe el gas del sistema de producción de gas asociado del crudo de PDVSA. El gas es recibido a una presión de 1.150 psig y es acondicionado para luego ser comprimido en tres etapas y elevar su presión hasta 9.000 psig y luego ser reinyectado a los pozos. La planta ha venido presentado problemas operacionales debido a que no existe un debido control del punto de rocío; es

decir la deshidratación del gas no es eficaz, debido a que el proceso de deshidratación que emplean con glicol no reduce suficientemente la cantidad de agua como para evitar la formación de hidratos a las condiciones dadas. Por tal razón se realizarán los estudios técnicos de un modelo propuesto de una planta de control de punto rocío para mejorar el proceso de deshidratación del gas natural, recuperando la mayor cantidad de líquidos condensados y evitar la formación de hidratos.

Se evaluará el diseño propuesto de una planta de control de punto de rocío haciendo uso de la herramienta para simulación de procesos HYSYS 3.2. La cual posee procesos entre otros que tiene como principio de funcionamiento un sistema de refrigeración mecánico, deshidratación con glicol y deshidratación secundaria con tamices moleculares.

Se realizará una evaluación técnico-económica para los cuales se harán uso de dos indicadores empleados por PDVSA (tasa interna de retorno y valor presente neto) haciendo un análisis de factibilidad de la planta para un horizonte de 20 años, tasa de descuento del 12%, entre otros factores en función del recobro de hidrocarburos líquidos del gas natural.

## **1.2. Premisas para el diseño de la planta de control de punto de rocío.**

Para el diseño de la planta propuesta fue necesario establecer las premisas y especificaciones que servirán como base para los cálculos a lo largo de todo el proyecto. Estas premisas son las siguientes:

- Las bases de diseño de la planta para condiciones de entrada fueron tomadas de la referencia [1] y son las siguientes:

<b>Presión (psig)</b>	1.200
<b>Temperatura (°F)</b>	120
<b>Capacidad (MMPCSD)</b>	1.500
<b>Gas deshidratado ( lbH<sub>2</sub>O/MMPCS)</b>	5,742

- Las especificaciones del gas de salida de la planta fueron tomadas de la referencia [1] y son las siguientes:

<b>Presión (psig)</b>	9.000
<b>Volumen (MMPCSD)</b>	1.500
<b>Gas deshidratado ( lbH<sub>2</sub>O/MMPCS)</b>	< 0,1

- El gas debe ser deshidratado hasta lograr < 0,1 lbH<sub>2</sub>O/MMPCS
- La relación C<sub>2</sub>/C<sub>3</sub> en la corriente de líquidos del gas natural (LGN) debe ser ≤ 0,02.
- El gas a compresión debe cumplir con: 22,95lb/lbmol>peso molecular≥19,6 lb/lbmol.
- En los equipos asociados al sistema de refrigeración la caída de presión se puede aproximar a 5 psig
- Para el análisis económico se tomaron como base los estudios realizados para plantas similares de acuerdo a la referencia [13] de este proyecto, estas premisas son las siguientes:
  - Paridad cambiaria: 4,30 BsF/\$
  - Tasa de descuento 12%

- Tasa de impuesto sobre la renta (ISLR): 34%
- Vida útil del proyecto: 20 años

Las consideraciones tomadas para calcular los flujos de caja durante la vida útil del proyecto fueron:

- Los productos obtenidos (LGN) y gas residual, serán vendidos y estas ventas corresponden al flujo de ingresos.
- El gas combustible será comprado y estas compras junto a los gastos de operación (los cuales incluyen el mantenimiento y la labor) constituyen los gastos totales de operación.
- La depreciación fue calculada por el método de la línea recta, por un periodo de 20 años.
- La cantidad necesaria de gas combustible corresponde a un 3% del gas residual total.
- El poder calorífico del gas de alimentación (GA), es 1.160 BTU/pie<sup>3</sup>.
- El poder calorífico para el gas residual (GR) y gas combustible (GC), es 1.001 BTU/pie<sup>3</sup>.
- No se realizan inversiones en el tiempo, la única inversión es la inicial.

### **1.3. Objetivos**

#### **1.3.1 objetivo general:**

Estudiar técnica y económicamente una planta para el control de punto de rocío del gas natural propuesta al norte del estado Monagas.

**1.3.2. Objetivos específicos:**

1. Describir una planta de control de punto de rocío, basado en una propuesta ya existente.
2. Determinar las condiciones de operación de la planta de control de punto de rocío mediante el uso del simulador HYSYS 3.2.
3. Realizar un estudio económico de factibilidad de la planta de control de punto de rocío en función de los líquidos condensables del gas natural mediante el uso de indicadores económicos empleados por PDVSA (tasa interna de retorno y valor presente neto).

## CAPITULO II

### MARCO TEÓRICO

#### 2.1 Antecedentes:

**Enero 2010, Peña H. [1]**, realizó una evaluación técnica de una planta de control de punto de rocío propuesta al norte del estado Monagas. Presentó un sistema de deshidratación con tamices moleculares con especificación  $< 0,1 \text{ LbH}_2\text{O/MMPCN}$  y La cantidad de líquido que se recuperó fue de 18.182 Bbls/d, valores para los cuales no hubo formación de hidratos. Determinó que la temperatura de formación de hidratos para el gas saturado en agua es de 66°F, para el gas a ciclo de refrigeración de 66 °F y el gas deshidratado presentó una temperatura de formación de hidratos de 32,5 °F.

**Enero 2008, Barreto G. y Ortiz F. [2]**, 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.

**Enero 2008, Maita G. [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  $0.15 \text{ gal/ pie}^3$ .



**Enero 2006, Rivera J. [4]**, realizó un estudio de las variables críticas de proceso en la planta de inyección de gas a alta presión PIGAP II y comparó los resultados obtenidos de la simulación con los de diseños y actuales apreciando la diferencia en las variables críticas de los sistemas de regeneración, compresión, acondicionamiento de gas de alta y estabilización de condensado, para lo cual concluyó que deben instalarse transmisores de temperatura y flujo en algunas áreas y realizar mantenimiento en los equipos para optimizar el proceso.

## **2.2. Bases teóricas.**

### **2.2.1. 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 PIGAP II (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. Esta planta (PIGAP II) tiene por objeto inyectar gas para recuperación secundaria de crudo entre 35 - 40° API en el área Pirital. 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/Pirital. 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 (PIGAP II) [1]**

### **2.2.2. 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>[5]</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.<sup>[5]</sup>

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.<sup>[5]</sup>

**Tabla 2.1 COMPONENTES DEL GAS NATURAL.** <sup>[5]</sup>

Componente	Fórmula 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

**Tabla 2.1 COMPONENTES DEL GAS NATURAL. (CONTINUACIÓN) <sup>[5]</sup>**

Componente	Formula Química	Estado	Variación del (%) molar
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
Agua	H <sub>2</sub> O	Gas y/o líquido	0,20 – 40,00

#### **2.2.4. 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%.<sup>[5]</sup>

#### **2.2.5. 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. [2]

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.

#### **2.2.6. 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. <sup>[6]</sup>

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.

### **2.2.7. 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.<sup>[6]</sup>

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.<sup>[6]</sup>

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.

### 2.2.8. 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.<sup>[5]</sup>

### 2.2.9. 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>[6]</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.<sup>[6]</sup>

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;. Las principales características de las zeolitas son las siguientes:

**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.

**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.<sup>[6]</sup>

#### **2.2.10. 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 sílica 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 el 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 aguas abajo.<sup>[6]</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.<sup>[6]</sup>

### **2.2.11. 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.<sup>[6]</sup>

### **2.2.12. Características del tamiz molecular.**

- ✓ 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 y Requiere temperaturas más altas para la regeneración.
- ✓ La opción para la deshidratación antes de los procesos criogénicos.

✓ Excelente para el retiro de  $H_2S$ ,  $CO_2$ , deshidratación de alta temperatura, los líquidos pesados de hidrocarburos y el retiro altamente selectivo.

✓ Más costoso que el gel y la alúmina de sílica, pero para la deshidratación entre las ofertas la mejor.<sup>[6]</sup>

### **2.2.13. 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>[6]</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.<sup>[6]</sup>

#### **2.2.14. 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>[7]</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.<sup>[7]</sup>

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.<sup>[7]</sup>

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.<sup>[7]</sup>

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.

### **2.2.15 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.<sup>[7]</sup>

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.<sup>[7]</sup>

#### **2.2.16. Control de 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 opresión 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.<sup>[8]</sup>

### **2.2.16.1. Separación a baja temperatura (Its)**

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.

### **2.2.16.2. 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>[5]</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 previsiones para evitar la formación de hidratos, bien sea por medio de deshidratación o por inyección de glicol.<sup>[5]</sup>

#### **2.2.16.3. 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.

#### **2.2.16.4. Proceso de recuperación de LGN.**

La recuperación de líquidos del gas natural se obtiene mediante cambio en las condiciones del gas. De esta manera, al producirse cambios en el equilibrio de los componentes del gas natural se pueden lograr que algunos

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

**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.  
[4]

**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.  
[5]

**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).  
[7]

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.<sup>[7]</sup>

### **2.2.17. 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.

### 2.2.17.1. 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.<sup>[4]</sup>

## **2.2.18. Parámetros económicos.**

### **2.2.18.1. Tasa interna de retorno.**

La tasa interna de retorno o tasa interna de rentabilidad (TIR) de una

inversión, está definida como la tasa de interés con la cual el valor actual neto o valor presente neto (VAN o VPN) es igual a cero. El VAN o VPN es calculado a partir del flujo de caja anual, trasladando todas las cantidades futuras al presente. Es un indicador de la rentabilidad de un proyecto, a mayor TIR, mayor rentabilidad.

Se utiliza para decidir sobre la aceptación o rechazo de un proyecto de inversión. Para ello, la TIR se compara con una tasa mínima o tasa de corte, el coste de oportunidad de la inversión (si la inversión no tiene riesgo, el costo de oportunidad utilizado para comparar la TIR será la tasa de rentabilidad libre de riesgo). Si la tasa de rendimiento del proyecto expresada por la TIR- supera la tasa de corte, se acepta la inversión; en caso contrario, se rechaza.

#### **2.2.18.2. Valor presente neto.**

Valor Presente Neto es la diferencia del valor actual de la Inversión menos el valor actual de la recuperación de fondos de manera que, aplicando una tasa que corporativamente consideremos como la mínima aceptable para la aprobación de un proyecto de inversión, pueda determinarnos, además, el Índice de conveniencia de dicho proyecto. Este Índice no es sino el factor que resulta al dividir el Valor actual de la recuperación de fondos entre el valor actual de la Inversión; de esta forma, en una empresa, donde se establece un parámetro de rendimiento de la inversión al aplicar el factor establecido a la Inversión y a las entradas de fondos, se obtiene por diferencial el valor actual neto, que si es positivo indica que la tasa interna de rendimiento excede el mínimo requerido, y si es negativo señala que la tasa de rendimiento es menor de lo requerido y, por tanto, está sujeto a rechazo.



### **2.2.19. Estudios económicos de la factibilidad de instalación de planta.**

Se describe el flujo de actividades para la ejecución de proyectos e identificar los actores que intervienen y los roles que desempeñan en cada actividad; además, define la estructura de los productos (documentos) a generar en cada fase. Se centra en las fases de análisis y diseño de proyectos para ejecutar y no detalla las fases correspondientes al desarrollo o construcción y transición de la solución.

#### **2.2.19.1. Fase 1: inicio (visualización).**

Su objetivo principal es establecer los objetivos para el ciclo de vida del proyecto. Sus entradas se basan en las necesidades y/o requerimientos del cliente. En esta fase la participación del cliente es necesaria por lo que es considerado como parte del equipo de proyecto. Durante esta fase se especifica el caso de negocio, generando como salida los siguientes productos:

- Documento de Inicio: incluye el planteamiento del problema, tipos de solución, visualización inicial del proyecto, catálogo de requisitos generales, alcance, equipo y cronograma de trabajo, consideraciones técnicas y limitaciones.
- Documento de Factibilidad Técnica: se desarrolla en caso de no existir en el catálogo de servicios. Consiste en el estudio detallado de la factibilidad tecnológica para satisfacer las necesidades del cliente.

### **2.2.19.2. Fase 2: preparación (conceptualización + definición).**

Permite plantear la arquitectura de la solución, que no es más que el conjunto de especificaciones detalladas en los productos que se generan en esta fase. Los insumos de esta fase se obtienen principalmente del levantamiento de información de los requerimientos del cliente. Las salidas corresponden a los siguientes documentos:

- Documento de Especificación para el Cliente (I): captura los requisitos (de información, funcionales, no funcionales) a través de levantamientos de información formales (investigación, entrevistas orales y escritas, mesas de trabajo, etc.). La información obtenida se representa a través de: el diagrama de procesos de negocio, el diagrama de actividades, el catálogo de requisitos priorizado, consideraciones de tecnología y el prototipo interfaz preliminar.

- Documento de Solución: es un estudio técnico-económico detallado de las posibles opciones de solución, considerando la visión estratégica de la plataforma PDVSA (arquitectura basada en servicios, aprovechamiento de la plataforma, cultura del dato, herramientas transversales, actualización tecnológica, entre otros). Por cada opción de solución propuesta, se realiza una descripción (consideraciones preliminares, antecedentes, alcance de la solución, matriz de evaluación, estándares, políticas y lineamientos) que incluye un análisis costo beneficio clase V, cronograma de actividades, arquitectura de hardware y software.

- Documento de Especificaciones de Construcción: detalla todas las especificaciones técnicas en materia de arquitectura y plataforma necesarias para la construcción de la solución. En esta sección se muestran aspectos como: lenguajes de programación, manejadores de base de datos,

servidores, arquitectura, sistema operativo, etc.

- Documento de Especificaciones para el Desarrollador: dirigido a los desarrolladores de la solución. Contiene diagramas de clases, de secuencias y diseño de la arquitectura.

- Documento de Plan de Pruebas de Aceptación: diseño y documentación del plan de pruebas que ejecutará el cliente durante la Fase de Transición para la posterior aceptación de la solución.

### 2.19.3 Cálculo de los flujos de caja anuales.

#### 2.19.3.1 Flujo de ingresos.

Los ingresos se determinan en base al valor de las ventas del LGN, en caso de que no se dispongan de precios para este producto como tal, se calcula en función de sus componentes principales. Para determinar el ingreso por ventas se tiene:

$$I_e = \text{Volumen producido} \cdot \text{precio en el mercado} \cdot 365 \text{ días} \quad (\text{Ecuación 2.1})$$

Los ingresos por gas residual se calcula de la siguiente manera:

$$I_{GR} = \text{Volumen producido} \cdot \text{Precio en el mercado} \cdot \text{Poder calorífico} \cdot 365 \quad (\text{Ecuación 2.2})$$

#### 2.19.3.2 Flujo de egresos.

El flujo de egresos esta compuesto por todas las salidas liquidas que se requieren para la ejecución del proyecto y se calcula a través de la siguiente ecuación:

$$FE = GTO + ISRL + CTI \quad (\text{Ecuación 2.3})$$

Donde:

FE: flujo de egresos.

GTO: gastos de operación.

ISRL: impuesto sobre la renta.

CTI: costos de inversión.

#### **2.19.3.3. Costos de mantenimiento.**

Estos costos representan del 3 al 5% de la inversión inicial del proyecto. Para este estudio se debe considerar los máximos costos por concepto de mantenimiento que se prevé en la planta.

#### **2.19.3.4. Costos por compra de gas combustible.**

Estos gastos totales resultan de los gastos por compra de gas combustible y gastos de operación. Y constituyen los gastos totales de operación (GTO) del proyecto.

#### **2.19.3.5. Depreciación. (D)**

Este valor se calcula por el método de la línea recta, para el cual se divide el valor de la inversión total obtenida entre la cantidad de años establecidos como tiempo de vida útil.

### 2.19.3.6. Ganancia operacional o ganancia antes de ISLR (GO).

Es la ganancia que se obtiene antes de que sea cancelada la tasa correspondiente al impuesto sobre la renta; está compuesta por los ingresos que son percibidos menos los gastos totales de operación y la depreciación, que se expresa de la siguiente manera:

$$GO = FI - GTO - D \quad (\text{Ecuación 2.4})$$

Donde:

GO: ganancia operacional.

FI: flujos de ingresos.

GTO: gastos de operación.

D: depreciación.

### 2.19.3.7. Impuesto sobre la renta (ISLR).

Esta es una tasa fija porcentual y se calcula sobre la ganancia operacional a lo largo de la vida útil del proyecto.

$$ISLR = \text{tasa} \times GO \quad (\text{Ecuación 2.5})$$

Una vez realizado el cálculo de todos los componentes el flujo de egresos se calculó utilizando la ecuación 2.3. Así mismo se procede a calcular el flujo de caja para el primer año de vida útil de la siguiente manera:

$$\text{Flujo de caja} = \text{flujo de ingresos} - \text{flujo egresos} \quad (\text{Ecuación 2.6})$$

### 2.19.3.8. Indicadores económicos.

Tomando como datos los valores de los flujos de caja reportados, se procede a calcular el valor presente neto y la tasa interna de retorno de la siguiente manera:

$$VPN = -P + A \cdot \frac{(1+i)^n - 1}{i(1+i)} \quad (\text{Ecuación 2.7})$$

Donde:

P= inversión de capital.

A= anualidades.

n= anualidades.

i= 12%

la tasa interna de retorno puede ser calculada por el método de la anualidad equivalente empleando la siguiente ecuación:

$$A. \text{equiv.} = -P \cdot \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} + Vs. \frac{i}{(1+i)^n - 1} + A \quad (\text{Ecuación 2.8})$$

Donde:

P= inversión de capital.

A= anualidades.

n= anualidades.

TD= tasa mínima de retorno 12%

## **CAPITULO III**

### **METODOLOGÍA**

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

La planta de control de punto de rocío del gas natural propuesta, se dividió en tres secciones: proceso de deshidratación, ciclo de refrigeración y recuperación de líquidos. Para ello de igual manera se determinaron las variables que intervienen en el proceso. Todo esto sujeto a la corriente de gas que ingresa a la planta diseñada y basado en una cromatografía realizada al gas de entrada en PIGAP II el cual es deshidratado con trietilenglicol (según referencia <sup>[1]</sup>).

##### **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.

##### **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 equipo

## **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 fue necesario realizar varias premisas. Entre ellas 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. En la tabla 3.1 se muestra la composición de la corriente de entrada a la planta empleada para el desarrollo de este estudio. (Según referencia <sup>[1]</sup>).

Otra premisa importante para el desarrollo de la planta propuesta fue conocer la cantidad de agua presente en el gas, el cual presentó 5.742 lb H<sub>2</sub>O/MMPCN de gas. De la misma manera se establecieron las condiciones de diseño y/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. Esto permitió establecer las condiciones de partida de la planta propuesta. Estas condiciones se pueden apreciar en la tabla 3.2

**Tabla 3.1. Composición de la corriente de alimentación. <sup>[1]</sup>**

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

**Tabla 3.2. Condiciones de entrada de la corriente de alimentación de la planta propuesta. <sup>[1]</sup>**

Presión (psig)	1.200
Temperatura (°F)	120
Volumen (MMPCS)	1.500

La planta PIGAP II comprime hasta un máximo de 9.000 psig para 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 la simulación de la planta propuesta en HYSYS 3.2 fue necesaria la selección de un paquete termodinámico el cual incluye las ecuaciones de cálculos que empleará el simulador para la resolución de variables presentes

en el proceso. La selección del paquete termodinámico apropiado representa un paso importante y necesario en el diseño del proceso ya que de ello depende en gran parte un buen resultado. 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  $H_2$  en su composición y posee pequeñas cantidades de  $C_4$  y fracciones del pseudo-componente  $C_{5+}$ , 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 paquetes termodinámicos más empleados por el simulador HYSYS PLANT para la estimación del comportamiento de las propiedades termodinámicas en los sistemas de procesamiento de gas, ellos arrojan buenos resultados para aplicaciones como mezclas multicomponentes, mezclas de hidrocarburos, hidrocarburos livianos y a la mayoría de los compuestos puros. Para la selección del paquete termodinámico en el simulador HYSYS PLANT, 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.

### **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:

$$P = \frac{R.T}{V-b} - \frac{a}{V(V-b) + b(V-b)} \quad (\text{Ecuación. 3.1})$$

Donde:

$V$ = Volumen del sistema ( $\text{ft}^3$ ).

$P$ = Presión del sistema (psia).

$T$ = Temperatura del sistema ( $^{\circ}\text{R}$ ).

$R$ = Constante universal de los gases  $\frac{\text{ft}^3 \text{psia}}{\text{lbmol } ^{\circ}\text{R}}$

$a, b$ = 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.

- 1.1. Plantas de ajuste de punto de rocío (LTS)
- 1.2. Turboexpansores
- 1.3. Plantas de absorción refrigerada
- 1.4. Columnas de destilación (demetanizadoras, deetanizadoras, depropanizadoras, estabilizadoras de gasolina).

## **2. Plantas de refinería.**

- 2.1. Columnas atmosféricas, vacío.
- 2.2. Columnas de fraccionamiento.
- 2.3. Procesos de refinería con presencia de hidrógeno.

## **3. Endulzamiento de gas con glicoles (TEG).**

3.1. Simulación de la planta. Predicción de las condiciones de operación.

3.2. 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  $H_2S$ ,  $CO_2$  y  $NH_3$  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 Monagas, 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/MMPCS, 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. Con el fin de determinar las condiciones de entrada de la planta propuesta, se realizó una previa simulación de la sección de TEG de PIGAP II. En la torre absorbidora se realizó una previa deshidratación del gas, obteniendo por el tope un gas húmedo a condiciones de 117°F y 1215 psia con un contenido de agua de

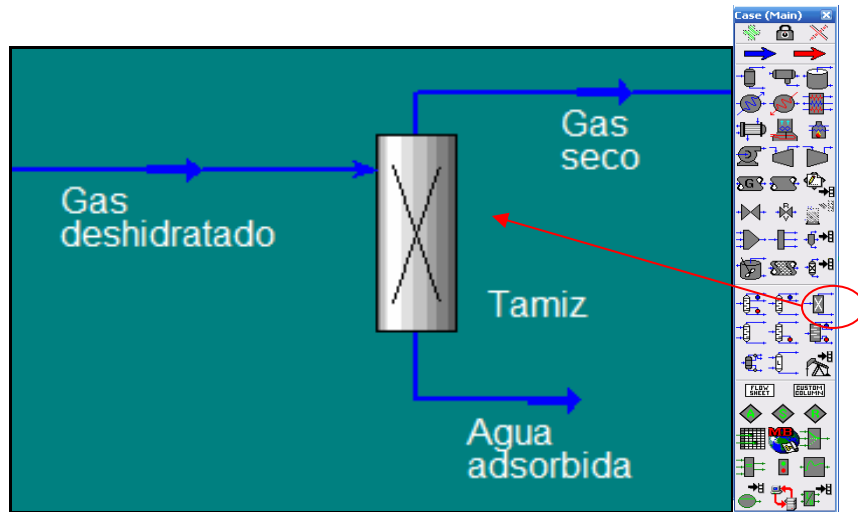
5492,7 lb/h e ingresa a la torre contactora y se pone en contacto en contracorriente con el trietilenglicol (TEG). El TEG rico en agua sale por el fondo de la torre y se dirige a la sección de regeneración a condiciones de 119,2°F y 1215 psia con un contenido de agua removido de 8669,3 lb/h mientras que el gas seco sale por el tope de la torre contactora con un contenido de agua de 358,48 lb/h o 5,742 lbH<sub>2</sub>O/MMSCF.

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, 1.200 psig y 120°F. El rango de deshidratación con TEG oscila entre 5 y 7 lb H<sub>2</sub>O/MMPCS de gas. La planta propuesta trabajó con 5,742 lbH<sub>2</sub>O/MMSCF.

Se planteo el siguiente proceso para la deshidratación del gas en la planta propuesta, empleando la herramienta HYSYS 3.2:

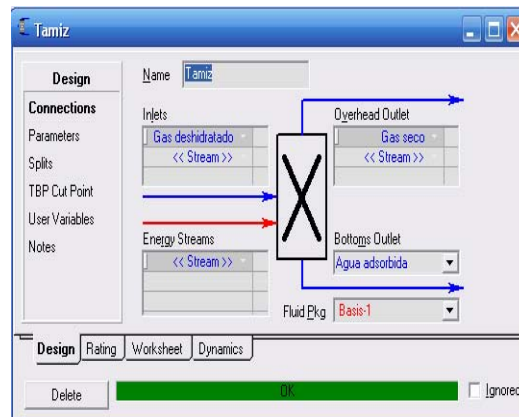
1. La alimentación a la planta propuesta proviene del tren de extracción de líquidos y deshidratación de PIGAP II. Esta corriente fue denominada *gas deshidratado* e ingresa al proceso con un contenido de agua de 5,742 lbH<sub>2</sub>O/MMPSCF. Se hizo pasar en primera instancia por un tamiz molecular para reducir el contenido de agua antes de ingresar al siguiente equipo. Para esta etapa del proceso se tomó de la paleta de componentes de HYSYS 3.2 un *Splits*, el cual fue denominado *tamiz* tal cual como se muestra en la figura 3.1. Seguidamente para que el equipo converja se deben introducir las variables principales. En la figura 3.1.1 se ilustra la ventana que se visualiza



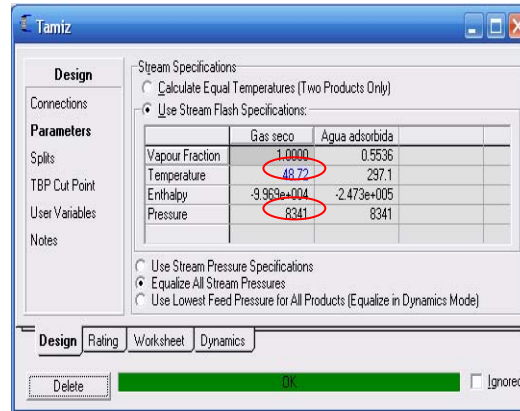


**Figura 3.1 Tamiz molecular**

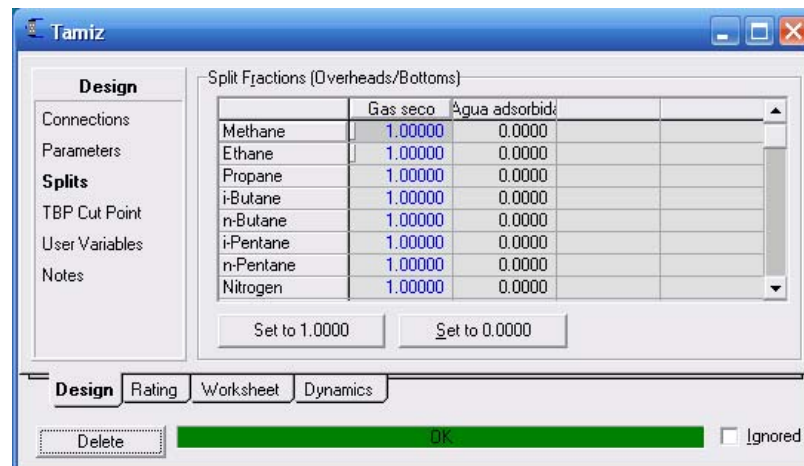
cuando se selecciona el equipo donde se introducen los nombres de las corrientes de entrada y salida del equipo, posteriormente se introducen los valores de presión y temperatura del equipo tal como se observa en la figura 3.1.2. Luego se debe indicar al simulador las fracciones de vapor y liquido que se desean obtener de cada componente en la separación (Splits) en una ventana que se ilustra en la figura 3.1.3.



**Figura 3.1.1 Designación de corrientes**



**Figura 3.1.2 Parámetros del tamiz**



**Figura 3.1.3 Splits del tamiz**

2. La corriente de tope del tamiz denominada *gas seco* sale con un contenido de agua de 0.05168 lbH<sub>2</sub>O/MMSCF y se dirige al separador bifásico V-100 para retirar los posibles líquidos que puedan condensar. (figura 3.2)

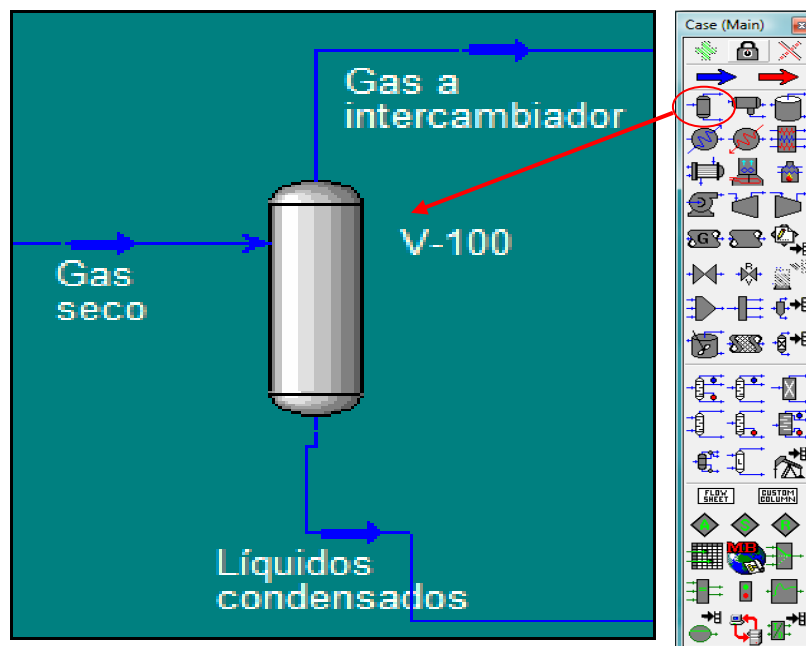


Figura 3.2 Separador bifásico V-100

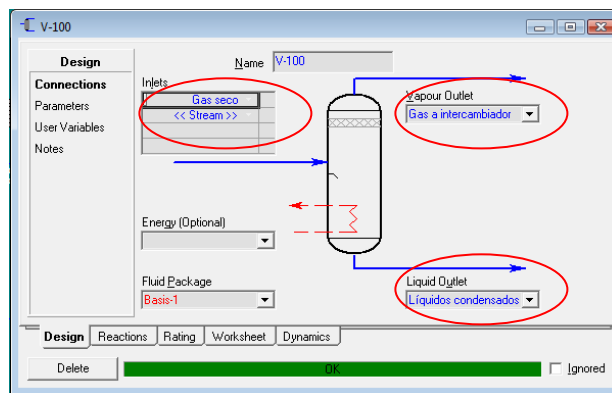
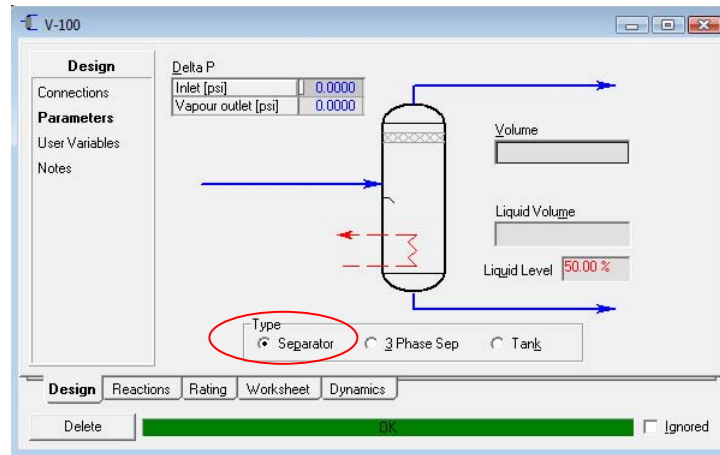


Figura 3.2.1 Designación de corrientes en el separador

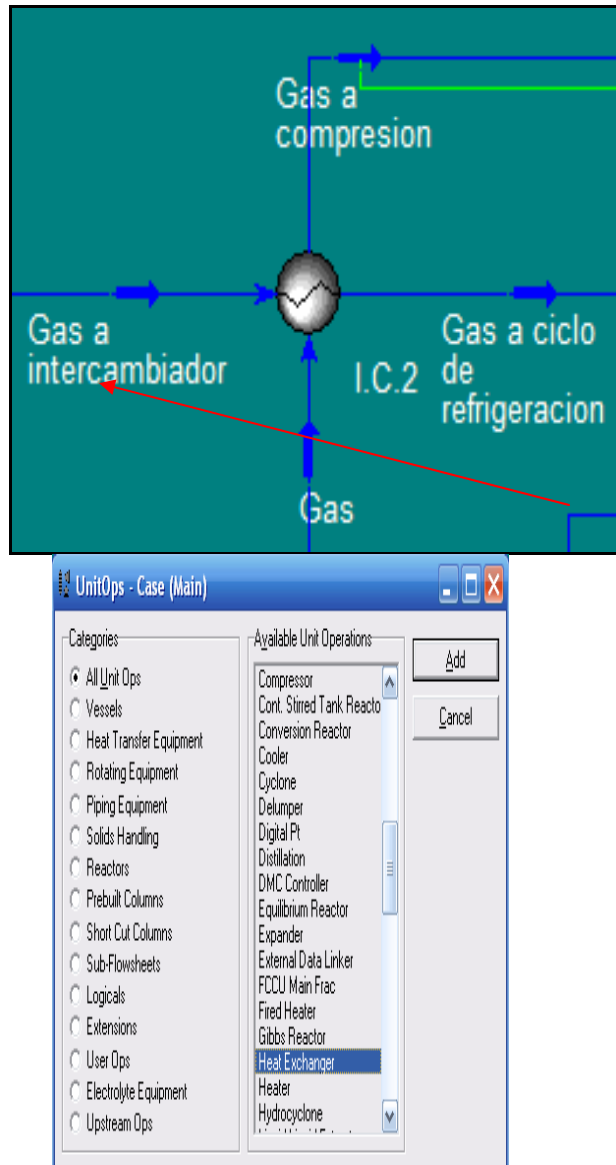


**Figura 3.2.2 Selección del tipo de equipo**

En primer lugar se selecciona de la paleta de componentes el equipo que servirá como separador bifásico tal como se ilustra en la figura 3.2. Posteriormente se indica al equipo la alimentación del mismo, la cual será la proveniente del flujo de tope del tamiz aguas arriba del proceso. Se le designan los nombres correspondientes de las corrientes de salidas del tope del equipo, como *gas a intercambiador* y de fondo *líquidos condensados*, tal como se muestra en la figura 3.2.1.

La figura 3.2.2 ilustra la selección del tipo de equipo, el cual será utilizado como un separador; haciendo clic en el chulito *separator*.

3. 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. Para la selección de este equipo se tomo del menú de unidades del simulador un intercambiador de tubo y coraza tal como se muestra en la figura 3.3.



**Figura. 3.3. Intercambiador de calor gas – gas.**

Seguidamente se deben asignar el nombre de las corrientes de entrada y salida por los tubos y la coraza así como se ilustra en la figura 3.3.1. Una vez realizado este paso se debe indicar al simulador las pérdidas de presión en los tubos y la coraza y el número de pases respectivos así como se presenta en la figura 3.3.2. Seguidamente se debe suministrar la temperatura

de salida de los tubos ya que la corriente de entrada proviene aguas arriba del proceso y posee una temperatura preestablecida así como se ilustra en la figura 3.3.3.

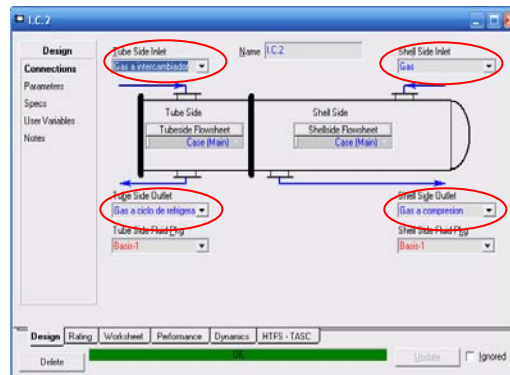


Figura. 3.3.1. Designación de corrientes

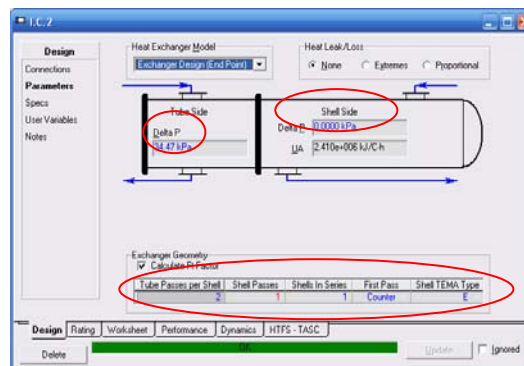


Figura. 3.3.2. Presiones y número de pases del intercambiador

Name	Gas a intercal	Gas a ciclo de r	Gas	Gas a compres
Vapour	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature [C]	48.72	26.67	14.33	5.493
Pressure [kPa]	8341	8306	8306	8306
Molar Flow [kgmole/h]	7.482e+004	7.482e+004	7.139e+004	7.139e+004
Mass Flow [kg/h]	1.582e+006	1.582e+006	1.429e+006	1.429e+006
Std Ideal Gas Vol Flow [m <sup>3</sup> /h]	4342	4342	4088	4088
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-9.965e+004	-1.019e+005	-1.021e+005	-1.008e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	151.2	141.0	137.7	142.8
Heat Flow [kJ/h]	-7.439e+009	-7.536e+009	-7.291e+009	-7.153e+009

Figura. 3.3.3. Designación de temperatura a la salida de los tubos

4. 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 la recibe el propano refrigerante. La corriente gas a ciclo de refrigeración entra al chiller E-101 a una temperatura de 80°F (figura 3.4).

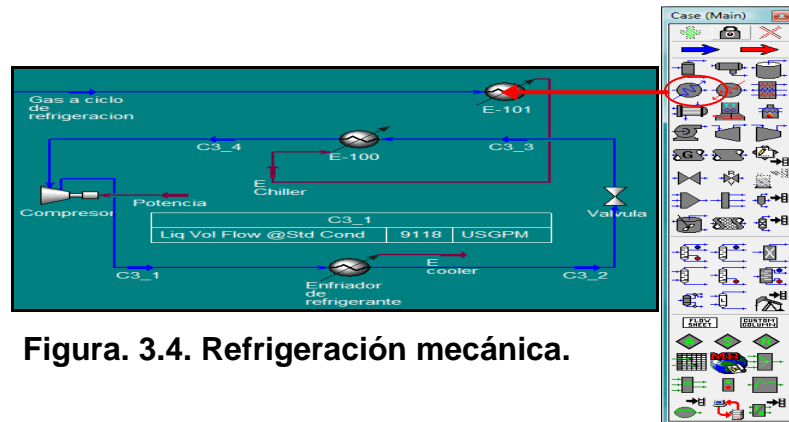


Figura. 3.4. Refrigeración mecánica.

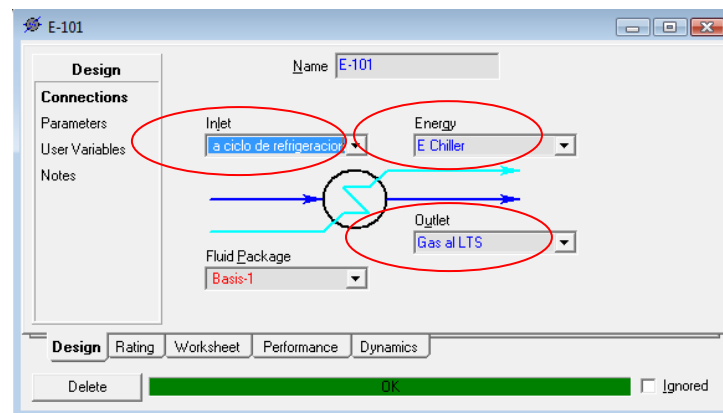


Figura 3.4.1. Designación de las corrientes al chiller E-101.

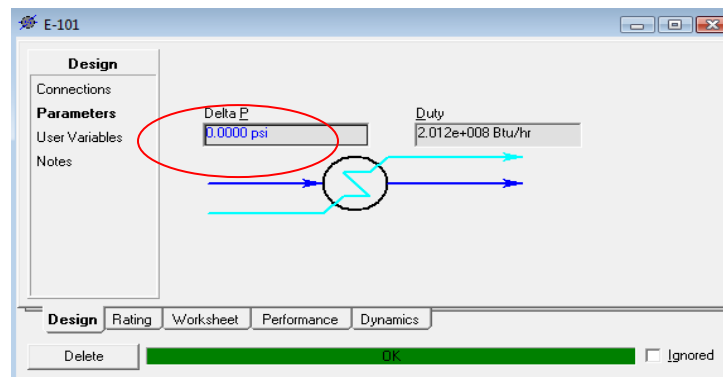
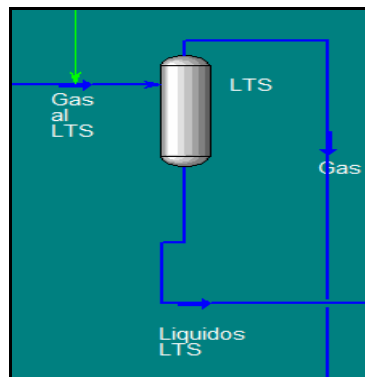


Figura 3.4.2. Indicación del delta de presión en el equipo.

Tomando de la paleta de componentes tal como ilustra la figura 3.4 el intercambiador de calor, y suministrando al mismo la corriente de alimentación proveniente del *intercambiador gas a gas I.C.2*. De igual manera se nombran tanto el flujo de salida del equipo *gas al lts* y el flujo de energía *E chiller* saliente del *chiller E-101* que será suministrado al *chiller E-100*, según la figura 3.4.1. En la ventana de parámetros del simulador indicamos el valor del delta de presión, tal como se muestra en la figura 3.4.2. Los equipos *E-100* y *enfriador de refrigerante* en el ciclo de refrigeración mecánica, cumplen con el mismo proceso de diseño del equipo *chiller E-101*.

5. La corriente de salida del chiller E-101 llamada *gas al LTS* sale con una temperatura de 6,198 °F y entra en el separador de baja temperatura. Para el diseño de este equipo se procedió de la misma manera que en el caso del separador V-100 (figura 3.2.)

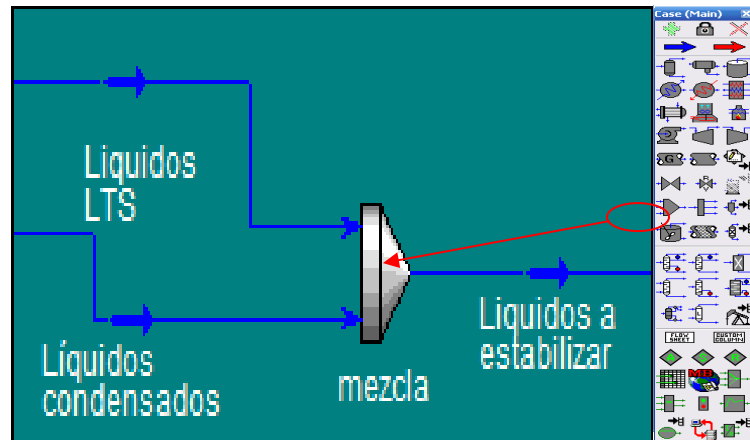


**Figura. 3.5. Separador de baja temperatura.**

6. 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 3.2). Para el diseño del mezclador se toma de la

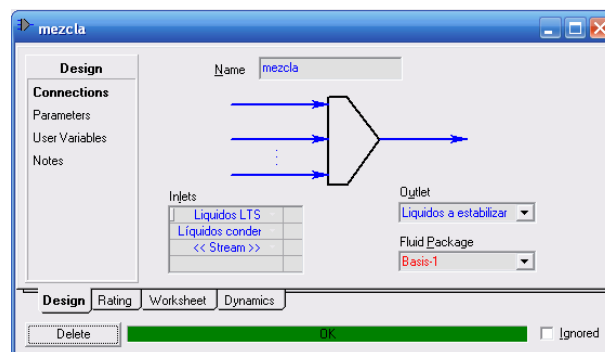


paleta de componentes el equipo requerido tal cual como se muestra en la figura 3.6



**Figura. 3.6. Mezclador de líquidos a estabilizar.**

De manera sucesiva se debe indicar al simulador las corrientes de entrada al equipo así como se muestra en la figura 3.6.1. y éste automáticamente determina los parámetros de salida.



**Figura. 3.6.1. Designación de corrientes de entrada al mezclador.**

7. Los líquidos a estabilizar entran a la válvula V-100 para reducir la presión, la corriente de salida de la válvula V-100 llamada Líquidos a torre entran a la estabilizadora debido a que 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 3.7).

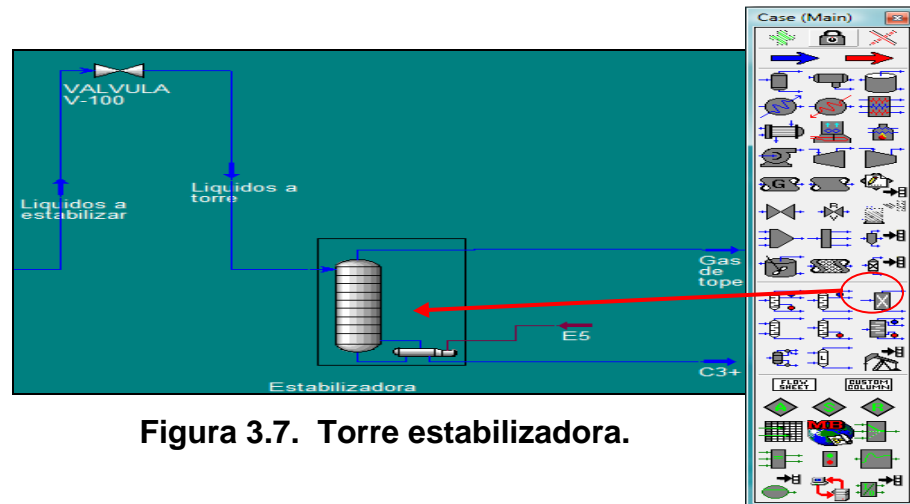


Figura 3.7. Torre estabilizadora.

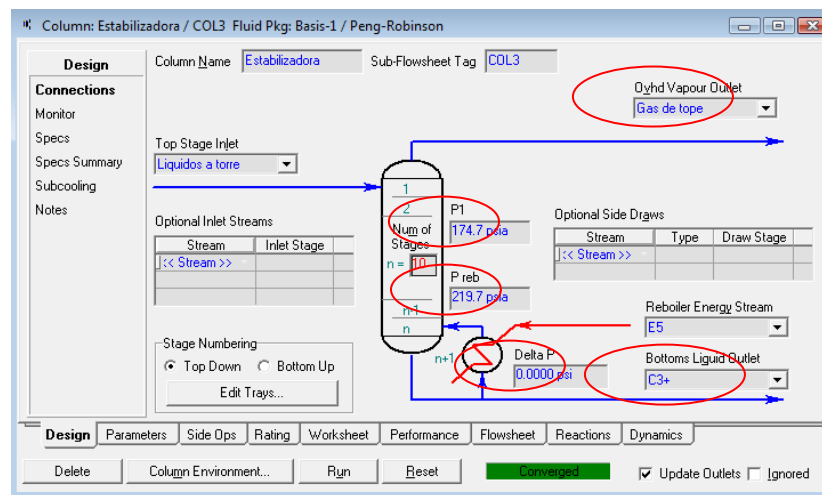


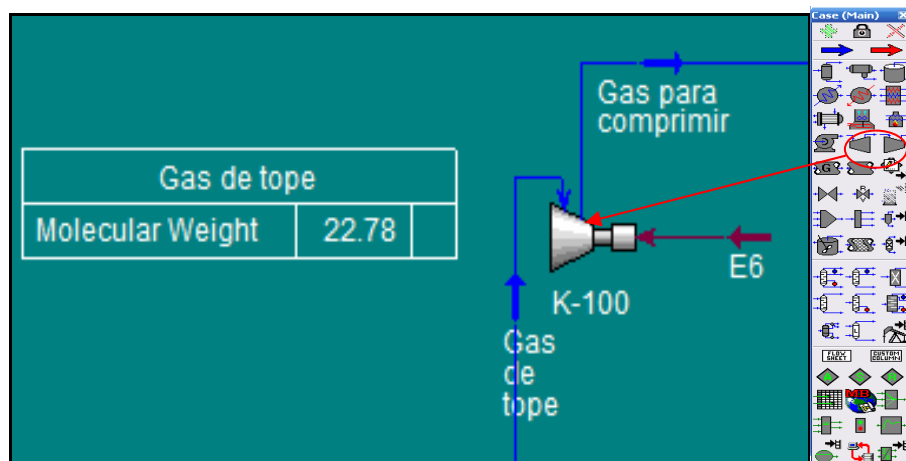
Figura 3.7.1. Diseño de la torre estabilizadora

De la paleta de componentes se selecciona al equipo *reboiled absorber*, como ilustra la figura 3.7 para el dimensionamiento correspondiente de la torre estabilizadora, asignando los debidos nombres a las corrientes de tope y fondo como *gas de tope* y  $C3^+$  respectivamente. Se debe indicar las características necesarias para su buen funcionamiento en la simulación como la presión de tope  $P1$  y presión de fondo  $P reb$ . De la misma manera

se debe suministrar la caída de presión  $\Delta P$  que exista en tal caso en el *rehervidor* de la torre estabilizadora.

8. 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.

9. La corriente llamada *gas de tope* es una corriente de metano, etano y propano en pequeñas cantidades con un peso molecular mayor a 19,6 lb/lbmol. Esta corriente pasa a un proceso de compresión posterior. En esta etapa del proceso se selecciona de la paleta de componentes el equipo requerido tal como se muestra en la figura 3.8



**Figura. 3.8. Gas de tope a compresión.**

Sucesivamente se debe suministrar al simulador el nombre de las corrientes de entrada y salida al compresor y la energía requerida así como se ilustra en la figura 3.8.1. De la misma manera se debe indicar el trabajo requerido por el compresor y la modalidad de operación del mismo (reciprocante o centrífugo) así como se muestra en la figura 3.8.2.

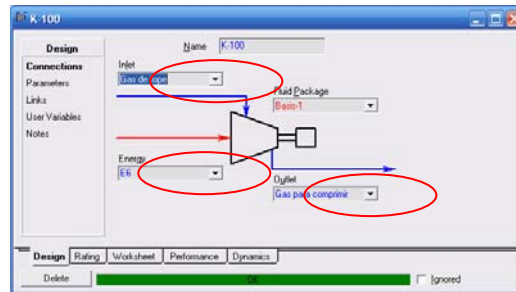


Figura. 3.8.2. Parámetros requeridos por el compresor

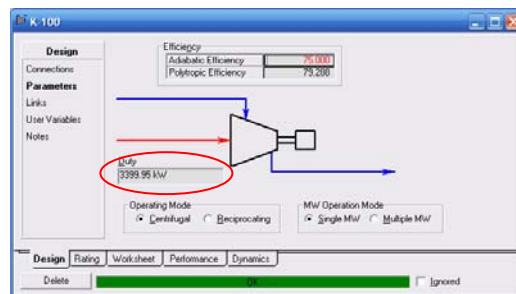
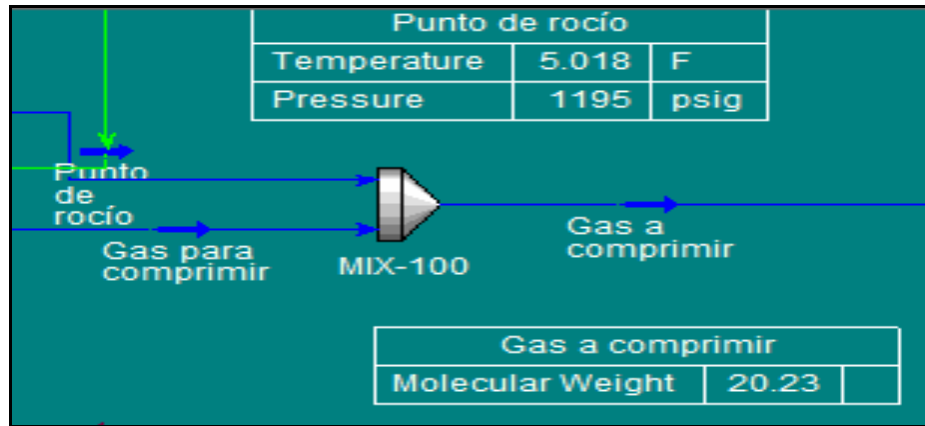


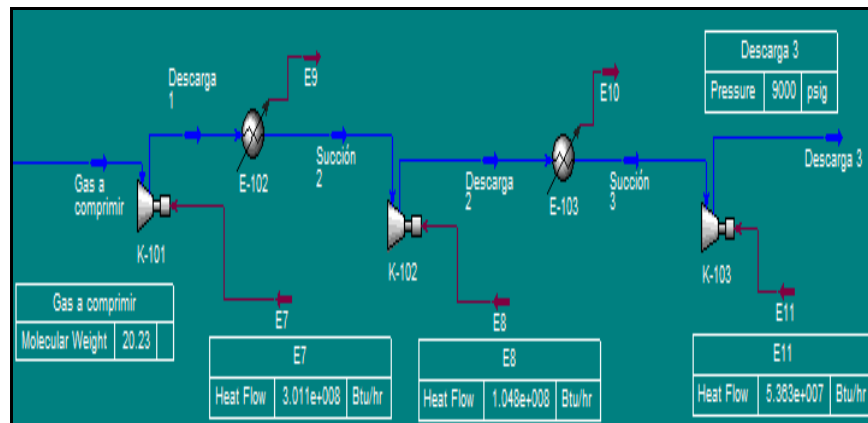
Figura. 3.8.1. Designación de corrientes

10. 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 3.9). Para el diseño de este equipo se procede de la misma manera que en el caso del mezclador anterior (Figura 3.6)



**Figura. 3.9. Gas a tren de compresión.**

11. 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 3.10). En el sistema de compresión se diseñan los tres compresores tal como se realizó en el caso anterior (Figura 3.8)



**Figura. 3.10. 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 3.5). Luego, se cuantificó el total recuperable a la salida de la torre estabilizadora (Figura 3.11). 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.  $\geq$

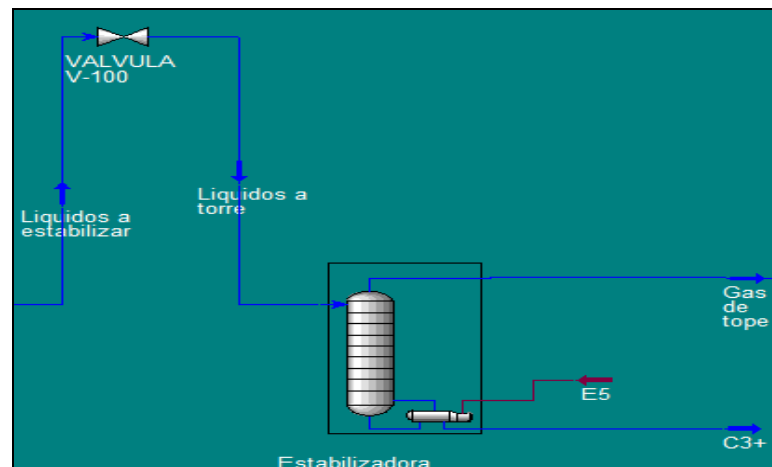


Figura 3.11 Corriente de líquido natural recuperable.

#### 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 3.12 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

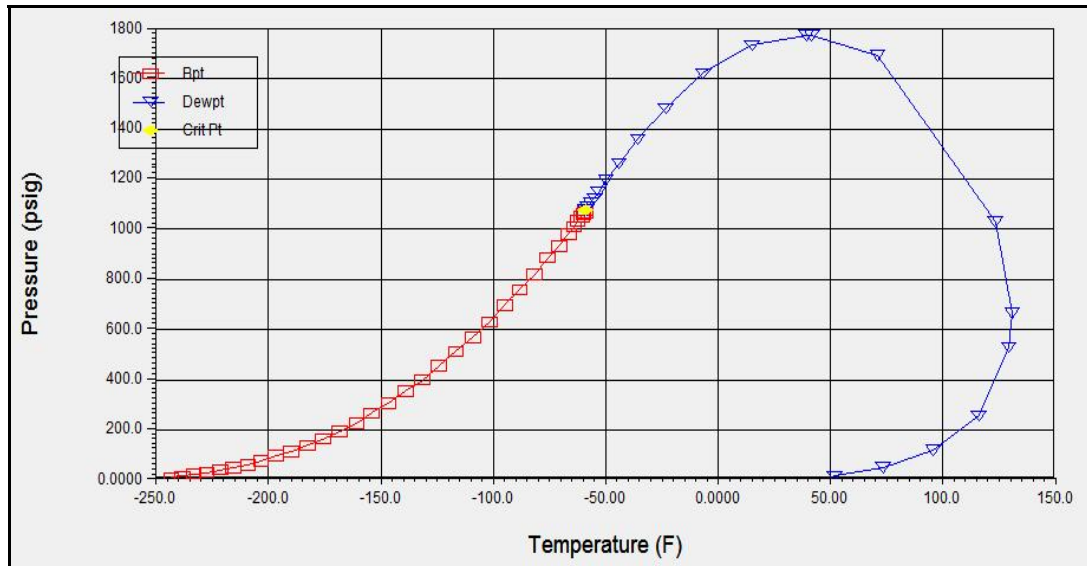
componente, mostrada en la tabla 3.4.

**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

$$GPM = \sum \frac{x_i \cdot P_i}{379.565 \frac{\text{pie}^3}{\text{lbmol}}} \cdot 1000$$

(Ecuación 3.2)



**Figura 3.12- 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 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 contenido de agua en el gas que abandona la torre despojadora del sistema con TEG se toma del reporte de simulación (apéndice A.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).

Por la correlación de R. Bukacek para calcular el contenido de agua en el gas entrando con la temperatura de 120 °F se conocen las constantes A y B de dicha correlación:

$$W = \frac{A}{P} + B \quad (\text{Ecuación 3.3})$$

En donde;

W= Contenido de agua en los hidrocarburos.

A y B= Constantes

P= Presión de alimentación.(psig)

Los valores de A y B se obtuvieron a partir del apéndice C.1, A= 80400 y B= 25,7 y a la presión de 1200, se calcula el contenido de agua sin CO<sub>2</sub>

$$W = \frac{80400}{1200} + 25,7 = 92,7 \frac{\text{lb}}{\text{MMPCN}}$$

En el apéndice C.2, se muestra la grafica del contenido de agua con CO<sub>2</sub> a condiciones de operación:

$$W_{\text{CO}_2} = 65 \text{ lb/MMPCN}$$

$$W = \frac{(92,7 \times 93,55) + (65 \times 6,4533)}{100} = 90,92 \frac{\text{lb}}{\text{MMpcn}} \quad (\text{Ecuación. 3.4})$$

El porcentaje molar de agua en el gas se determina mediante la siguiente ecuación:

$$\% \text{ molar de } H_2O \text{ en el gas} = \frac{W.(0,037949)}{PM_{H_2O}} = 0,19 \quad (\text{Ecuación 3.5})$$

Con el caudal de flujo de alimentación de 1500 MMpcn se lleva a lbmol/hr obteniéndose 164.692,55 lbmol/hr.

Multiplicando el caudal volumétrico en lbmol/hr por el porcentaje molar de agua y por su masa molecular se obtiene el contenido de agua para saturar el gas a la entrada siendo el mismo de 5.638,74 lb/hr. 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.

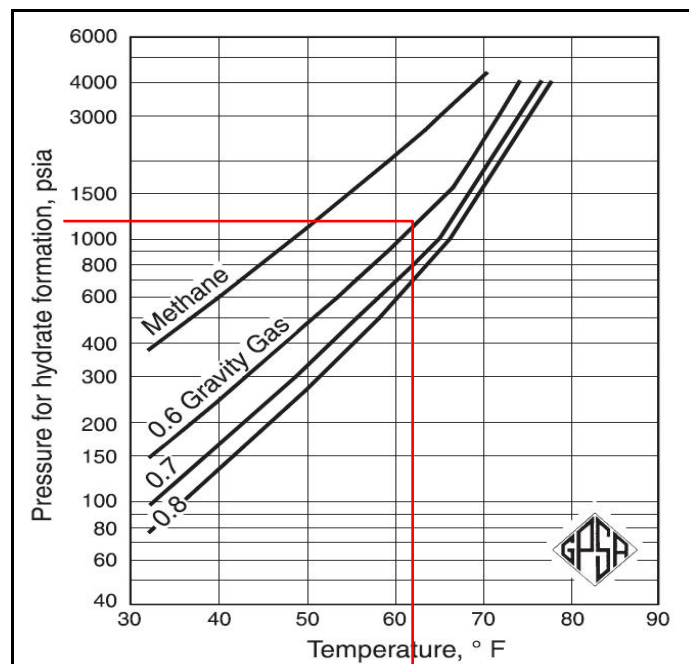
Con este contenido de agua en el gas natural, se aprecia en la envolvente el valor de temperatura a la que comienza la formación de los hidratos, siendo ésta de 66°F.

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 3.13).

✓ **Gravedad específica del gas en estudio**

$$PM = 28,96 \cdot \gamma \quad (\text{Ecuación 3.6})$$

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



**Figura 3.13. Temperatura de formación de hidratos según su gravedad específica. Fuente: GPSA, FPS.**

### 3.3. Estudio de factibilidad económico para la planta propuesta.

#### 3.3.1. Estimado de costos.

Para realizar la evaluación económica se escogió un estimado de costos  $V$ , ya que este tipo de evaluación arroja una buena predicción del

costo del proyecto.

Las premisas que se usaron para esta evaluación están basadas en estudios de proyectos similares y relacionados con estudios de factibilidad de proyectos de inversión de capital, bajo parámetros exigidos por PDVSA.

Se tomaron en cuenta lo siguientes factores:

#### **3.3.1.1. Inversión.**

Está representada por los costos de ingeniería, procura y construcción más los costos relacionados con los servicios, la gestión y arranque del proceso.

$$\text{Inversión} = \text{procura} + \text{construcción} + \text{ingenierías} + \text{otros} \quad (\text{Ecuación 3.7})$$

Para obtener estos costos se tomaron costos totales de instalaciones similares, par posteriormente ser actualizados a través de una serie de factores que se toman según datos históricos suministrados por la Gerencia de Costos de PDVSA sobre el manejo de proyectos, y que serán explicado a continuación.

##### **3.3.1.1.1. Procura.**

Esta etapa representa el 55% del total del costo; en esta etapa se incluyen los equipos mayores, materiales a granel tales como, tuberías, materiales, eléctricos, instrumentación, acero estructural, costos de nacionalización, transporte.<sup>[13]</sup>

### 3.3.1.1.2. Construcción.

El 33% del costo total es el valor que se estima para esta etapa del proyecto, el cual contempla los costos directos e indirectos, gerencia y supervisión necesarias para la construcción de la planta.<sup>[13]</sup>

### 3.3.1.1.3. Gerencia/ingeniería/otros.

Esta etapa requiere del 12% del costo total; en este grupo se incluye toda la gerencia del proyecto, ingeniería básica, detalle, costos del dueño, fianzas, seguros, etc.<sup>[13]</sup>

Luego de haber descrito las etapas anteriores consideradas para el proyecto, se detallara el costo estimado actual de la planta propuesta para lo cual se procedió a escalar el costo del estudio realizado para otra planta similar, basado en los índices presentados por la revista Chemical Engineering (ver apéndice ) y son presentados a continuación:

**Tabla 3.6 Promedio anual de los índices de costos [14].**

Year	Chemical Engineering plant cost index. 1957-1959 = 100
2001	394,3
2002	395,6
2003	402,0
2004	444,2
2005	468,2
2006	409,6
2007	525,4

**Tabla 3.6 Promedio anual de los índices de costos [14]. (Continuación)**

Year	Chemical Engineering plant cost index. 1957-1959 = 100
2008	575,4
2009	532,5
2010	532,5

Una vez ubicados los índices de costos para los años involucrados en el estudio se procedió a aplicar la ecuación que relaciona costo y capacidad, la cual viene dada por el producto del costo conocido de una planta similar y el cociente entre la capacidad de la planta propuesta y la planta conocida; todo esto con el fin de obtener el costo actual del nuevo tren a instalar. Esto viene dado por la siguiente expresión:

$$C_b = C_a \cdot \left( \frac{C_{bp}}{C_{ac}} \right)^n \frac{\text{índice actual}}{\text{índice original}} \quad (\text{Ecuación 3.8})$$

Donde:

$C_b$ = costo de la capacidad propuesta.

$C_a$ = costo conocido.

$C_{bp}$ = capacidad propuesta.

$C_{ac}$ =capacidad conocida.

$n$ = exponente que varia entre (0,6 – 0,8) para cada tipo de planta. Para el caso en estudio se utilizo el factor 0,7; ya que es el valor del exponente establecido para este tipo de plantas.

Para calcular el costo estimado de esta planta, se tomo como base el costo de instalación de un tren de extracción de LGN en San Joaquín, estado

Anzoátegui el cual fue de 121.722.010,1 \$ equivalente al año 2004 y diseñado para una capacidad de 600 MMPCSD <sup>[13]</sup>. Partiendo de esta premisa se estimó el costo de la planta de control de punto de rocío la cual posee en su estructura etapas similares a las del tren de extracción de líquidos, esto fue desarrollado para una capacidad de 1.500 MMPCSD. Aplicando la ecuación 3.8 y sustituyendo los valores respectivos resulta:

$$C_b = 121.722.010,1 \cdot \left(\frac{1.500}{600}\right)^{0,7} \cdot \frac{532,5}{401,3}$$

$$C_b = 306.745.057,7 \$$$

Por lo tanto el costo global y por etapa del diseño aplicado para esta propuesta, cuya capacidad de procesamiento es de 1.500 MMPCSD se muestra en la siguiente tabla:

**Tabla 3.7 costo escalado para la planta de control de punto de rocío.**

Descripción	\$ Equivalentes	% de inversión
Procura	168.709.781,17	55
Construcción	101.225.869	33
Gerencia/Ingeniería/Otros	36.809.406,92	12
<b>Inversión</b>	<b>306.745.057,7</b>	<b>100</b>

#### 3.3.1.1.4. Contingencia.

Es el factor de costo aplicado al costo total del proyecto y va a depender del nivel de confiabilidad del estimado. En la práctica y por la confiabilidad y definición del estimado este oscila entre 10 y 30%,

seleccionando para el caso en estudio 10% , ya que estos datos provienen de costos reales de plantas ya instaladas, obteniéndose un costo de contingencia de 30.674.505,77 \$. Este valor se reporta en la tabla 4.9

### **3.3.2. Evaluación económica.**

La evaluación económica que se realizó para este trabajo consistió en determinar los flujos de caja netos anuales, a partir de los cuales se calcularon los indicadores económicos utilizados por la industria para decidir acerca de la factibilidad de la aplicación de la propuesta. Es preciso destacar que esta evaluación se realizó en función de los líquidos extraídos del gas natural (LGN). Los indicadores empleados fueron valor presente neto (VPN) y tasa interna de retorno (TIR).

Los precios de los líquidos del gas natural fraccionados que se muestran a continuación provienen de los estudios de mercado que se realizan en la industria petrolera, petroquímica y carbonífera de Venezuela (IPPCN) con la finalidad de tener una aproximación de la variación de los precios de estos en los mercados internacionales; los precios del gas natural son determinados con referencial al mercado nacional.(ver tabla 3.8)

#### **3.3.2.1. Cálculo de los flujos de caja anuales.**

##### **3.3.2.1.1. Flujo de ingresos.**

Los ingresos se determinan en base al valor de las ventas del LGN, pero como no se disponen de precios para este producto como tal, se calculó en función de sus componentes principales. Para determinar el ingreso por ventas se multiplicó el volumen estimado del producto por el precio de venta



y el periodo estimado para determinar los flujos de caja. Así para el cálculo de los ingresos por las ventas de LGN se emplea el volumen producido de los componentes principales que se toma del reporte de la simulación (ver apéndice A.5), el precio de venta de la tabla 3.8, para cada año y aplicando la ecuación 2.1. De la misma manera los ingresos por gas residual se calculan empleando la ecuación 2.2, los datos de la tabla 3.8 y los reportes de la simulación en el apéndice A.5.

El flujo total de ingresos que resulta para el 2010 es de 146,488 MMUS\$, para los años siguientes se procedió a calcular de la misma manera y los valores se reportan en la tabla 4.10.

### 3.3.2.1.2. Flujo de egresos.

El flujo de egresos está compuesto por todas las salidas líquidas que se requieren para la ejecución del proyecto y se calcula a través de la ecuación 2.3

**Tabla 3.8 variación de los precios de productos resultados en el periodo de vida útil. [13]**

Año	\$/Barril				\$/MMBtu		
	C <sub>3</sub>	i-C <sub>4</sub>	n-C <sub>4</sub>	C <sub>5</sub> <sup>+</sup>	GA	GR	GC
2010	15,04	19,71	18,04	25,12	0,92	0,74	0,92
2011	15,04	19,71	18,04	25,12	0,93	0,74	0,93
2012	15,04	19,71	18,04	25,12	0,93	0,74	0,94
2013	15,04	19,71	18,04	25,12	0,94	0,74	0,94
2014	15,04	19,71	18,04	25,12	0,94	0,74	0,94
2015	15,04	19,71	18,04	25,12	0,94	0,74	0,94

**Tabla 3.8 variación de los precios de productos resultados en el periodo de vida útil. (Continuación)[13]**

Año	\$/Barril				\$/MMBtu		
	C <sub>3</sub>	i-C <sub>4</sub>	n-C <sub>4</sub>	C <sub>5</sub> <sup>+</sup>	GA	GR	GC
2016	15,04	19,71	18,04	25,12	0,94	0,74	0,94
2017	15,04	19,71	18,04	25,12	0,94	0,74	0,94
2018	15,04	19,71	18,04	25,12	0,94	0,74	0,94
2019	15,04	19,71	18,04	25,12	0,94	0,74	0,94
2020	15,04	19,71	18,04	25,12	0,94	0,74	0,94
2021	15,04	19,71	18,04	25,12	0,94	0,74	0,94
2022	15,04	19,71	18,04	25,12	0,94	0,74	0,94
2023	15,04	19,71	18,04	25,12	0,94	0,74	0,94
2024	15,04	19,71	18,04	25,12	0,94	0,74	0,94
2025	15,04	19,71	18,04	25,12	0,94	0,74	0,94
2026	15,04	19,71	18,04	25,12	0,94	0,74	0,94
2027	15,04	19,71	18,04	25,12	0,94	0,74	0,94
2028	15,04	19,71	18,04	25,12	0,94	0,74	0,94
2029	15,04	19,71	18,04	25,12	0,94	0,74	0,94
2030	15,04	19,71	18,04	25,12	0,94	0,74	0,94

### 3.3.2.1.3. Costos de mantenimiento.

Estos costos representan del 3 al 5% de la inversión inicial del proyecto. Para el estudio de la planta propuesta se consideró un 5% de la inversión inicial, porcentaje a todo costo para el mantenimiento de la planta de control de punto de rocío. Para el proyecto de inversión en estudio resultó que los costos correspondientes a mantenimiento son de 15,34 MMUS\$. Este resultado constituye los gastos en todos los años de vida útil del

proyecto.

#### **3.3.2.1.4. Costos por compra de gas combustible.**

Los gastos por compra de gas combustible y gastos de operación constituyen los gastos totales de operación (GTO) del proyecto, se emplea la ecuación 2.2 desarrollada para ingresos de gas residual pero en lugar de calcular ingresos, lo que se calcula son gastos por compras de gas combustible, se toma como referencia los costos tabulados en la tabla 4.10 resultado para el 2010 un total de 30,2 MMUS\$. De la misma manera se procede para los años siguientes.

#### **3.3.2.1.5. Depreciación. (D)**

Este valor fue calculado por el método de la línea recta, para el cual se dividió el valor de la inversión total obtenida entre los 20 años establecidos como tiempo de vida útil, en todos los años de la vida útil del proyecto la depreciación se calcula en 15,3 MMUS\$.

#### **3.3.2.1.6. Ganancia operacional o ganancia antes de ISLR (GO).**

Es la ganancia que se obtiene antes de que sea cancelada la tasa correspondiente al impuesto sobre la renta; está compuesta por los ingresos que son percibidos menos los gastos totales de operación y la depreciación y se calculan empleando la ecuación 2.4

Procedemos a sustituir en la ecuación 3.12 los valores correspondientes durante el primer año de vida útil del proyecto (2010). La ganancia operacional resulta:  $GO = 100,988$  MMUS\$. De la misma manera se

procede para los años siguientes.

### **3.3.2.1.7. Impuesto sobre la renta (ISLR).**

Como se mencionó anteriormente la tasa correspondiente es de 34% y se calcula sobre la ganancia operacional a lo largo de la vida útil del proyecto, empleando la ecuación 2.5

El aporte por impuesto correspondiente al año 2010 es de 34,34 MMUS\$. Una vez realizado el cálculo de todos los componentes el flujo de egresos se calculó utilizando la ecuación 2.3. Para el primer año esta resultó FE= 371,24 MMUS\$. Así mismo se procedió a calcular el flujo de caja para el primer año de vida útil de la siguiente manera utilizando la ecuación 2.6 resultando así un total de 66,613 MMUS\$ de flujo de caja para el año 2010. Para los años subsiguientes se calcula siguiendo el mismo procedimiento y estos valores se reportan en la tabla 4.12

### **3.3.2.2. Indicadores económicos.**

Tomando como datos los valores de los flujos de caja reportados en la tabla 4.12 se procedió a calcular el valor presente neto y la tasa interna de retorno empleando las ecuaciones 2.7 y 2.8 respectivamente. Los resultados son reportados en la tabla 4.13

## **3.4. Determinación del gpm mínimo requerido para que la planta propuesta sea rentable.**

### 3.4.1. Composición del gas de alimentación para el cálculo del gpm mínimo.

Para la determinación de un nuevo GPM de operación de la planta propuesta, es necesario proponer una nueva composición con el fin de obtener una mayor cantidad de líquidos del gas natural. A continuación en la tabla 3.9 se muestra la nueva cromatografía para la planta.

**Tabla 3.9. Composición del gas natural.**

<b>Componentes</b>	<b>Fracción molar de la alimentación</b>
<b>Metano</b>	0,8
<b>Etano</b>	0,04
<b>Propano</b>	0,070575
<b>i-Butano</b>	0,005852
<b>n-Butano</b>	0,007637
<b>i-Pentano</b>	0,003203
<b>n-Pentano</b>	0,002476
<b>Nitrógeno</b>	0,000804
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,064533
<b>C<sub>6</sub><sup>+</sup></b>	0,004797

### 3.4.2. Verificación de parámetros y variables determinantes en el proceso.

En esta etapa del proyecto se verificó que el proceso cumpliera con los parámetros operacionales y las condiciones de entrega para las cuales fue diseñada la planta cuando esta opera con otra composición, con el fin de que

opere satisfactoriamente. Además se corroboró que las variables principales del proceso se mantuvieran en un rango aceptable. Esto se llevó a cabo a través de la simulación de la planta en HYSYS 3.2. y se detallan a continuación:

1. El contenido de agua en el gas seco que abandona el tamiz molecular es uno de los parámetros mas importantes en el proceso, por ende se verificó que el contenido de agua sea  $< 0,1 \text{ lbH}_2\text{O/MMPCSF}$ . Para la nueva cromatografía, el gas sale del tamiz con  $0,05233 \text{ lbH}_2\text{O/MMPCSF}$ .

2. De igual manera se corroboró que la relación  $C_2/C_3 \leq 0,02$ . Para esto se evaluó la simulación para la nueva composición de alimentación a la planta y se obtuvo una relación  $C_2/C_3 = 0,0062$ , cumpliendo así con los parámetros exigidos.

3. El peso molecular del gas que sale por el tope de la torre estabilizadora es otro de los parámetros que deben ser controlados en el proceso antes de que ingresen al sistema de compresión, en este caso se obtuvo un gas con  $22,15 \text{ lb/lbmol}$  cumpliendo así con las especificaciones requeridas para la cual el gas de tope debe tener  $22,95 \text{ lb/lbmol} > \text{masa molar} \geq 19,6 \text{ lb/lbmol}$ .

### **3.4.3. Determinación del gpm para cada componente de los líquidos del gas natural.**

Para la determinación de cada uno de estos valores se emplearon las densidades presentadas en la tabla 3.4 y haciendo uso de la ecuación 3.2. los valores se reportan a continuación en la tabla 3.10.

### **3.4.4. Verificación de la temperatura de formación de hidratos**

El contenido de agua en el gas natural sigue siendo el mismo ya que

este es función de la temperatura y la presión, y estas variables se mantienen constantes en el proceso. Esto se aprecia en la envolvente ya que la tendencia se mantiene para el valor de temperatura a la que comienza la formación de los hidratos, siendo ésta de 66,5°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 3.13).

#### ✓ **Gravedad específica del gas en estudio.**

De la ecuación 4.6 se obtiene la gravedad específica  $\gamma = 0,75$ , con  $P = 1.200$  psig, para un peso molecular de 21,88 lb/lbmol se halla la temperatura de formación de hidratos, la cual se encuentre en un rango de 66 a 67 °F.

### **3.4.5. Estudio económico de la planta empleando la nueva composición de alimentación.**

#### **3.4.5.1. Cálculo de los flujos de caja anuales.**

##### **3.4.5.1.1 Flujo de ingresos.**

Los ingresos se determinan en base al valor de las ventas del LGN de la misma manera que en el caso anterior. Empleando la ecuación 3.9 y los valores se reportan 4.14. Para el cálculo de los ingresos por las ventas de LGN se emplea el volumen producido de los componentes principales que se toma del reporte de la simulación, el precio de venta de la tabla 3.8, para el año 2010 y aplicando la ecuación 3.9. Los ingresos por gas residual se calcula de la misma manera que en el caso anterior empleando la ecuación

3.10. El flujo total de ingresos que resulta para el 2010 es de 248,815 MMUS\$, para los años siguientes se procedió a calcular de la misma manera y los valores se reportan en la tabla 4.10.

#### **3.4.5.1.2. Flujo de egresos.**

El flujo de egresos esta compuesto por todas las salidas liquidas que se requieren para la ejecución del proyecto y se calcula a través de la ecuación 3.11.

#### **3.4.5.1.3 Costos de mantenimiento.**

Estos costos se calculan de la misma manera que en el caso anterior. Para el proyecto de inversión en estudio resultó que los costos correspondientes a mantenimiento son de 15,34 MMUS\$. Este resultado constituye los gastos en todos los años de vida útil del proyecto en ambas opciones de diseño.

#### **3.4.5.1.4. Costos por compra de gas combustible.**

Los gastos por compra de gas combustible y gastos de operación constituyen los gastos totales de operación (GTO) del proyecto, se emplea la ecuación 2.2 desarrollada para ingresos de gas residual pero en lugar de calcular ingresos, lo que se calcula son gastos por compras de gas combustible, se toma como referencia los costos tabulados en la tabla 4.10; estos gastos resultaron para el 2010 un total de 29,31MMUS\$. De la misma manera se procede para cada año.



#### **3.4.5.1.5. Depreciación. (D)**

Este valor fue calculado por el método de la línea recta que consiste en dividir la inversión total entre el número de períodos, en el primer año resultó 15,3 MMUS\$ y es el mismo para todo el estudio.

#### **3.4.5.1.6. Ganancia operacional o ganancia antes de ISLR (GO).**

Esta ganancia se calcula a través de la ecuación 3.12. para este segundo caso resultó durante el primer año de vida útil del proyecto (2010) un total de 204,21 MMUS\$

#### **3.4.5.1.7. Impuesto sobre la renta (ISLR).**

Empleando la ecuación 3.13 resulta para el primer año un aporte por impuesto de 69,43 MMUS\$. Así mismo se procedió a calcular el flujo de egresos para el primer año de vida útil, resultando un total de 114,075 MMUS\$. Resultando así un total de 134,74 MMUS\$ de flujo de caja para el año 2010. Para los años subsiguientes se calcula siguiendo el mismo procedimiento y estos valores se reportan en la tabla 4.12

#### **3.4.5.2. Indicadores económicos.**

Tomando como datos los valores de los flujos de caja reportados en la tabla 4.12 para este segundo caso, se procedió a calcular el valor presente neto y la tasa interna de retorno empleando las ecuaciones 3.15 y 3.16 respectivamente, resultando así  $VPN = 725,63$  y  $TIR = 13,13\%$ . Estos valores son reportados en la tabla 4.13

## **CAPITULO IV**

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

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

La planta propuesta para el control de punto de rocío fue desarrollada bajo diferentes etapas de operación, partiendo del sistema de deshidratación realizado en PIGAP II, el cual fue simulado con el fin de conocer el contenido de agua con el que sale el gas natural. Esta cantidad se determinó a través del simulador y se obtuvo 5,742 lbH<sub>2</sub>O/MMPCS, siendo este valor el punto de inicio para la planta propuesta. El esquema de la planta se muestra en la figura 4.1 y las etapas que integran el proceso son las siguientes:

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

###### **4.1.1.1. Deshidratación con tamices moleculares.**

El flujo de gas proveniente del proceso de deshidratación con trietilenglicol ingresa a la etapa de deshidratación con tamices moleculares con un contenido de agua de 5,742 lbH<sub>2</sub>O/MMPCS y a condiciones de operación de 119,7 °F y 1.195 psig para un tasa de flujo de 3.455.000 lb/h de gas deshidratado. Aquí se retiró la mayor cantidad de agua presente en el gas natural cumpliendo así con las especificaciones requeridas ( $\leq 0,1$  lbH<sub>2</sub>O/MMPCN para gas de reinyección a pozos) y se obtuvo una corriente de gas seco con un contenido 0.05168 lbH<sub>2</sub>O/MMPCS.

#### **4.1.2. Ciclo de refrigeracion.**

##### **4.1.2.1. Separacion y pre-enfriamiento.**

La corriente de gas seco proveniente de la sección de tamices moleculares se dirige a un separador (V-100) con el fin de extraer cualquier líquido que pueda producir condensación en las líneas de flujo. Este gas pasa por un intercambiador de calor (I.C.2) para ser enfriado de 119,7 °F a 80 °F y luego se dirige a un chiller el cual forma parte de un sistema de refrigeración mecánica con propano. El flujo de propano fue de 312.600 Bbl/d, utilizado como refrigerante y el compresor opera a 5.6194,2 HP. El propano presentó una masa 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 calor retirado de la corriente de gas fue de  $2,012 \times 10^8$  BTU/h, el cual es absorbido por el propano y éste a su vez se dirige a un proceso de compresión y enfriamiento para acondicionarlo nuevamente. La corriente de gas que sale del chiller se dirige a un separador de baja temperatura (separador LTS) a condiciones de 6,198°F y 1.190 psig.

##### **4.1.3. Sección de recuperación de líquidos.**

La corriente que sale por el fondo del separador de baja temperatura LTS llamada *líquidos LTS*, se mezcla con los líquidos condensados del separador V-100 para ser dirigidos a la torre estabilizadora, previamente se produce una disminución de presión en la válvula V-100 de 700 psi antes que la corriente de líquidos ingrese a la torre, esto facilitó la separación de los componentes gaseosos absorbidos en fase líquida. Los líquidos ingresan a la torre por el tope a condiciones de -24,91°F y 490 psig. En la parte inferior de la torre se encontró un rehervidor para generar vapores que en su ascenso

mejoraron la separación de los componentes, a su vez por el fondo de la torre se logró extraer una corriente de líquidos del gas natural (LGN) denominada  $C_3^+$  con un flujo volumétrico de 18.182 Bbls/d y se obtuvo una relación de  $C_2/C_3$  de 0,014 cumpliendo así con especificaciones de operación. La corriente que se extrae en la parte superior de la torre denominada *gas de tope* es una corriente que contiene básicamente metano, etano y algunas trazas de propano y se dirige a un proceso de compresión a condiciones de  $-33,93^\circ\text{F}$  y 160 psig.

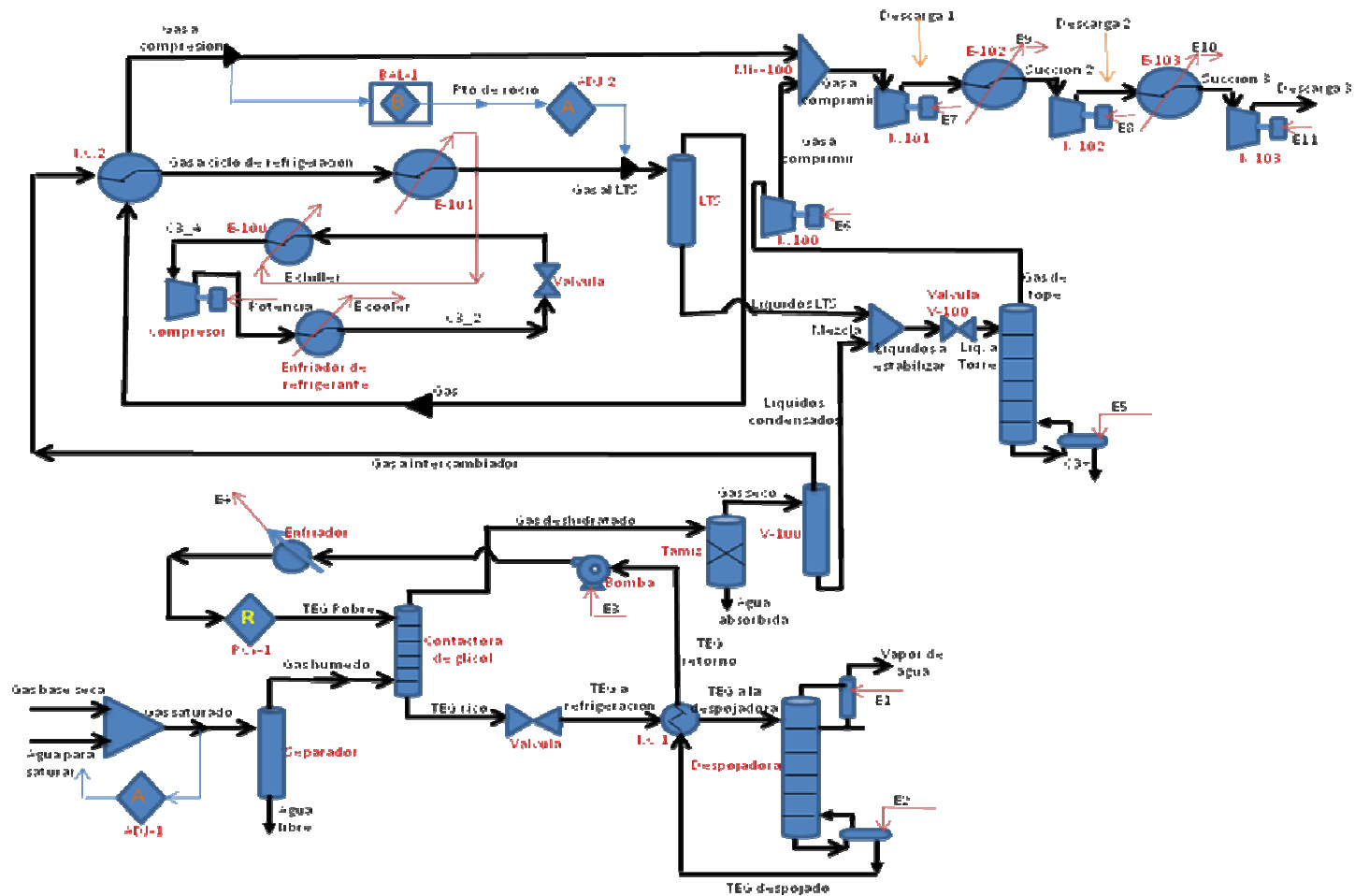


Figura 4.1 Diagrama de flujo de proceso de la planta propuesta.

#### **4.1.3.1. Compresión de gas residual.**

El gas de tope que abandona la torre estabilizadora es sometido a un proceso de compresión para llevarlo nuevamente a la presión de entrega a la planta, en esta sección se lleva la corriente de gas de 160°F a 1.200 psig para luego ser mezclada con el flujo de gas denominado *gas a compresión* que resulta del proceso de separación a baja temperatura (LTS). La mezcla de estas dos corrientes da como resultado el flujo de gas denominado *gas a comprimir* que posteriormente va ser sometido a un proceso de compresión de tres etapas para finalmente obtener el gas de reinyección a pozos a 9.000 psig y 120°F.

#### **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. Posteriormente la corriente de gas deshidratado se introdujo en un tamiz molecular retirándose 0,05168 lbH<sub>2</sub>O/MMSCF cumpliendo así con las especificaciones requeridas (<0,1 lbH<sub>2</sub>O/MMSCF) lo que se convierte en una optimización del proceso. A pesar de que aun conserva una parte infinitesimal de agua esta cantidad no es representativa como para causar problemas en el proceso.
- 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 530,3 USGPM o 174.000 lb/ hr de  $C_3^+$  con una relación de  $C_2/C_3$  de 0,014 lo que se traduce en mayor volumen de propano recuperado con respecto al etano, esta relación cumplió con las premisas ( $C_2/C_3 \leq 0,02$ .) ya que mientras se menor esta relación indica que mayor cantidad de propano se obtiene entre los líquidos del gas natural, de la misma manera esta premisa determina la eficiencia de la torre estabilizadora. 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 de la fase líquida</b>	<b>Componentes</b>	<b>Fracción molar de la fase líquida</b>
<b>Metano</b>	0,0000	<b>n-Pentano</b>	0,0857
<b>Etano</b>	0,0035	<b>Nitrógeno</b>	0,0000
<b>Propano</b>	0,2517	<b>CO<sub>2</sub></b>	0,0000
<b>i-Butano</b>	0,0992	<b>C<sub>6</sub><sup>+</sup></b>	0,3023
<b>n-Butano</b>	0,1598	<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,0000
<b>i-Pentano</b>	0,0979		

Se aprecia de esta manera que la corriente es rica en  $C_6^+$ , propano y n-butano en su mayoría.

4) Por la parte superior de la torre estabilizadora se obtuvo una corriente de gas con una masa molecular de 22,77 lb/lbmol a las condiciones de  $-33,93^\circ\text{F}$  y 160 psig, para un flujo molar de 4.777 lbmole/h, que combinado a la corriente *gas a compresión*, resultò 20,23 lb/lbmol, cumpliendo con la premisa de:  $22,95 \text{ lb/lbmol} > \text{peso molecular} \geq 19,6 \text{ lb/lbmol}$ . Este se sometió a un proceso de compresión de tres etapas para alcanzar la presión de inyección de PIGAP II (9.000 psig). En la tabla 4.3 se muestra la composición del gas de tope de la torre estabilizadora.

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

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

5) La corriente *gas a comprimir* se llevó a un primer compresor 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 llamada *descarga 1* pasó por un enfriador que llevó la temperatura de  $262,7^\circ\text{F}$  hasta  $120^\circ\text{F}$ , en la segunda etapa de compresión se llevó la presión de 5.000 psig hasta 7.500 psig utilizando otro compresor con 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 el cual empleó una potencia de 21.076,9 HP para llevar el gas de 7.500 psig hasta las 9.000 psig; cumpliendo así con las condiciones de entrega del gas establecidas como premisas en el proyecto. En la tablas 4.4 y 4.5 se muestran la composición del gas a comprimir y gas de reinyección respectivamente.

**Tabla 4.4. Composición de la corriente de gas “gas a comprimir” que ingresa al sistema de compresión.**

<b>Componentes</b>	<b>Fracción molar de la fase vapor</b>
<b>Metano</b>	0,8266
<b>Etano</b>	0,0711
<b>Propano</b>	0,0236
<b>i-Butano</b>	0,0046
<b>n-Butano</b>	0,0055
<b>i-Pentano</b>	0,0019
<b>n-Pentano</b>	0,0013
<b>Nitrógeno</b>	0,0008
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,0641
<b>C<sub>6</sub><sup>+</sup></b>	0,0005
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,0000
<b>TEGlycol</b>	0,0000

**Tabla 4.5. Composición de la corriente de gas “descarga 3” que sale del sistema de compresión.**

<b>Componentes</b>	<b>Fracción molar de la fase vapor</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
<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.

#### **4.2.1. Determinación de la cantidad de líquido de gas natural recuperable.**

La composición de la corriente de alimentación, descrita en el capítulo anterior, presentó un GPM de 1,6. Valor que se tradujo como baja probabilidad de recuperación de líquidos del gas natural en la mezcla. Por esta razón se determinó el GPM mínimo requerido para que la planta sea

rentable por concepto de venta de estos hidrocarburos líquidos del gas natural, resultando GPM= 2,9. Esto se traduce en un mayor volumen de líquidos recuperables en la corriente  $C_3^+$  que sale por el fondo de la torre estabilizadora.

El simulador HYSYS 3.2 a la salida del separador de baja temperatura arrojó un valor de 38.334,98 Barriles/día, el cual expresa la cantidad de líquidos que puede recuperarse en este equipo. De la torre estabilizadora diseñada en el simulador se obtuvo un total de líquido recuperable de 18.514,83 Barriles/día a la salida de la torre estabilizadora. Esta torre operó a 160 psig. Para el caso de GPM=1,6 el mayor aporte de líquido resulta del  $C_6^+$  y para GPM=2,9 la mayor cantidad de líquido recuperable lo constituye el propano esto se puede observar de acuerdo a la composición de la corriente de líquidos de gas natural recuperable presentados a continuación en la tabla 4.7.

**Tabla 4.7. Composición de la corriente de líquidos del gas natural obtenido en la corriente “C3<sup>+</sup>” con GPM=1,6 y GPM=2,9**

<b>Componentes</b>	<b>Fracción molar de la fase líquida (GPM=1,6)</b>	<b>Fracción molar de la fase líquida (GPM=2,9)</b>
<b>Metano</b>	0,000000	0,000000
<b>Etano</b>	0,003500	0,003493
<b>Propano</b>	0,251658	0,562098
<b>i-Butano</b>	0,099185	0,074627
<b>n-Butano</b>	0,159784	0,112877
<b>i-Pentano</b>	0,097905	0,061132
<b>n-Pentano</b>	0,085707	0,050986
<b>C<sub>6</sub><sup>+</sup></b>	0,302258	0,134786

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.**

<b>Temperatura (°F)</b>	215,4
<b>Presión (psig)</b>	205
<b>Flujo volumétrico (Bbl/d)</b>	18.182
<b>Masa molecular (lb/lbmol)</b>	74,08

#### **4.2.2. Analisis de 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.

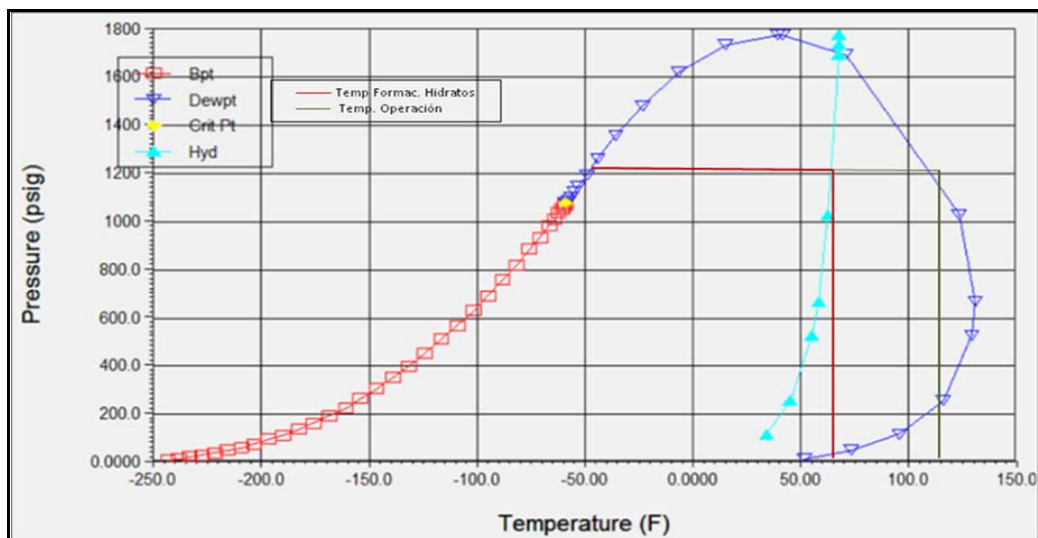
La corriente de gas saturado corresponde así al estudio previo de la corriente antes de ser deshidratada con trietilenglicol en la planta de acondicionamiento de PIGAP II.

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).

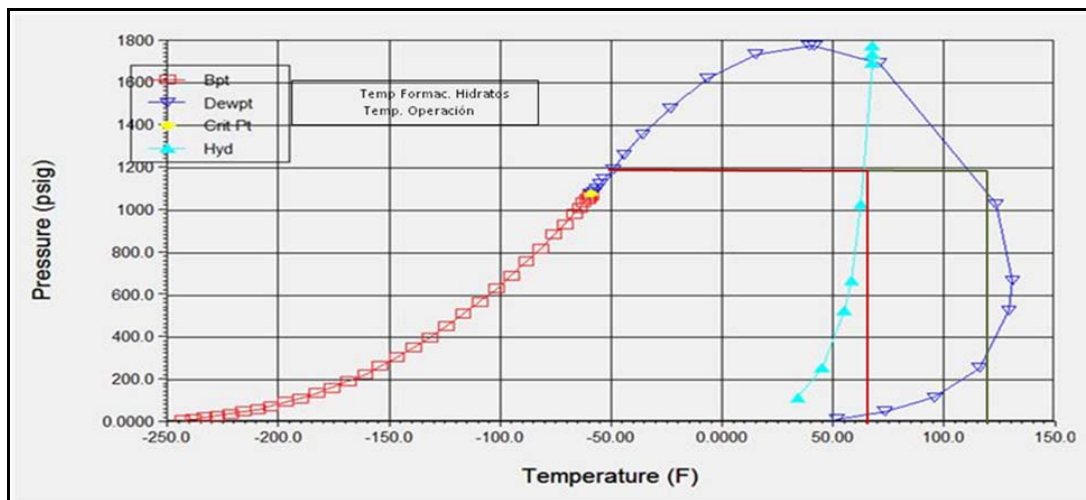
Los resultados obtenidos en el análisis están sustentados en los datos arrojados por el simulador Hysys para diferentes rangos de presión y temperatura. Se pueden apreciar las envolventes de fase y la curva de formación de hidratos.

En la figura 4.2 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.



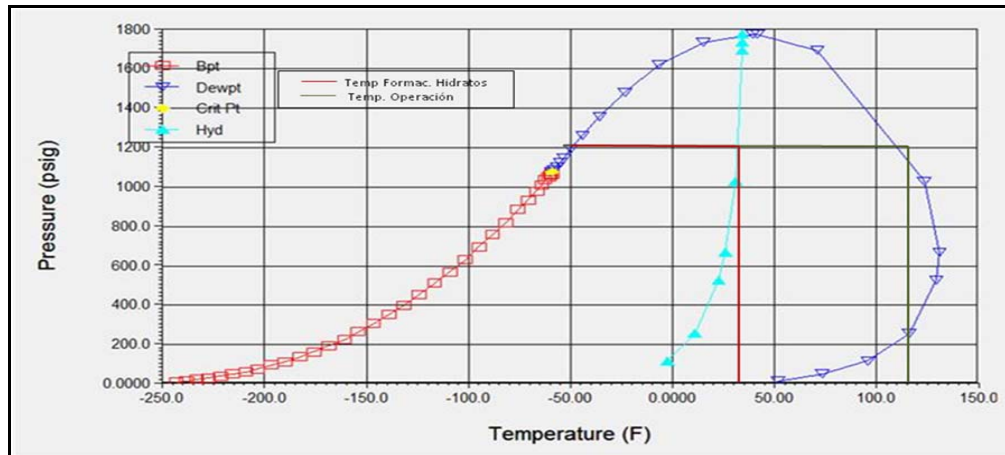
**Figura 4.2. Envolvente de fase y curva de formación de hidratos de la corriente de gas saturado.**

En la figura 4.3 se presenta la envolvente 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 envolventes 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.



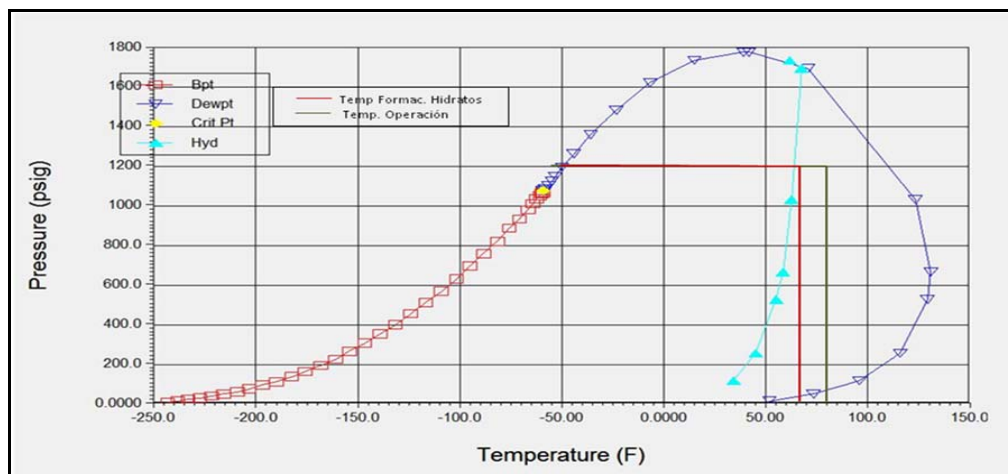
**Figura 4.3. Envolvente de fase y curva de formación de hidratos para la corriente de gas húmedo.**

En la figura 4.4 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 4.4. Envoltente de fase y curva de formación de hidratos para la corriente de gas deshidratado.**

De la misma manera, en la figura 4.5 muestra la envoltente 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 4.5. Envoltente de fase y curva de formación de hidratos para la corriente de gas de refrigeración**

### 4.3. Realización de estimado de costos y evaluación económica.

En el capítulo anterior se explicó detalladamente la metodología utilizada para determinar los costos involucrados para la construcción de la planta propuesta, la cual estuvo basada en tres etapas: determinar el precio para el año 2010, de la planta escogida para el diseño por medio de factores de escalamiento, la segunda etapa consistió en llevar la capacidad de procesamiento actual al volumen requerido por la planta propuesta y una tercera etapa que consistió en realizar un análisis de costos por costos operacionales para obtener la relación entre los flujos de ingreso y egresos del proyecto. De esta manera se presentan los costos asociados a la inversión del proyecto resultando un costo total aproximado de 337.419.563,5 \$, donde se involucran los parámetros generales clase V y se presentan a continuación en la tabla 4.9

**Tabla 4.9 Costo global de inversión para la planta propuesta.**

<b>Descripción</b>	<b>\$ Equivalentes</b>
Procura	168.709.781,17
Construcción	101.225.869
Gerencia/Ingeniería/Otros	36.809.406,92
Sub- total	306.745.057,7
Contingencia	30.674.505,77
<b>Total</b>	<b>337.419.563,5</b>

#### 4.3.1. Evaluación económica.

Para la evaluación económica del proyecto fue preciso determinar los posibles ingresos a obtener por concepto de venta de los líquidos del gas



natural (LGN). Esto nos permitió conocer de manera detallada los flujos totales de ingreso que se generan en la planta, a pesar que los líquidos del gas natural son obtenidos en una sola corriente pero por medio de la simulación de la planta de control de punto de rocío con la herramienta HYSYS 3.2 se logró obtener los volúmenes respectivos aportados por cada componente y se presentan en la tabla 4.10. Se observa que cuando la planta opera con la composición original cuyo GPM es 1,6 se obtienen ingresos muy bajos de 146,488 MMUS\$ por cada año de vida útil del proyecto, que no llegan a satisfacer las expectativas esperadas, debido a que la producción de líquidos del gas natural que se logran obtener no es lo suficiente como para que las ganancias satisfagan los costos de inversión. Por esta razón se determinaron nuevos flujos de ingresos a partir de un GPM de 2,9 obligando a la planta a producir una mayor cantidad de LGN. Estos ingresos son presentados en la tabla 4.10

De la misma manera se determinaron los egresos con el fin de establecer los flujos de cajas por diferencia con los ingresos en cada año de vida útil. Estos valores resultaron positivos y se observan constantes a partir del segundo año de operación de la planta debido a que los precios de gas de alimentación y gas de combustible se mantienen en el mismo valor para todos los años restantes tal cual como se muestra en las tablas 4.11 y 4.12. Cuando la planta produce para un GPM 1,6 se observa que los costos por compras de gas combustible se incrementan debido a que la cantidad de gas residual que se obtiene es elevada. Cuando la planta opera para un GPM de 2,9 la cantidad de gas residual es menor debido a que algunas fracciones de componentes condensables que se encontraban en fase vapor lograron condensar. Por otra parte los gastos operacionales se incrementan cuando se produce una mayor cantidad de líquidos del gas natural y por ende los impuestos pagados también son mayores, en consecuencia hay un mayor

flujo de egresos. Finalmente se observa que los flujo de cajas son mayores cuando se produce una mayor cantidad de líquidos del gas natural debido a que aumentan los volúmenes de venta.

**Tabla 4.10 Ingresos anuales por concepto de venta de LGN y gas residual.**

Año	MMUS\$ Equivalentes					
	C <sub>3</sub>	i-C <sub>4</sub>	n-C <sub>4</sub>	C <sub>5</sub> <sup>+</sup>	Flujo de ingresos GPM1,6	Flujo de ingresos GPM2,9
2010	19,315	11,887	16,886	98,400	146,488	248,815
2011	19,315	11,887	16,886	98,400	146,488	248,815
2012	19,315	11,887	16,886	98,400	146,488	248,815
2013	19,315	11,887	16,886	98,400	146,488	248,815
2014	19,315	11,887	16,886	98,400	146,488	248,815
2015	19,315	11,887	16,886	98,400	146,488	248,815
2016	19,315	11,887	16,886	98,400	146,488	248,815
2017	19,315	11,887	16,886	98,400	146,488	248,815
2018	19,315	11,887	16,886	98,400	146,488	248,815
2019	19,315	11,887	16,886	98,400	146,488	248,815
2020	19,315	11,887	16,886	98,400	146,488	248,815
2021	19,315	11,887	16,886	98,400	146,488	248,815
2022	19,315	11,887	16,886	98,400	146,488	248,815
2023	19,315	11,887	16,886	98,400	146,488	248,815
2024	19,315	11,887	16,886	98,400	146,488	248,815
2025	19,315	11,887	16,886	98,400	146,488	248,815
2026	19,315	11,887	16,886	98,400	146,488	248,815
2027	19,315	11,887	16,886	98,400	146,488	248,815
2028	19,315	11,887	16,886	98,400	146,488	248,815
2029	19,315	11,887	16,886	98,400	146,488	248,815
2030	19,315	11,887	16,886	98,400	146,488	248,815

**Tabla 4.11 Costos anuales por compras de gas de alimentación y gas combustible.**

Año	MMUS\$ Equivalentes			Flujo de egresos/GPM2,9
	GC GPM 1,6	GC GPM 2,9	Flujo de egresos/GPM1,6	
2010	14,8	13,97	79,875	114,075
2011	15,03	14,13	79,985	114,185
2012	15,19	14,28	80,085	114,285
2013	15,19	14,28	80,085	114,285
2014	15,19	14,28	80,085	114,285
2015	15,19	14,28	80,085	114,285
2016	15,19	14,28	80,085	114,285
2017	15,19	14,28	80,085	114,285
2018	15,19	14,28	80,085	114,285
2019	15,19	14,28	80,085	114,285
2020	15,19	14,28	80,085	114,285
2021	15,19	14,28	80,085	114,285
2022	15,19	14,28	80,085	114,285
2023	15,19	14,28	80,085	114,285
2024	15,19	14,28	80,085	114,285
2025	15,19	14,28	80,085	114,285
2026	15,19	14,28	80,085	114,285
2027	15,19	14,28	80,085	114,285
2028	15,19	14,28	80,085	114,285
2029	15,19	14,28	80,085	114,285
2030	15,19	14,28	80,085	114,285

Tabla 4.12 flujos de cajas anuales

Año	MMUS\$ Equivalentes	MMUS\$ Equivalentes
	Flujos de caja GPM1,6	Flujos de caja GPM2,9
2010	66,613	134,74
2011	66,503	134,63
2012	66,403	134,53
2013	66,403	134,53
2014	66,403	134,53
2015	66,403	134,53
2016	66,403	134,53
2017	66,403	134,53
2018	66,403	134,53
2019	66,403	134,53
2020	66,403	134,53
2021	66,403	134,53
2022	66,403	134,53
2023	66,403	134,53
2024	66,403	134,53
2025	66,403	134,53
2026	66,403	134,53
2027	66,403	134,53
2028	66,403	134,53
2029	66,403	134,53
2030	66,403	134,53

Para la evaluación económica de la planta se determinó el valor presente neto y la tasa interna de retorno. El valor presente neto resultó un valor mayor a cero lo cual indica que el proyecto puede ser aceptado ya que supera la inversión mínima; es decir genera algún tipo de ganancia en el tiempo y predice a grandes rasgos que no generará pérdidas de inversión de capital. Por otra parte la tasa interna de retorno por el método de la anualidad equivalente resultó 4,04%, valor por debajo de 12% (tasa mínima de rendimiento) cuando la planta opera para un GPM 1,6 lo cual indica que el proyecto aunque posiblemente no genere perdidas según lo sugerido por el análisis de valor presente neto, no generará el rendimiento esperado, esto se traduce en bajos ingresos que no llegan a satisfacer la tasa mínima atractiva de retorno por capital invertido. Estos valores se reportan en la tabla 4.13

Es preciso destacar que este resultado se obtuvo debido a que la planta operara para un GPM 1.6, lo cual es un valor muy bajo que se traduce en poca extracción de líquidos del gas natural. Si bien es cierto que la tasa de rendimiento resultó baja, la filosofía de la planta propuesta no esta basada principalmente en la extracción de líquidos del gas natural, sino en el control de punto de rocío y la reducción del contenido de agua para lo cual se obtuvieron resultados satisfactorios. Aun así se determinó el GPM mínimo requerido para que aumente la producción de líquidos del gas natural, aumenten las ganancias y la inversión sea rentable en el tiempo determinado, este valor se reporta en la tabla 4.13

**Tabla 4.13 Valor presente neto (VPN) y tasa interna de retorno (TIR)**

<b>GPM/Índices</b>	<b>VPN MMUS\$</b>	<b>TIR</b>
1,6	25,3	4,04%
2,9	725,63	13,13%

#### 4.4. Conclusiones.

1. El GPM del gas de alimentación para que la planta sea rentable resultó GPM=2,9

2. Se determinó una relación  $C_2/C_3$  de 0,0062 en la torre estabilizadora cuando se evaluó para un gas de alimentación con GPM=2,9 resultando en este caso mayor cantidad de LGN.

3. Existe mayor ahorro energético cuando la planta trabaja con gas de alimentación de GPM=2,9

4. Los indicadores económicos calculados VPN Y TIR para las dos opciones planteadas arrojaron que es posible recuperar la inversión en el horizonte económico establecido, obteniendo mayores ingresos y mayor rentabilidad para el caso en que la planta opera con un gas de alimentación con GPM=2,9

5. No se observó formación de hidratos en el proceso para ninguno de los dos casos evaluados.

6. La temperatura de formación de hidratos para el gas de refrigeración resultó de 66°F cuando la planta opera con gas de alimentación de GPM=1,6.

7. La temperatura mínima para formación de hidratos en la corriente de gas deshidratado resultó 32°F.

8. La cantidad de líquidos del gas natural recuperados para venta con gas de alimentación de GPM =2,9 resultó 35.710 Barriles/día.

#### 4.5. Recomendaciones.

1. Se propone evaluar el diseño de una planta de extracción de líquidos del gas natural.

## BIBLIOGRAFIA

1. Peña H. "Propuesta técnica de una planta de control de punto de rocío para un gas de reinyección a altas presiones" UDO, Anzoátegui, trabajo especial de grado, febrero 2010.
2. 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.
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. Rivera G, Johanna K, "Determinación de las variables críticas 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.
5. 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.
6. 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.
7. 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.

8. Perry R., "Manual del ingeniero químico", 7<sup>ma</sup> ed., editorial Mc Graw-Hill, España, (2001).
9. Campbell John M, "Gas conditioning and processing" Séptima edición. U.S.A 1998.
10. Engineering data book, "Gas processors suppliers association", GPSA (1998).
11. Blank L. "Ingeniería económica" Cuarta edición., editorial Mc Graw-Hill, Colombia, 2000.
12. Ing. Eduardo Rodríguez. "Revista petroquímica petróleo, gas y química" Edición 255, septiembre 2007.
13. Colla G. Virginia Estudio de factibilidad económica para la instalación de una planta de extracción de L.G.N. en los campos Guara y Guido del distrito San Tome. Trabajo especial de grado; Universidad de Oriente Anzoátegui, Venezuela, Diciembre 2006.



## METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

<b>TITULO</b>	“ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO DE UNA PLANTA DE CONTROL DE PUNTO DE ROCÍO DEL GAS NATURAL PROPUESTA AL NORTE DEL ESTADO MONAGAS”
<b>SUBTITULO</b>	

### AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CDIGO CULAC / E MAIL
Amin Abouchacra	<b>CVLAC:</b> 18.014.711 <b>E_MAIL:</b> ing.amin@hotmail.com
Jorge Noriega	<b>CVLAC:</b> 18.227.655 <b>E_MAIL:</b> Jorge_noriega15@hotmail.com

### PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

ESTUDIO

TÉCNICO-ECONÓMICO

PLANTA DE CONTROL

PUNTO DE ROCÍO

GAS NATURAL

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

ÁREA	SUBÁREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	INGENIERIA QUÍMICA

**RESUMEN (ABSTRACT):**

Los líquidos del gas natural o LGN son los productos de mayor interés en el campo de la industria gasífera y petrolera venezolana debido a su poder energético, propiedades y valor comercial, por ende en el procesamiento de estos hidrocarburos se vuelve imprescindible la obtención de la mayor cantidad de líquidos del gas natural. La planta de inyección de gas a alta presión (PIGAP II) maneja un caudal de gas con componentes pertenecientes a los líquidos del gas natural, dichos productos se reinyectan a los pozos perdiendo así una cantidad valiosa de los líquidos antes mencionados, de igual manera se han venido presentando problemas operacionales en los equipos rotatorios de compresión debido al contenido de agua que posee el gas. Con el fin de reducir estos daños operacionales, se realizó un estudio técnico y económico de una planta de control de punto de rocío para extraer LGN y reducir el contenido de agua para entregar a la planta PIGAP II solo gas seco.

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

APELLIDOS Y NOMRES	ROL/CÓDIGO CVLAC/ E_MAIL				
Nelson Ferreira	ROL	CA	AS	TU X	JU X
	CVLAC	8.863.051			
	E_MAIL	nelsonrqmusgex@cantv.net			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				

**FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:**

AÑO	MES	DIA
2010	07	30

**LENGUAJE: SPA**

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:****ARCHIVO (S):**

<b>NOMBRE DE ARCHIVO</b>	<b>TIPO MIME</b>
MONOGRAFÍA. Punto de rocío del gas.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:**

Pre – Grado

**ÁREA DE ESTUDIO:**

Departamento de Ingeniería Química

**INSTITUCIÓN:**

Universidad de Oriente – Núcleo de Anzoátegui

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

De acuerdo con el artículo 44 del reglamento de Trabajos de Grado:  
“Los Trabajos de Grado son exclusiva propiedad de la universidad y sólo  
podrán ser utilizados para otros fines con el consentimiento del Núcleo  
respectivo, quien lo participará al consejo universitario”.

Amin Abouchacra

**AUTOR**

Jorge Noriega

**AUTOR**

Nelson Ferreira

**TUTOR****POR LA SUBCOMISIÓN DE TRABAJOS DE GRADO**