

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



**“ESTUDIO COMPARATIVO ENTRE LAS CONDICIONES DE DISEÑO  
Y DE OPERACIÓN ACTUAL DEL PROCESO EXTRACCIÓN DE  
HIDROCARBUROS LÍQUIDOS DE LA PLANTA DE EXTRACCIÓN SAN  
JOAQUÍN”**

**Realizado por:**  
**DIAZ JIMENEZ DAICELYS BELEN**  
**ROMERO BARCELO FRANKLIN ENRIQUE**

Trabajo de Grado presentado ante la Universidad de Oriente como Requisito  
Parcial para optar al Título de  
**INGENIERO QUÍMICO**  
Barcelona, Junio de 2009.

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



**“ESTUDIO COMPARATIVO ENTRE LAS CONDICIONES DE DISEÑO  
Y DE OPERACIÓN ACTUAL DEL PROCESO EXTRACCIÓN DE  
HIDROCARBUROS LÍQUIDOS DE LA PLANTA DE EXTRACCIÓN SAN  
JOAQUÍN”**

**Asesor Académico**  
**ING. ISVELIA AVENDAÑO (M.Sc.)**

Trabajo de Grado presentado ante la Universidad de Oriente como Requisito  
Parcial para optar al Título de  
**INGENIERO QUÍMICO**

Barcelona, Junio de 2009.

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



**“ESTUDIO COMPARATIVO ENTRE LAS CONDICIONES DE DISEÑO  
Y DE OPERACIÓN ACTUAL DEL PROCESO EXTRACCIÓN DE  
HIDROCARBUROS LÍQUIDOS DE LA PLANTA DE EXTRACCIÓN SAN  
JOAQUÍN”**

**Jurado**

**Ing. Quím. Ivelia Avendaño (M.Sc.)**

**Jurado Principal**

**Ing. Quím. Oswaldo Ochoa**

**Jurado Principal**

**Ing. Quím. Arturo Rodolfo (M.Sc)**

**Jurado Principal**

Barcelona, Junio de 2009

## **RESOLUCIÓN**

De acuerdo al artículo 44 del Reglamento de Trabajos de Grado de la Universidad de Oriente:

“Los Trabajos de Grado son de la exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y sólo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien le participará al Consejo Universitario”.

## **DEDICATORIA**

A Dios, por iluminar mi camino siempre que lo necesite, a la Virgen del Valle, mi patrona que siempre ha estado a mi lado, guiándome por el buen camino.

A mis Padres Josefina Jiménez, Luís Díaz, los quiero mucho, y quienes se han preocupado por mí, apoyándome en todos los momentos de manera incondicional, trazando mi camino para obtener este gran triunfo, en especial a ti madre en brindarme tu confianza y cariño este título es para ti Te Quiero.

A mis hermanos: Daritza, Alicia, Alexander y Ángel por su apoyo y colaboración.

A mis sobrinos: Elias, Liliana, Darielys, mi "nego nego" (Deiby), Adrian, Luisito, Yorgelis, Junior, Isamar, Ismael, Wiliannis, Daritcita, Angel Jesús ¡los quiero mucho! Y especialmente a mi sobrino bello Douglas porque en el poco tiempo que estuvo en esta vida me enseñó que uno es quien quiere ser.

A mi Príncipe precioso (Franklin Montero), por amarme, cuidarme y darme ánimo de continuar adelante, por ser una persona muy especial ¡TE AMO!

A mis mejores amigas Triany Silva y Ninel Monasterios por estar a mi lado en los buenos y malos momentos ¡Las Quiero mucho!

A todos mis cuñados y en especial a Edgar, Yoli y Necty por ofrecerme su cariño y amistad siempre los quiero.

**DAICELYS DIAZ**

## **DEDICATORIA**

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

A mis padres Gregoria Barceló y Franklin Romero porque sin ustedes no estaría donde estoy, por siempre estar a mi lado en toda mi trayectoria universitaria apoyándome.

A mi manis por estar a mi lado durante toda mi carrera, por darme apoyo y fuerzas para seguir luchando por mis metas.

A mi compadrito Gabriel España, donde quiera que estés te dedico este logro y este triunfo mi hermano, daría lo que fuera porque estuvieses a mi lado en este momento.

A mi tío Carlos Enrique y a mi tía Mary dos seres que nunca dudaron de mi y que siempre estuvieron ahí pendientes de mi y de que lograra mi sueño.

A mi abuelo y a mis abuelitas por sus consejos.

A todas las personas que realmente creyeron en mí y nunca dudaron que lo iba a lograr.

**FRANKLIN ROMERO**

## **AGRADECIMIENTOS**

A Dios todo poderoso por lo bondadoso que ha sido, por permitirme cumplir esta meta anhelada.

A la virgen del Valle, por ser mi guía espiritual y cuidarme siempre.

A mis queridos padres: Josefina Jimenez y Luis Diaz, por ser los pilares fundamentales de mi familia y por hacer realidad este sueño.

A mis hermanos: Daritza, Alicia, Alexander y Angel por su apoyo y colaboración.

A mis sobrinos: Douglas, Elias, Liliana, Darielys, Deiby, Adrian, Luisito, Yorgelis, Junior, Isamar, Ismael, Wiliannis, Daritcita, Angel Jesus, ¡los quiero mucho!

A Franklin Montero, por su constancia y paciencia, por mostrarme la vida desde otra perspectiva, por quererme tanto, por tu sinceridad, ¡TE AMO!

A la Universidad de Oriente en donde transcurrieron las mejores experiencias de mi vida. A todos los compañeros y profesores, y en especial profesor Lucas Álvarez y profesora Isvelia Avendaño por brindarme la oportunidad de aprender de ustedes.

A Isvelia Avendaño, asesora académica gracias a sus conocimientos, colaboración, dedicación y paciencia.

A la gerencia de la planta San Joaquín y especialmente a las Ingenieras Nathali Sánchez y Francelis Corcega, por su colaboración en este proyecto.

A mi compañero de monografía: Franklin Romero. T.Q.M

A todos nuestros compañeros de área de grado, en especial Yeli y Cesar por compartir momentos agradables.

A mis mejores amigas Triany Silva y Ninel Monasterios por tenderme una mano en esos momentos difíciles de mi vida, por compartir y ofrecerme su amistad en todo momento.

A todos mis familiares, amigos y aquellas personas que dieron su granito de arena para que esta meta fuera hoy alcanzada.

**¡A todos ustedes mis más sinceras palabras de agradecimiento!**

**DAICELYS DIAZ**

## **AGRADECIMIENTOS**

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

Gracias a orula y a todos mis santos por ayudarme, protegerme siempre y por abrirme los caminos.

A mis padres, de verdad que no tengo palabras para agradecerles toda la comprensión, ayuda, paciencia, y el apoyo incondicional que ustedes me brindaron; gracias por ser mi ejemplo, gracias por nunca dudar de mi, gracias por siempre estar ahí cuando los necesite, en fin gracias por ser los mejores padres del mundo y como les prometí hace unos años cuando todo esto empezaba LO LOGRE MIS VIEJOS. Los AMO como a nada en esta vida gracias mi panchis y gracias a ti mi viejo este triunfo es de ustedes también.

Gracias a ti "gue" por ser mi hermana, mi mejor amiga, mi apoyo, mi hombro, mi compañera durante toda mi vida y toda mi carrera de verdad gracias manis por estar.

Gracias a mis tíos Paco, Oswaldo, Antonio y Emiro; a mi tía Mary; a mis primos y primas; a mis abuelos, gracias a todos por creer en mí.

A mi madre putativa Aurita gracias por apoyarme siempre y por siempre estar pendiente de mí.

A mi novia Romina de verdad que gracias mami por calarme así como soy, por acompañarme durante este triunfo, por tu paciencia, por creer en mí y por siempre ayudarme a buscarle la salida a los problemas de verdad gracias mi amor te amo.

Gracias a dos personitas maravillosas que tuve la dicha de conocer durante mi carrera a ti mi tonta (cris) y a ti mi nene (jessi) por su apoyo, por su ayuda, por su comprensión, por ser mis amigas incondicionales, por dar la cara por mi cuando yo no podía, por estar conmigo en las buenas y malas, por ser mis cómplices y en fin gracias por acompañarme durante estos maravillosos años de mi carrera. (Este titulo es un pedacito de ustedes oyeron).

Gracias a mis amigos casi hermanos Freddy y Willi por su amistad incondicional y por siempre brindarme su apoyo en todo momento.

Gracias a todas esas personas con las que compartí durante toda mi carrera (gabo, Alfredo, Jean, Elizbeth, Mary, Eve, Chesk, tocayo, Belén, Vicky, Anacary, Ana Karina, Joha, finin), gracias a todos por tantos momentos inolvidables.

Gracias a todos mis compañeros de áreas de grado.

Gracias a mi compañera de tesis Daicelys, por tu ayuda, por tu amistad, por entenderme, sinceramente sin ti no lo habría logrado mi loca TQM.

Gracias a mi asesora la profesora Ivelia Avendaño por su dedicación.

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

Gracias a todos mis profesores por su enseñanza.

**FRANKLIN ROMERO**

## **RESUMEN**

La evolución que ha tenido para Venezuela el negocio del gas natural y sus derivados ha ocasionado el análisis, estudio y elaboración de plantas de procesamiento. Con el transcurrir de los años la capacidad operativa de estas plantas se ha vuelto insuficiente, en relación con la creciente demanda, lo que ha ocasionado la transformación y mejoramiento de alguna de ellas, tal es el caso de la planta de extracción San Joaquín. Esta planta inicialmente operó con una capacidad máxima de 800 MMPCND, pocos años después comenzó a recibir por encima de la capacidad de la planta lo que condujo a la ampliación de su capacidad operativa. En base a esto se realizó un estudio comparativo de la planta original con la que opera actualmente utilizando como herramienta principal la información y datos técnicos obtenidos directamente en sus instalaciones.

## INDICE GENERAL

RESOLUCIÓN	IV
DEDICATORIA	V
DEDICATORIA	VI
AGRADECIMIENTOS	VII
AGRADECIMIENTOS	IX
RESUMEN	XI
INDICE GENERAL	XII
LISTA DE FIGURAS	XVI
LISTA DE TABLAS	XVIII
CAPITULO I	1
INTRODUCCIÓN	1
1.1. Reseña Histórica de la Planta de Extracción San Joaquín .....	1
1.2. Ubicación Geográfica .....	3
1.3. Planteamiento del Problema.....	4
1.4. Objetivos .....	6
1.4.1. Objetivo General	6
1.4.2. Objetivos Específicos	6
CAPITULO II	7
MARCO TEÓRICO	7
2.1. Generalidades del gas natural.....	7
2.1.1 Clasificación del gas natural	8
2.1.1.1. Clasificación de acuerdo a su ubicación en el subsuelo	8
Gas asociado	8
Gas no asociado	9
Gas condensado	9
2.1.1.2. Clasificación de acuerdo a su composición	10

2.1.2. Contenido líquido de un gas (GPM)	11
2.1.3 Producción	13
2.1.4 Refinación	14
2.1.5. Manejo del gas natural	16
2.1.5.1. Separación	16
2.1.5.2. Compresión	17
2.1.6 Ventajas y usos del gas natural	18
2.1.7. Líquidos del gas natural (LGN)	20
2.1.8. Procesos de extracción de líquidos del gas natural (LGN)	21
2.1.8.1. Refrigeración mecánica	22
2.1.8.2. Sistema de absorción	24
2.1.8.3. Procesos criogénicos	25
2.1.9. Procesos de deshidratación	26
2.1.9.1. Tipos de Procesos	26
2.1.10. Hidratos de gas natural	28
2.1.11. Procesamiento del gas natural	29
2.1.11.1. Gasolina natural	30
2.1.11.2. Gas natural licuado (GNL)	30
2.1.11.3. Gas residual	30
2.2. Planta de extracción San Joaquín.....	30
2.2.1 Bases de diseño San Joaquín 1000	31
2.2.1.1 Condiciones y composición del gas de alimentación	32
2.2.1.2 Especificaciones del producto LGN	33
2.2.1.2.1 Modalidad de rechazo de etano	33
2.2.1.2.2 Modalidad de recuperación de etano	33
2.2.1.3 Especificaciones de gas residual	33
2.2.1.4 Otras consideraciones de diseño	34
2.2.2. Sistema de alimentación de la planta San Joaquín	34
2.2.2.1. Estaciones de producción	36

2.2.2.2. Plantas compresoras	36
2.2.2.3. Gasoductos	37
2.2.3. Criterios de seguridad requeridos a la entrada de una planta de extracción de líquidos	40
2.2.3.1. Parada de emergencia de un solo tren	41
2.2.3.2. Parada de Emergencia Total de la Planta	41
CAPITULO III	43
METODOLOGÍA	43
3.1. Tipo de Investigación.....	43
3.3. Técnicas de investigación .....	44
3.4. Instrumentos de recolección de datos .....	45
3.5. Técnicas de análisis de datos.....	45
3.6. Fases de la investigación.....	45
CAPITULO IV	47
DESARROLLO DEL PROYECTO	47
4.1. Proceso de extracción de líquidos del gas natural en la planta de extracción San Joaquín.....	47
4.1.1. Separación del gas de entrada	47
4.1.2. Deshidratación con glicol del gas de entrada	48
4.1.3. Enfriamiento del gas de entrada y expansión (válvula J-T de alta presión).	50
4.1.4. Deshidratación con tamices moleculares	52
4.1.5. Enfriamiento del gas de entrada y expansores de baja presión.	53
4.1.6. Desetanizacion/desmetanizacion	56
4.1.7. Sistema estabilizador de condensado	57
4.1.8. Compresión del gas residual	59
4.2. Equipos que intervienen en el proceso de la planta de extracción San Joaquín. ....	59
4.2.1. Depuradores	60

4.2.2. Torre contactora de trietilenglicol.	61
4.2.3. Intercambiador gas caliente-gas de alta presión	62
4.2.4. Válvulas J-T de alta presión	62
4.2.5. Tamices moleculares	62
4.2.6. Intercambiador gas frío- gas de baja presión	64
4.2.7. Expansor-precompresor	64
4.2.8. Torre Desetanizadora – desmetanizadora	65
4.2.9. Sistema estabilizador de condensados	66
4.2.10. Turbo compresor centrifugo	67
4.2.11. Sistema de gas de regeneración	68
4.2.12. Sistema de aceite caliente	69
4.2.13. Sistemas de venteo	69
4.2.14. Sistema de gas combustible	72
4.3. Causas que originaron los cambios en la planta de extracción San Joaquín .....	73
4.4. Cambios realizados en la planta de extracción San Joaquín para las mejoras en el proceso de extracción de líquidos del gas natural.....	75
4.5. Productos de la planta de extracción San Joaquín .....	76
4.5.1. San Joaquín 1000	76
4.5.2. San Joaquín 800	77
Gas residual total.	77
CAPITULO V	78
CONCLUSIONES y recomendaciones	78
5.1 Conclusiones. ....	78
5.2 Recomendaciones.....	79
BIBLIOGRAFÍA	80
ANEXOS A	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>
ANEXOS B	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO	90

## LISTA DE FIGURAS

	Página
<b>Figura 1.1</b> Complejo criogénico de oriente	1
<b>Figura 1.2</b> Ubicación geográfica de la planta de extracción San Joaquín	3
<b>Figura 2.1</b> Componentes de una mezcla de gas natural	8
<b>Figura 2.2</b> Yacimiento de gas asociado	9
<b>Figura 2.3</b> Yacimiento de gas libre	9
<b>Figura 2.4</b> Producción del gas natural	14
<b>Figura 2.5</b> Distribución de los usos del gas natural	19
<b>Figura 2.6</b> Proceso de refrigeración mecánica	22
<b>Figura 2.7</b> Sistema de refrigeración.	23
<b>Figura 2.8</b> Proceso de absorción a temperatura ambiente	24
<b>Figura 2.9</b> Planta criogénica de extracción de líquidos	26
<b>Figura 2.10</b> Sistema de deshidratación con tamices moleculares	27
<b>Figura 2.11</b> Sistema de deshidratación con TEG	28
<b>Figura 2.12</b> Proceso del gas natural	29
<b>Figura 2.13</b> Diagrama de proceso de la planta de extracción San Joaquín.	31
<b>Figura 2.14</b> Sistema de alimentación de la planta San Joaquín.	35
<b>Figura 4.1</b> Sistema de alimentación San Joaquín 800.	48
<b>Figura 4.2</b> Sistema de alimentación San Joaquín 1000	49
<b>Figura 4.3</b> Sistema de deshidratación con trietilenglicol (TEG)	50
<b>Figura 4.4</b> Enfriamiento en zona de alta presión	52
<b>Figura 4.5</b> Deshidratación con tamices moleculares	53

<b>Figura 4.6</b> Enfriamiento en la zona de baja presión.	54
<b>Figura 4.7</b> Sistema de desetanización.	57
<b>Figura 4.8</b> Sistema estabilizador de condensado.	58
<b>Figura 4.9</b> Separadores de entrada.	60
<b>Figura 4.10</b> Torre contactora de trietilenglicol.	61
<b>Figura 4.11</b> Intercambiador gas caliente- gas alta presión	62
<b>Figura 4.12</b> Válvulas J-T de alta presión.	63
<b>Figura 4.13</b> Tamices moleculares.	64
<b>Figura 4.14</b> Intercambiador gas frío- gas de baja presión	65
<b>Figura 4.15</b> Expansor-precompresor	65
<b>Figura 4.16</b> Torre desetanizadora.	66
<b>Figura 4.17</b> Torre estabilizadora de condensados	67
<b>Figura 4.18</b> Turbo compensador centrifugo	68
<b>Figura 4.19</b> Sistema de alivio y venteo de los separadores de entrada.	70
<b>Figura 4.20</b> Ejemplo de un sistema flare	71
<b>Figura 4.21</b> Caudal de alimentación de la planta San Joaquín.	74
<b>Figura A.1</b> Proceso de extracción San Joaquín 1000.	83
<b>Figura A.2</b> Knock- out drum (KOD)	84
<b>Figura A.3</b> Sistema de gas combustible y regeneración.	84
<b>Figura A.4</b> Proceso de extracción San Joaquín 800.	85
<b>Figura A.5</b> Cambios realizados a la planta de extracción San Joaquín	86
<b>Figura A.5</b> Cambios realizados a la planta de extracción San Joaquín. (Continuación)	87

## LISTA DE TABLAS

	Página
<b>Tabla 2.1</b> Composición típica del gas natural en diferentes áreas de Venezuela.	11
<b>Tabla 2.2</b> Composición del gas de alimentación (temperatura 110 °F y presión 990 psig).	32
<b>Tabla 2.3</b> Composición, volumen y gpm de las fuentes que componen el sistema de alimentación.	37
<b>Tabla 4.1</b> Productos de la planta San Joaquín 1000.	76
<b>Tabla 4.2</b> Productos de la planta San Joaquín 800.	77

---

---

## CAPITULO I

### INTRODUCCIÓN

#### 1.1. Reseña histórica de la planta de extracción San Joaquín

En 1985 el oriente del país poseía el 76% de reservas de gas en toda Venezuela, lo que originó que el 22 de noviembre del mismo año se inaugurara el complejo criogénico de oriente, constituido en la actualidad por tres plantas de extracción de líquidos: San Joaquín (estado Anzoátegui), Santa Bárbara y Jusepín (estado Monagas), y una planta de fraccionamiento, almacenamiento y despacho en el complejo criogénico José Antonio Anzoátegui (estado Anzoátegui) (figura 1.1), con la finalidad de extraer del gas, los líquidos de mayor valor comercial y acondicionarlos para su utilización como combustible industrial, petroquímico y doméstico. Una de las plantas que poseía mayor volumen de procesamiento era la planta San Joaquín, contando anteriormente con dos trenes capaces de procesar 400 MMPCND (millones de pies cúbicos por día) cada uno, diseñado por la compañía Fish Engineering and Construction Inc. y Construido por Brown and Root.



**Figura 1.1** Complejo criogénico de oriente

En 1992, se iniciaron las obras de ampliación de la infraestructura del complejo, proyecto nombrado ACCRO (ampliación del complejo criogénico de José), para aumentar la capacidad de producción. Con esta nueva estructura el proyecto "San Joaquín 1.000", la planta de extracción San Joaquín pasó a procesar para finales del mismo año, de 800 MMPCND a 1000 MMPCND diseñados por la misma compañía, produciendo 890 MMPCND de gas residual y 48 MBPD (miles de barriles por día) de propano y más pesados.

Cada tren recibe gas natural enriquecido a una presión de 990 psig, y una temperatura de 110° F, a través de gasoductos con cuatro facilidades de entrada: Santa Rosa, Santa Ana, El Toco y San Joaquín. Este gas está compuesto por: dióxido de carbono, agua, metano, etano, propano, iso-butano, iso-pentano, n-pentano, hexano, heptano y más pesados, sulfuro de hidrogeno, mercaptanos y sulfuros de carbonilo. La planta de extracción San Joaquín está compuesta por las siguientes unidades: instalación de alimentación, deshidratación con TEG y deshidratación con tamices moleculares, pre-enfriamiento de gas de entrada, proceso de recuperación de LGN, desetanizadora, compresión del gas residual, estabilizadora de condensados, sistema de aceite para calentamiento, sistema de venteo, sistema de gas combustible, tratamiento de aguas de desecho, almacenaje de productos químicos, sistema de agua contra incendio, y agua potable, sistema de aire, para instrumentos, generación de energía eléctrica y sala de control <sup>[1]</sup>.

Los productos líquidos son distribuidos a través de 113 Km de poliductos hacia la planta de fraccionamiento de Jose, donde son acondicionados para su comercialización. La planta de Jose produce propano, butano, pentano, y gasolina la cual posteriormente es enviada a la refinería de Puerto la Cruz.

## 1.2. Ubicación geográfica

La planta de extracción está ubicada en el campo de San Joaquín a 12 kilómetros al oeste de Anaco, estado Anzoátegui, (figura 1.2). Originalmente, fue diseñada para procesar 800 MMPCND de gas de alimentación, recobrando el 90% de propano. Actualmente, usa dos trenes idénticos para procesar 1.000 MMPCND, cada uno procesa el 50% de la alimentación con facilidades de entrada y áreas de utilidad en común. Cuando se opera en modo de recobro de etano, la máxima recuperación está limitada a un 40 %, debido a la temperatura de congelamiento del dióxido de carbono. La planta de extracción San Joaquín, extrae los líquidos del gas natural proveniente de las plantas compresoras y estaciones de flujo del área mayor de Anaco (AMA) y área mayor de oficina (AMO) en dos trenes de proceso con capacidad de procesar 1000 MMPCNDG y 55 MBLD (miles de barriles de líquido por día) los cuales son enviados a la planta de fraccionamiento y despacho Jose para su comercialización tanto en el mercado interno como externo; así mismo el gas metano proveniente del proceso es enviado a través de una red de tuberías para el consumo del País.



**Figura 1.2** Ubicación geográfica de la planta de extracción San Joaquín.

### **1.3. Planteamiento del problema**

Ante la dinámica de producción utilizada por la empresa encargada del procesamiento de hidrocarburos, surge siempre la imperante necesidad de proyectar las metas y objetivos planteados inicialmente hacia el futuro, sin poner en juego el potencial, la estabilidad y los niveles de calidad buscando desde luego nuevas fuentes, estudios y métodos que permitan el desarrollo y las mejoras.

Con la creciente demanda de LGN se inició la construcción del Complejo Criogénico de Oriente el cual incluye la planta de extracción San Joaquín, primera planta de extracción de hidrocarburos líquidos del gas natural en el oriente del país, ubicada específicamente en Anaco estado Anzoátegui, esta planta inició con una capacidad operativa de 800 millones de pies cúbicos normales diarios de gas (800 MMPCND) y en el año 1992 elevó su capacidad de procesamiento a 1.000 millones de pies cúbicos normales diarios de gas (1.000 MMPCND).

Para el procesamiento del gas natural es necesario, enviarlo inicialmente a plantas de acondicionamiento, donde se le somete a un proceso de filtración para eliminar partículas sólidas; seguidamente pasa a las plantas de tratamiento para eliminar el vapor de agua y el azufre. Luego las corrientes de gas se separan de acuerdo con su composición, en gas rico y gas pobre y se distribuyen por gasoductos para su posterior uso. Las corrientes de gas rico se envían por gasoductos a las plantas criogénicas en las cuales, mediante el proceso de extracción, se separan los líquidos del gas natural (LGN) y del gas residual, mejor conocido como gas metano. Los LGN son enviados por poliductos a las plantas de fraccionamiento donde, por procesos de destilación, se separan en componentes puros.

Para realizar cambios en la capacidad operativa de cualquier planta es necesario realizar una serie de transformaciones tanto de alimentación al proceso como de equipos según sea el caso y las especificaciones que se requieran cumplir.

Debido a este cambio en la capacidad operativa de la planta de extracción San Joaquín, hace considerar interesante realizar el estudio comparativo del proceso de extracción de la planta original con la planta que en la actualidad opera, mediante la descripción del proceso de extracción y la identificación de los equipos operativos que intervienen en el proceso de dicha planta con la finalidad de comparar la calidad del producto de la planta creada originalmente y la planta actual. Considerándose esta reingeniería como una oportunidad para optimizar los niveles de utilización de una capacidad instalada preexistente.

## **1.4. Objetivos**

### **1.4.1. Objetivo general**

Estudio comparativo del proceso de extracción de hidrocarburos líquidos del gas natural en la planta original de extracción San Joaquín con la de operación actual.

### **1.4.2. Objetivos específicos**

1. Describir el proceso de extracción de líquidos del gas natural en la planta San Joaquín.
2. Identificar los equipos que intervienen en el proceso de extracción de líquido en la planta mediante sus especificaciones y condiciones de operación.
3. Indicar las causas que originaron los cambios en la planta de extracción San Joaquín.
4. Estudiar los cambios realizados en la planta para las mejoras en el proceso de extracción de líquidos del gas natural.
5. Comparar la calidad del producto obtenido en el proceso de extracción en la planta original con la de operación actual.

---

---

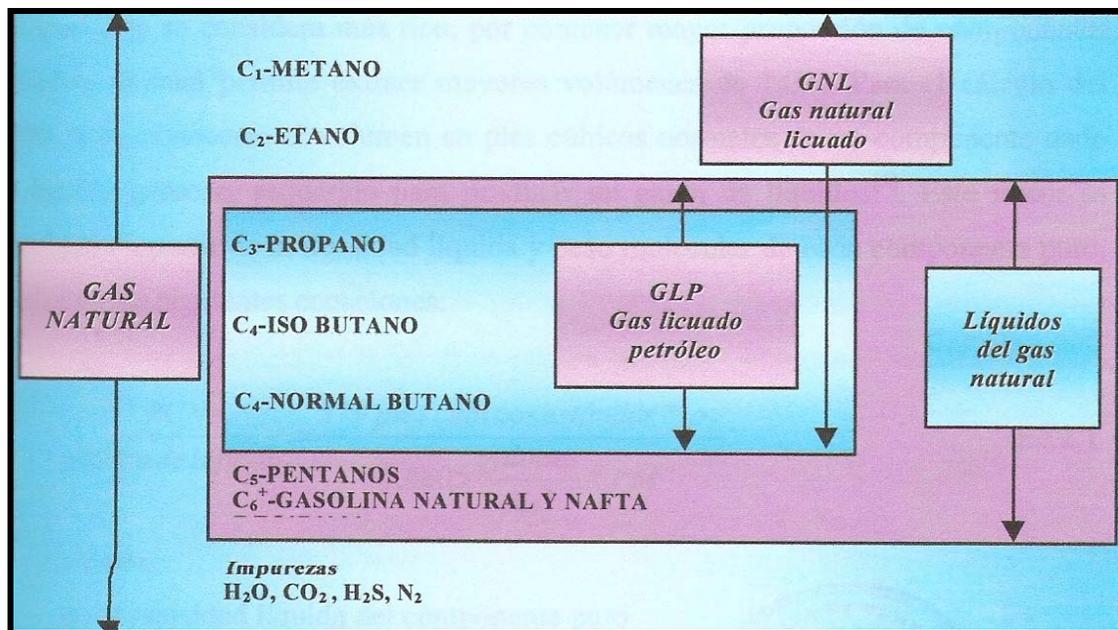
## CAPITULO II

### MARCO TEÓRICO

#### 2.1. Generalidades del gas natural

El gas natural es un combustible que se origina en las rocas porosas del interior de la corteza terrestre y que se encuentra en acumulaciones de petróleo crudo o cerca de ellas. La manera más común en que se encuentra este combustible, es atrapado entre el petróleo y una capa rocosa impermeable. En condiciones de alta presión se mezcla o disuelve en aceite crudo. Está formado por hidrocarburos que tienen un punto de ebullición muy bajo y no tiene un olor específico. El metano forma aproximadamente el 75% del gas típico, el etano puede presentarse en porcentajes superiores al 10 %, y el propano por encima del 3%; pueden estar presentes también butano, pentano, hexano, heptano y octano (figura 2.1).

Otro grupo de componentes que forman el gas natural lo constituyen los componentes inorgánicos que aportan normalmente menos de diez por ciento en volumen de una muestra de gas y están representados normalmente por el dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) y el sulfuro de hidrogeno ( $\text{H}_2\text{S}$ ), y algunas veces por nitrógeno ( $\text{N}_2$ ) y especialmente helio (He). Además de los componentes anteriores también se encuentra presente agua ( $\text{H}_2\text{O}$ ) en cantidades variables, dependiendo de las condiciones de presión y temperatura a que se encuentre el gas <sup>[2]</sup>



Fuente: [6]

**Figura 2.1** Componentes de una mezcla de gas natural.

## 2.1.1 Clasificación del gas natural

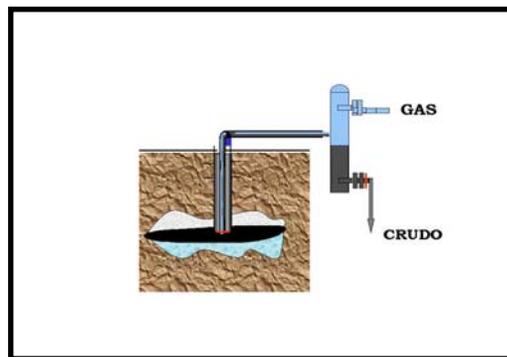
El gas natural se clasifica en dos grupos dependiendo de la procedencia y composición del gas. <sup>[3]</sup>

### 2.1.1.1. Clasificación de acuerdo a su ubicación en el subsuelo

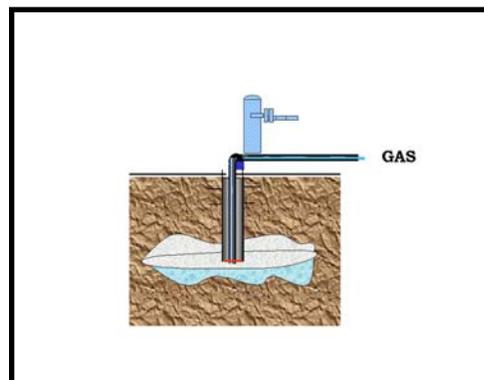
**Gas asociado.** Es aquel que se encuentra en contacto y/o disuelto en el crudo del yacimiento. Este, a su vez, puede ser clasificado como gas de casquete (libre) o gas en solución (disuelto) y se encuentra como gas húmedo amargo (figura 2.2).

**Gas no asociado.** Es aquel que se encuentra en yacimiento que no contiene crudo, a las condiciones de presión y temperatura originales y puede hallarse como gas húmedo amargo, húmedo dulce o seco (figura 2.3).

**Gas condensado.** Es una mezcla compleja de hidrocarburos, que se caracteriza por presentar un porcentaje de metano mayor de un 60% y contener mayor cantidad de componentes pesados.



**Figura 2.2** Yacimiento de gas asociado



**Figura 2.3** Yacimiento de gas libre

El gas natural presenta una ventaja competitiva frente las otras fuentes de energía ya que, solamente alrededor de 10 % del gas natural producido merma o se pierde antes de llegar al consumidor final. En la tabla 2.1 se puede apreciar la composición típica del gas natural de Venezuela y algunas propiedades.

#### 2.1.1.2. Clasificación de acuerdo a su composición

**Gas rico (húmedo).** Es aquel gas natural del cual se puede obtener apreciables cantidades de hidrocarburos líquidos ( $C_3 +$ ) debido a que contiene alta proporción de componentes pesados. Es bastante utilizado en la petroquímica y en la elaboración de la gasolina natural.

**Gas pobre (seco).** Está formado prácticamente por metano (85 % - 90 %). Se utiliza directamente como combustible o en mantenimiento de presión de yacimientos, también en la producción de hidrogeno.

**Gas agrio.** Es aquel que contiene impurezas como  $H_2S$  y  $CO_2$  los cuales son altamente corrosivos en especial el primero.

**Gas dulce.** Es aquel que no contiene o contiene muy poco (trazas) de  $H_2S$  y  $CO_2$ . Los gases de Venezuela sólo contienen pequeñas cantidades de  $H_2S$  <sup>[4]</sup>.

**Tabla 2.1** Composición típica del gas natural en diferentes áreas de Venezuela <sup>[5]</sup>

Componente	Fórmula	% Volúmenes				
		Occidente (asociado)	Guarico (libre)	Oriente (libre)	Oriente (asociado)	Costa Afuera (libre)
Metano	$CH_4$	73,1	83,5	76,9	75,1	90,5
Etano	$C_2H_6$	11,0	0,6	5,8	8,0	5,0
Propano	$C_3H_8$	6,0	0,1	2,5	0,9	0,4
Iso-butano	$i - C_4H_{10}$	1,1	-	0,5	0,9	0,4
n-butano	$n - C_4H_{10}$	1,9	0,1	0,6	1,1	0,7
Iso-pentano	$i - C_5H_{12}$	0,6	-	0,3	0,3	0,3
n-pentano	$n - C_5H_{12}$	0,5	-	0,2	0,3	0,2
Hexano	$C_6H_{14}$	0,5	-	0,2	0,2	0,2
Heptano	$C_7H_{16}$	0,4	-	0,4	0,2	0,2
Nitrógeno	$N_2$	0,5	0,1	0,1	0,1	0,1
Dióxido de carbono	$CO_2$	4,4	15,6	12,5	9,2	0,2
Gravedad Especifica		0.8	0.7	0.8	0.8	0.6

### 2.1.2. Contenido líquido de un gas (GPM)

Se define como el número de galones de líquido que pueden obtenerse de 1.000 pies cúbicos normales de gas natural. Se expresa generalmente con las letras “GPM”, también se conoce con el nombre de “Riqueza de un Gas”. Es un factor muy usado y

conocido principalmente en problemas relacionados con plantas de extracción de líquidos de gas natural.

Debido a que sólo el propano y compuestos más pesados, generalmente se recuperan como líquidos, el metano y etano no se consideran al calcular el contenido de líquido del gas natural. Además, se asume que los componentes más pesados que el propano son totalmente recuperados como líquidos, aunque en la práctica, solo se recupera un porcentaje de esa cantidad. En la medida en que los sistemas criogénicos han mejorado tecnológicamente, ese porcentaje recuperado ha aumentado considerablemente, razón por la cual se suele hablar de recuperación profunda de los líquidos del gas natural (mas del 98 %).

Mientras mayor sea el GPM del gas, éste se considera más rico, por contener mayor proporción de componentes pesados, lo cual permite extraer mayores volúmenes de LGN. Para el cálculo del GPM debe conocerse el volumen en pies cúbicos normales de un componente dado en estado gaseoso, requerido para producir un galón de líquidos. Este factor se determina a partir de la densidad líquida y peso molecular de cada componente puro, mediante las siguientes expresiones:

$$\frac{PCN}{Gal\acute{o}ndel\acute{l}quido} = \frac{379 \text{ pies}\acute{c}ubi \text{ cos es tan dar} \cdot \rho_L}{7,4805 \frac{\text{galones}}{\text{pies}^3} \cdot PM} \quad \text{Ec.2.1}$$

Donde:

$\rho_L$  = densidad líquida del componente puro.

PM= peso molecular del componente puro.

Así, para un componente puro:

$$GPM_i = \frac{1000 \cdot y_i}{\frac{PCN}{\text{Galón de líquido}}}$$

Ec. 2.2

Donde:

$y_i$  = Fracción molar del componente i.

De esta manera, el GPM de una mezcla de “n” componentes viene dado por la sumatoria de los  $GPM^i$  de los componentes puros que la forman.

$$GPM = \sum_{i=1}^n GPM_i$$

Ec. 2.3

### 2.1.3 Producción

El gas natural, libre o asociado, procedente de los yacimientos, es tratado y acondicionado para satisfacer las especificaciones de calidad en función de sus diferentes usos, utilizando procesos adecuados.

Para la explotación de este combustible se utiliza la tecnología aplicada en la perforación de pozos de petróleo. Sin embargo, las perforaciones de gas implican mayores riesgos operacionales, debido a la baja viscosidad del gas, que le permite mezclarse más fácilmente con el lodo de perforación, lo que tiende a reducir la densidad de éste y lo que involucra un aumento en las precauciones a tomar.

Una vez extraído el gas es necesario separarlo del petróleo, del condensado y/o del agua asociada a él. Este proceso se efectúa en separadores de gas ubicados en las estaciones de flujo de los campos, las cuales reciben la producción de los diversos pozos que concurren a ellas para luego enviarlo a las plantas de compresión, licuefacción y otras, para de esta manera, llevar el gas natural a las condiciones requeridas para su utilización y aprovechamiento.

### 2.1.4 Refinación

El gas natural proveniente del campo de extracción contiene uno o más componentes indeseables que deben ser removidos con la finalidad de cumplir con ciertas especificaciones que permitan su distribución a través de líneas de tuberías. Entre los principales componentes de este combustible que se eliminan en su procesamiento se encuentran: hidrocarburos pesados licuables, agua, sucio y polvo, nitrógeno, dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S) y otros compuestos de azufre.

En la figura 2.4, se muestran de manera general los diferentes procesos a los cuales es sometido el gas natural desde su explotación.

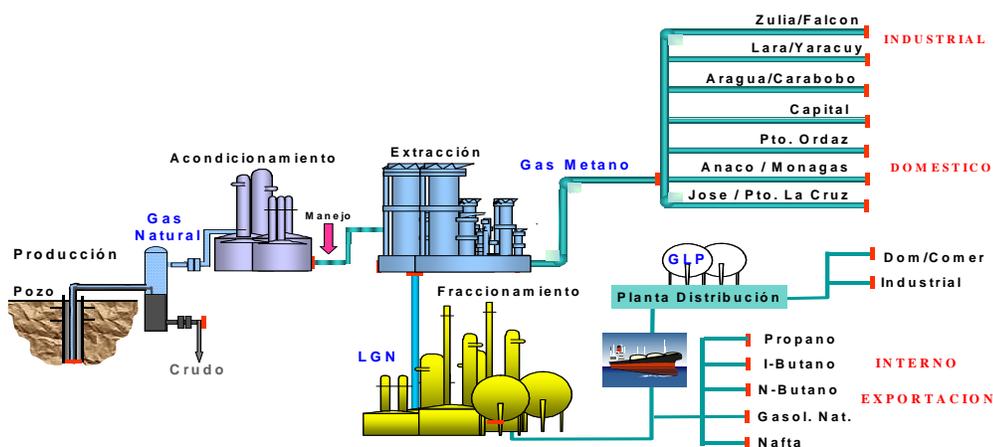


Figura 2.4 Producción del gas natural

La primera fase de tratamiento es llamada acondicionamiento y como su nombre lo indica, es el proceso mediante el cual se lleva el gas a unas condiciones tales que pueda ser manejado por el sistema de plantas y tuberías para luego ser consumido por los usuarios finales. En esta etapa, se le retira el exceso de agua y componentes ácidos que pueden provocar corrosión en los equipos ocasionando problemas operacionales durante la separación de los productos.

Esta etapa está conformada principalmente por tres procesos: filtración, endulzamiento y deshidratación:

- **Filtración.** Tiene la finalidad de retener las impurezas que contiene el gas natural para evitar su arrastre por las tuberías que lo transportarán hacia los centros de refinación.
- **Endulzamiento.** Consiste en la remoción del ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) y el dióxido de carbono ( $CO_2$ ) los cuales, en combinación con el agua, pueden formar compuestos corrosivos. El endulzamiento se logra mediante la utilización de tamices moleculares, absorción con aminas o lechos sólidos.
- **Deshidratación.** Es la remoción del agua hasta el límite de especificación necesario para evitar la formación de hidratos en los procesos posteriores a los que será sometido el gas natural y se cuantifica con la reducción del punto de rocío. Los métodos de deshidratación más utilizados son absorción con trietilenglicol (TEG) y tamices moleculares.

Luego de ser acondicionado, el gas entra en las plantas de extracción, donde son separados los hidrocarburos líquidos contenidos en la corriente, obteniendo finalmente gas seco y una mezcla líquida de propano, butano, pentanos, gasolina natural y un residual que es enviado a las plantas de fraccionamiento para su separación en productos comerciales.

El condensado estabilizado o LGN se obtiene a través de los siguientes procesos:

- Absorción y absorción refrigerada
- Enfriamiento mecánico
- Turbo expansión
- Expansión Joule-Thompson

El LGN extraído es llevado a las plantas de fraccionamiento donde será separado por componentes. Para ello se emplean columnas de destilación: despropanizadoras, desbutanizadoras, desisobutanizadoras, etc.

Los productos líquidos son transportados para exportación, a través de los terminales marítimos, y para suplir las necesidades del mercado interno, principalmente refinerías y la petroquímica. Un volumen importante de propano, va a los centros de llenado para ser trasladado por terceros, en cilindros presurizados o en camiones para consumo industrial y doméstico.

### **2.1.5. Manejo del gas natural**

Para llevar el gas natural a las condiciones requeridas en el uso y aprovechamiento, es necesario separarlo previamente del petróleo, recolectarlo, elevar su presión (comprimirlo) y tratarlo eliminando los componentes no deseados. A continuación se presenta una descripción de las etapas antes mencionadas<sup>[5]</sup>.

#### **2.1.5.1. Separación**

Después que el gas natural se extrae es separarlo del petróleo, del condensado y/o del agua que se producen conjuntamente con él. Esta separación se efectuará en

separadores multifásicos ubicados en las estaciones de flujo de los campos, los cuales reciben la producción de los diversos pozos que concurren a ellas para luego enviar el gas a las plantas de compresión, plantas de licuefacción de gas u otras.

### **2.1.5.2. Compresión**

La mayor parte del gas natural que se produce en Venezuela es enviado a plantas de gas para ser comprimido a través de una tubería que tiene una presión típica de entrada de 1.200 psig. La presión de salida de la planta compresora depende del uso o destino que se le dará al gas. Si éste se va a utilizar para inyectarlo en los yacimientos con fines de extracción adicional de petróleo, es necesario elevar su presión hasta niveles por encima de las 4.500 psig, mientras que el gas enviado a los centros de consumo o plantas de remoción de líquidos se comprime hasta presiones en el orden de 1.200 psig.

Existen varios tipos de compresores utilizados de acuerdo a los distintos requerimientos: inyección, levantamiento artificial de petróleo, procesamiento o transporte. Los compresores reciprocantes son generalmente utilizados cuando las relaciones de compresores son altas (presión de salida/presión de entrada), mientras que los compresores centrífugos, permiten manejar grandes volúmenes a relaciones de compresión moderadas.

Las estaciones de compresión son importantes porque a medida que las corrientes de gas fluyen a través de la tubería, las pérdidas por fricción reducen la presión dentro de la tubería. Estas estaciones se colocan en ciertos puntos o cada tramo de tubería donde la presión en la línea cae lo suficiente como para requerir una recompresión. El gas natural que viene de yacimientos por tuberías contiene líquidos que pueden arrastrar lodos u otros líquidos a través de la tubería. Por tal razón, para prevenir daños al compresor, un retenedor de lodo es instalado a la entrada de la

estación de compresión para separar los líquidos del gas. También se coloca un separador de succión a la entrada del compresor para asegurar la completa remoción de líquido del gas y prevenir daños de estos equipos <sup>[7]</sup>.

### **2.1.6 Ventajas y usos del gas natural**

- En el actual mundo industrial, el gas se abre paso entre otras fuentes de energía como el carbón, el petróleo y otros combustibles líquidos, la hidroelectricidad y la energía nuclear, permitiendo obtener la misma cantidad de energía a menor costo, ofreciendo ventajas que sobrepasan las características, disponibilidad, eficiencia y manejo de otros combustibles. El gas metano es mucho más amigable para el ambiente que otras, como el diesel y la gasolina
- Como combustible ofrece una combustión completa en los procesos industriales.
- No produce hollín ni mugre. Por tanto, los equipos en que se usa no requieren mantenimiento especial.
- Puede manejarse a presiones deseadas de entrega en los sitios de consumo.
- Su valor calorífico y combustión son altamente satisfactorios por su contenido en trazas de propano residual.
- Volumétricamente es susceptible a la compresión o expansión, en función a la relación presión-temperatura que se le desee imponer.
- Puede ser transportado por sistemas de tuberías que permiten mantener rangos de volúmenes constantes a presiones deseadas.
- Su entrega a clientes puede ser continua y directa a los equipos donde debe consumirse, sin requerimientos de almacenaje en sitio.
- La reversibilidad gas-líquido-gas lo hace apto para el envasado en pequeños y seguros recipientes, fáciles de manejar, transportar e instalar, para suplir combustible en sitios no servidos por redes de tuberías de distribución. El gas licuado puede transportarse también en barcos, desde áreas remotas de

producción y procesamiento a grandes terminales de almacenamiento que surten a industrias y a miles de clientes particulares.

- Por su eficiencia y rendimiento calórico su costo por volumen es muy económico.
- Es más liviano que el aire por lo que se dispersa fácilmente.

Actualmente un 70 % de la producción de gas es aprovechado en la industria petrolera, en programas de inyección con el propósito de recuperar crudos, para conservar el gas para usos futuros, así como combustible en las refinerías (figura 2.5). El proceso de extracción de LGN como lo son el etano, propano, butanos y otros componentes más pesados, se consume el 10 % de la producción nacional del energético. Por último, pero no menos importante, el mercado interno consume un 30 % de la producción nacional, utilizándose en su mayoría como fuente de energía para la generación de vapor y electricidad, en la fabricación de aluminio, de productos siderúrgicos, cementos y materiales de construcción; y en menor proporción en la fabricación de papel, cartón, textiles, vidrios, alimentos y alfarería entre otros. Igualmente, es aprovechado como combustible de uso doméstico, acondicionamiento de ambientes y como combustible vehicular (GNV).

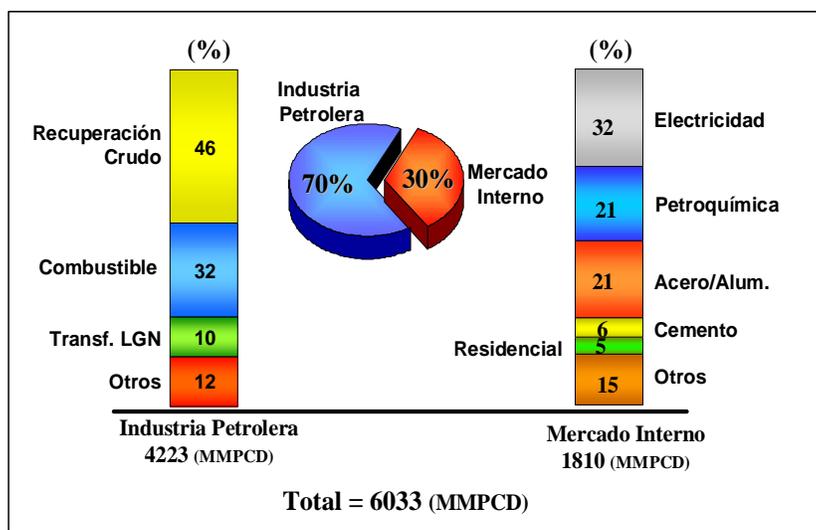


Figura 2.5 Distribución de los usos del gas natural

Cabe destacar su utilización como combustible para generar electricidad en plantas como Tocoa, Planta Centro, Guanta; y como materia prima para la industria siderúrgica en los procesos de reducción de mineral de hierro. Asimismo, en la petroquímica es elemento de partida para la obtención de productos tales como metanol, fertilizantes y bases para la producción de plásticos y productos sintéticos.

Por otra parte, los desarrollos tecnológicos actuales han permitido la obtención de combustibles de alta calidad, es decir, cuya combustión genera niveles mínimos de contaminación ambiental, a partir del gas natural. Sin embargo, estas son tecnologías emergentes, de muy alto costo, que pudiera desarrollarse en el largo plazo para suplir mercados de combustibles líquidos en países que posean legislaciones estrictas en materia ambiental.

### **2.1.7. Líquidos del gas natural (LGN)**

Son productos originados como consecuencia del tratamiento del dicho gas y están formados por trazas de etano, propano, butano y otros hidrocarburos más pesados, que son utilizados en la elaboración de productos plásticos, alcoholes, fertilizantes, caucho y fibras sintéticas, entre otros; también es usado en la fabricación de componentes de alto octanaje para las gasolinas, y como combustible de uso industrial, comercial y residencial <sup>[14]</sup>.

. La propiedad que lo diferencia de los líquidos del petróleo es su baja temperatura crítica, cerca de -73 °C (-100 °F). Esto significa que el gas natural no puede licuarse a temperatura ambiente por el simple aumento de la presión, tiene que enfriarse hasta temperaturas criogénicas para lograr su licuefacción y estar bien aislado para conservarse en estado líquido. Una gran ventaja que tienen los líquidos del gas natural es en cuanto a su almacenamiento y embarque; esto se deriva del hecho de

que  $0,03 \text{ m}^3$  ( $1 \text{ pie}^3$ ) de metano líquido a  $-162 \text{ °C}$  ( $-260 \text{ °F}$ ) es aproximadamente igual a  $18 \text{ m}^3$  ( $630 \text{ pie}^3$ ) de metano gaseoso <sup>[7]</sup>.

En los procesos de extracción de líquidos del gas natural existen etapas de acondicionamiento del gas, las cuales están conformadas por diferentes equipos diseñados para llevar a cabo una función específica.

#### **2.1.8. Procesos de extracción de líquidos del gas natural (LGN)**

La recuperación de líquido del gas natural se obtiene mediante cambios de las condiciones del gas. De esta manera, al producirse cambios en el equilibrio de los componentes del gas natural se puede lograr que algunos de ellos se condensen y otros se vaporicen, esto ocurre a medida que esos componentes tratan de alcanzar una nueva condición de equilibrio <sup>[8]</sup>.

Generalmente, las condiciones que más suelen cambiar son presión y temperatura. También se puede introducir un material diferente dentro de la corriente gaseosa. Usualmente, estas tres condiciones suelen combinarse.

Los métodos de recuperación de líquidos del gas natural que se utilizan en Venezuela están basados principalmente en:

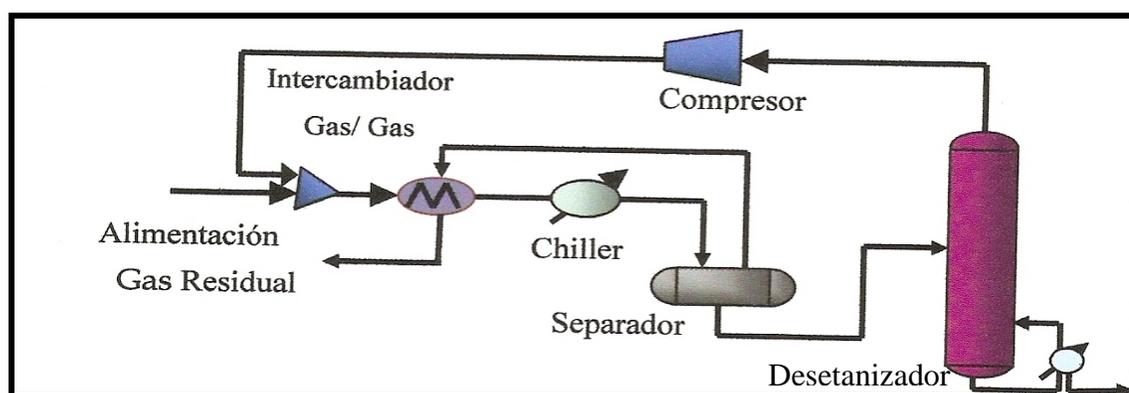
- Refrigeración mecánica.
- Sistemas de absorción.
- Procesos criogénicos.

De estas tres, la tecnología que hoy en día está más afianzada en nuestro país son los procesos criogénicos, debido a su alta eficiencia en la recuperación de líquidos.

### 2.1.8.1. Refrigeración mecánica

Es una de las tecnologías más sencillas y antigua que existen para el procesamiento de gas. En este proceso de refrigeración, la corriente de gas natural es enfriada a aproximadamente  $-30\text{ }^{\circ}\text{F}$  ( $-34,4\text{ }^{\circ}\text{C}$ ) mediante un sistema externo de refrigeración. Los líquidos condensados, son separados en un separador de baja temperatura y estabilizados en una columna desetanizadora hasta cumplir con las especificaciones del LGN<sup>[8]</sup>.

En la figura 2.6, se identifican las dos secciones básicas que conforman este tipo de plantas: generación de líquidos, conformada por el enfriador o chiller, y acondicionamiento de productos, que se logra mediante la desetanizadora. El chiller es usualmente un intercambiador de tubo y carcasa, en el que el fluido de proceso circula por los tubos y el líquido refrigerante por la carcasa<sup>[9]</sup>.



Fuente: [6]

**Figura 2.6** Proceso de refrigeración mecánica

La refrigeración mecánica abarca las etapas de expansión, evaporación, compresión y condensación del refrigerante (figura 2.7). En el diagrama de flujo se representan las etapas por las que pasa el refrigerante; en el (punto A) el refrigerante se encuentra en su punto de burbuja y en su presión de saturación, luego pasa por la etapa de expansión reduciendo la presión a entalpía constante (o entropía constante), según el tipo de expansión, y reduciendo la temperatura de manera de convertir el flujo en una mezcla líquido-vapor (punto B); posteriormente la mezcla se evapora al absorber calor del proceso a presión y temperatura constante (B-C); este vapor se comprime isoentrópicamente hasta la presión de saturación (C-D) obteniendo vapor constante hasta su punto de rocío y se condensa totalmente llegando al punto A nuevamente y cerrándose así el ciclo <sup>[9]</sup>.

Mediante este tipo de proceso, se obtienen recobros de etano y propano que van de 0-25% y de 30-50%, respectivamente.

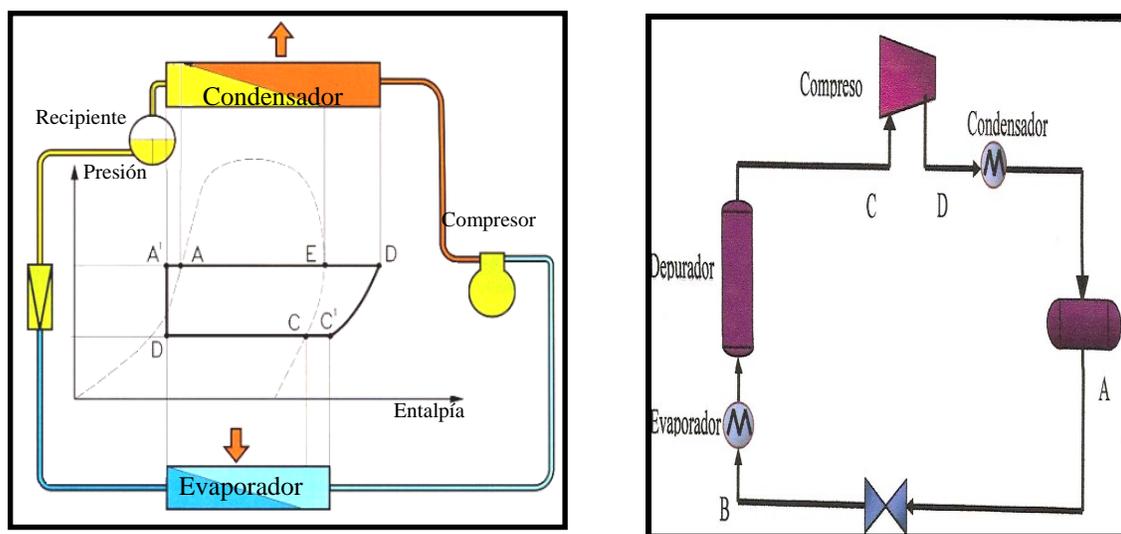
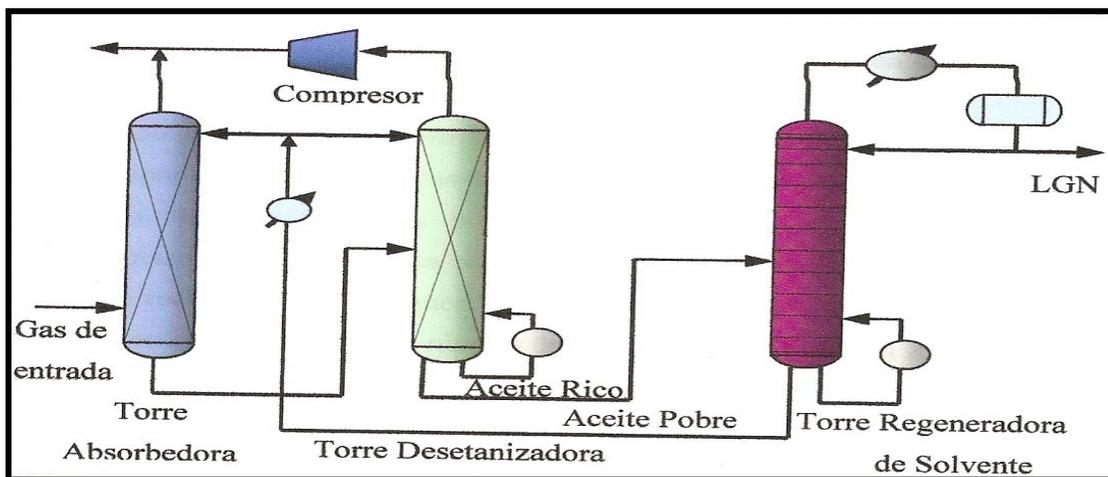


Figura 2.7 Sistema de refrigeración.

### 2.1.8.2. Sistema de absorción

El proceso de extracción de líquidos mediante absorción puede realizarse a temperatura ambiente o bajo condiciones refrigeradas, y consiste en poner el gas en contacto con un líquido aceite pobre, el cual contiene cantidades ínfimas casi nulas, de los productos líquidos del gas natural, permitiéndose así que el líquido absorba o disuelva parte del gas en una torre de absorción.

El líquido que abandona el fondo de esta torre es llamado aceite rico, debido a que es rico en los productos líquidos del gas natural, mientras que el gas residual, es aquel que resulta de haberle extraído todos los líquidos al gas de alimentación. El aceite rico se dirige a una torre desentanizadora y su función es separar el etano y demás fracciones livianas que se hayan absorbido en el aceite, con la finalidad de acondicionar los productos líquidos, permitiendo así que entren en especificación <sup>[9]</sup>. En la figura 2.8, se observa el proceso de extracción mediante absorción.



Fuente: [6]

**Figura 2.8** Proceso de absorción a temperatura ambiente

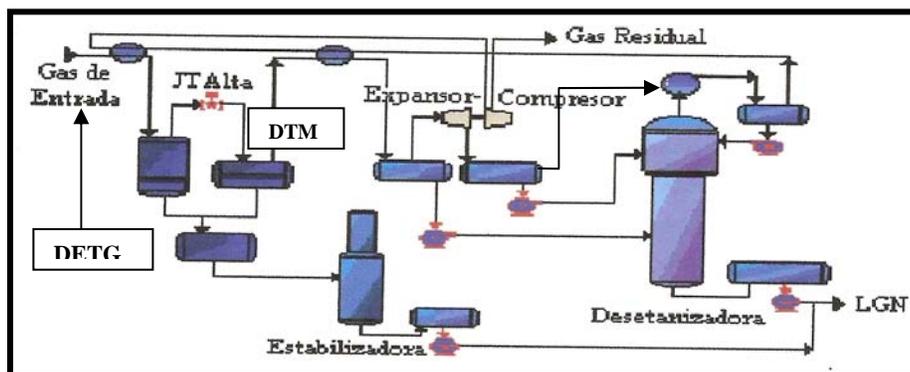
Este método posee alta eficiencia en la recuperación de etano (hasta valores de 50 %) y para el caso de recobro de propano se pueden alcanzar valores de hasta 99 %, con la limitante de los altos costos de capital que se tiene con el solvente y las recurrentes pérdidas por arrastre.

### **2.1.8.3. Procesos criogénicos**

Esta es una de las tecnologías más modernas empleadas en la actualidad, la cual se basa en llevar el gas a condiciones de temperatura extremadamente bajas (-120 a -180°F) (-84,4 a -118 °C) para entrar en la zona termodinámica de equilibrio líquido-vapor y de esta manera lograr que condensen las fracciones más pesadas. Este tipo de tecnología normalmente se emplea para procesar gas natural de riquezas apreciables (mayores a 2 GPM), o cuando se desea un alto porcentaje de recobro de etano.

Los niveles criogénicos de enfriamiento se logran, mediante intercambiadores de calor, enfriamiento mecánico y turboexpansores isentrópicos en combinación con válvulas J-T de expansión isoentálpicas.

Cuando el gas natural es enfriado a estos niveles de temperatura, prácticamente todo el propano y el resto de los hidrocarburos más pesados contenidos en el, se licuan. Los líquidos formados pueden ser separados por una serie de torres fraccionadoras. Una característica relevante en una planta criogénica es que el gas a procesar se recibe a altas presiones (aproximadamente 1.000 psig) y el producto gas residual se entrega a los mismos niveles de presión. En la figura 2.9, se muestra el esquema de una planta criogénica de extracción de líquidos.



Fuente: [7]

**Figura 2.9** Planta criogénica de extracción de líquidos.

### 2.1.9. Procesos de deshidratación

Todo gas natural extraído de los campos de producción contiene agua. Gran parte de esta agua se encuentra en forma líquida y que puede ser removida pasando el gas a través de separadores. Sin embargo, aún después de pasar por los separadores quedará agua en forma de vapor en estado de saturación. Si este vapor se condensa parcialmente, por efectos de variaciones en la presión y la temperatura del gas, podrían producirse diversos problemas en tuberías y plantas de procesamiento, tales como: corrosión en tuberías, causada por el  $H_2S$  y/o  $CO_2$ , reducción de la capacidad de transmisión de gas en las tuberías y formación de hidratos. Por tal motivo, es sumamente necesario remover el agua de las corrientes de gas natural hasta los niveles requeridos, en función de la utilización o procesamiento que tendrá el gas <sup>[10]</sup>.

#### 2.1.9.1. Tipos de Procesos

En general, para remover el vapor del agua presente en el gas natural existen diversos métodos, de deshidratación que, de acuerdo a su principio de operación pueden ser clasificados en la forma siguiente:

### **Absorción en lecho sólido**

Es el proceso en el que moléculas de vapor de agua son retenidas en la superficie de un sólido por fuerzas superficiales. Suelen utilizarse tamices moleculares, los cuales son cristales sintéticos de silicatos de aluminio metálicos, que poseen estructuras cristalinas en forma de celdas unitarias, en donde sólo las moléculas cuyo diámetro efectivo es menor que la abertura del poro del cristal son admitidas en las cavidades internas donde son fuertemente adsorbidas y presentan alta selectividad por las moléculas polares. En la figura 2.10, se muestra un sistema de adsorción con lechos de tamices moleculares.



Fuente: Gerencia de procesos de la planta extracción San Joaquín

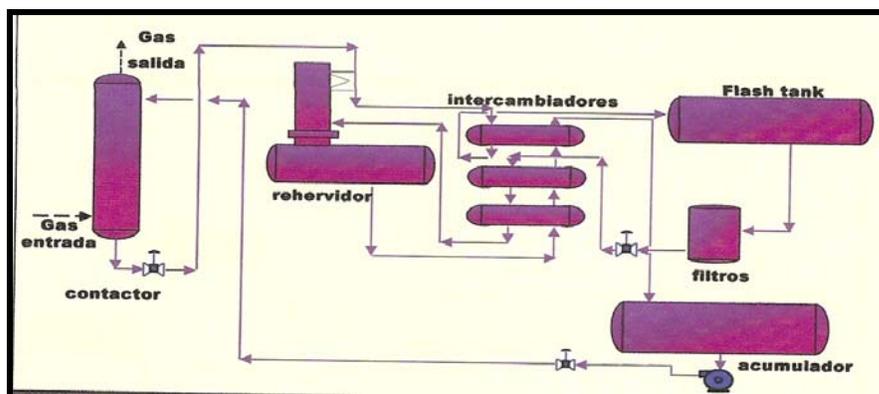
**Figura 2.10** Sistema de deshidratación con tamices moleculares

### **Absorción con solventes físicos**

Se utilizan líquidos que poseen la habilidad de absorber agua contenida en un gas; suele emplearse trietilenglicol (TEG), el cual es un líquido hidrocófilo e insoluble en hidrocarburos. Este proceso consiste en poner en contacto una solución de TEG con una corriente de gas en una torre absorbadora, la cual puede ser de platos o

empacada. El gas entra por el fondo de la torre y la solución del glicol entra por el tope. A medida que el gas fluye hacia arriba va siendo despojado del agua hasta que al salir del absorbedor el contenido de agua cumple con el nivel requerido <sup>[11]</sup>. En la figura 2.11, se muestra un sistema de deshidratación con glicol, común en los procesos de extracción.

Es importante destacar que los procesos de deshidratación más usados a nivel mundial, debido a los costos y flexibilidad operacional, son los basados en glicoles y desecante sólidos.



Fuente: [6]

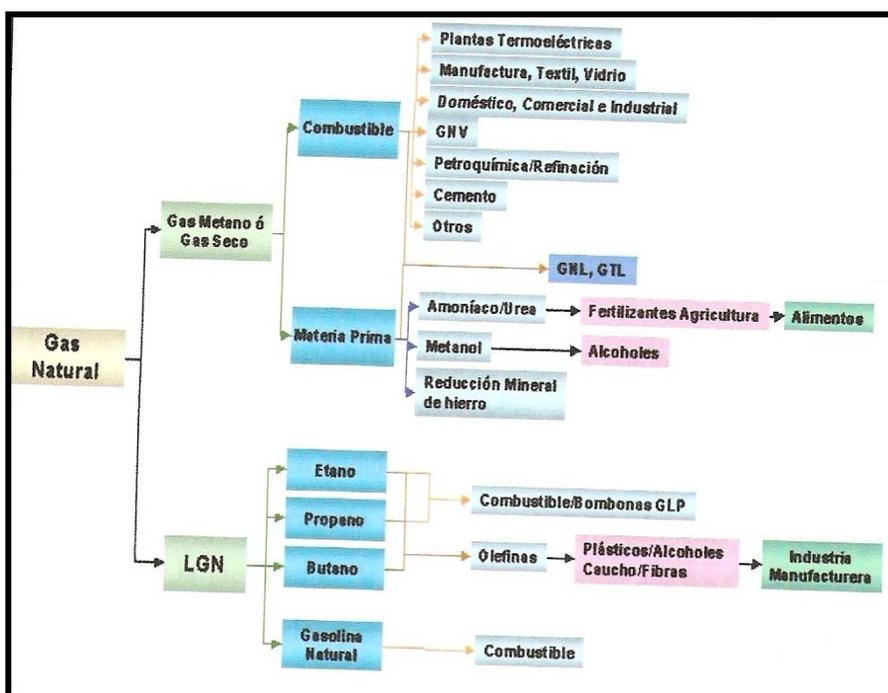
**Figura 2.11** Sistema de deshidratación con TEG

### 2.1.10. Hidratos de gas natural

Los hidratos son compuestos sólidos cristalinos con apariencia de nieve que se forman en la corriente de gas por una reacción con el agua. Su composición es aproximadamente un 10% hidrocarburos (generalmente compuestos livianos como butanos, propano, etano, metano y gases ácido) y un 90% de agua; tienen una gravedad específica de 0,98 y flotan en el agua pero no en los hidrocarburos líquidos <sup>[12]</sup>.

### 2.1.11. Procesamiento del gas natural

Se define como a todos los procesos a los cuales se somete el gas natural para la separación de sus componentes principales (figura 2.12). Los componentes que se obtienen del procesamiento del gas natural, puros o mezclados, son utilizados como combustible, insumo petroquímico o en la elaboración de gasolina. El gas procesado o gas residual, constituido principalmente por el metano y etano, es comprimido y luego distribuido, a través de la red nacional de gasoductos para ser enviado a los centros de consumo y ser usado como combustible. No existe, por lo tanto, un patrón fijo de tratamiento y procesamiento <sup>[13]</sup>.



Fuente: [6]

Figura 2.12 Proceso del gas natural

#### **2.1.11.1. Gasolina natural**

Es una mezcla de pentanos e hidrocarburos más pesados, incluyendo pequeñas cantidades de butanos e isobutanos, con una gravedad igual o superior a 80 °API. Especificaciones modernas definen sus propiedades físicas en términos de presión de vapor a 100 °F (10 a 34 psig) y porcentaje de evaporación a 140 °F (25 a 85%). Es recuperado como líquido, principalmente para utilizarse como componente de mezcla de combustible para motor, además de incrementar el volumen de material petroquímico no procesado.

#### **2.1.11.2. Gas natural licuado (GNL)**

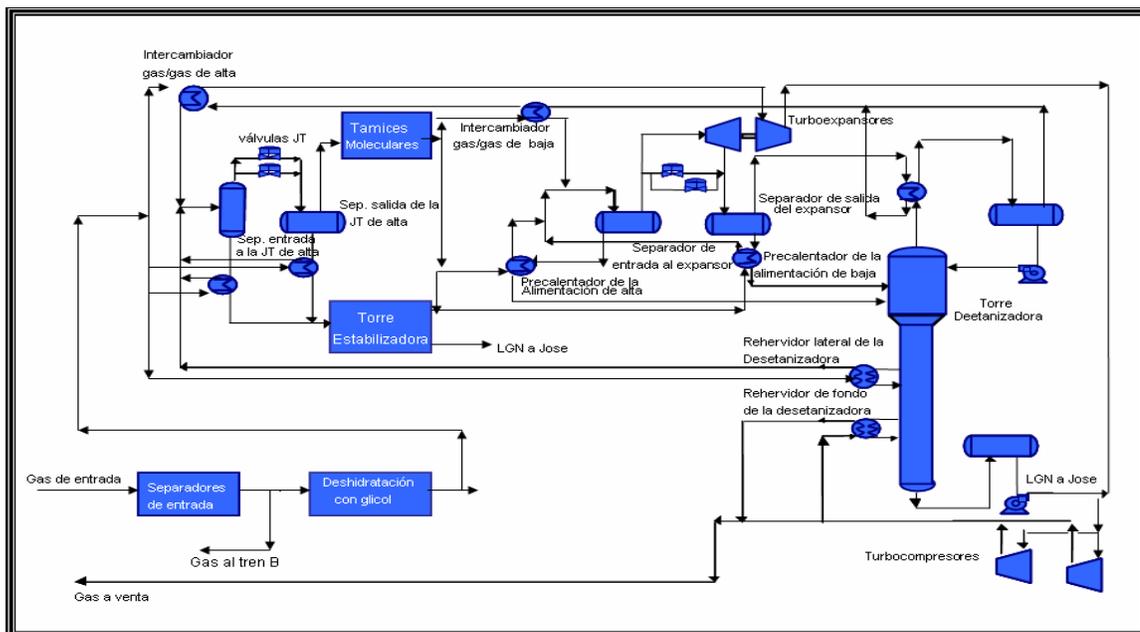
Es el gas metano en estado líquido. Para licuar este hidrocarburo se requieren de temperaturas criogénicas y se utiliza fundamentalmente como elemento combustible.

#### **2.1.11.3. Gas residual**

Está constituido principalmente por metano y etano. Es comprimido y luego distribuido, para ser enviado a los centros de consumo y ser usado como combustible.

### **2.2. Planta de extracción San Joaquín**

La planta está conformada por dos trenes de proceso idénticos que manejan, cada uno, la mitad del caudal de la corriente de gas de entrada. En la figura 2.13 se muestra el diagrama general de la planta de extracción.



Fuente: Gerencia de procesos de la planta de extracción San Joaquín.

**Figura 2.13** Diagrama de proceso de la planta de extracción San Joaquín.

### 2.2.1 Bases de diseño San Joaquín 1000

La planta de extracción San Joaquín fue originalmente diseñada para procesar una alimentación nominal de 800 MMPCND a través de dos trenes de procesos idénticos de 400 MMPCND. Un tren común de utilidades de servicio fue instalado para servir a ambos trenes de proceso. Las condiciones y caudales originales de las corrientes de alimentación utilizadas para el diseño de la planta de extracción pueden ser obtenidos de la base de diseño original (tabla 2.2). Después de ser completadas las modificaciones a la planta San Joaquín 1.000, cada tren podrá procesar 500 MMPCND de gas normal (de diseño), tanto en la modalidad de rechazo de etano como en la modalidad de recuperación de etano. El producto LGN recuperado es enviado por poliductos a la planta de fraccionamiento de Jose para su posterior procesamiento. <sup>[15]</sup>

### 2.2.1.1 Condiciones y composición del gas de alimentación

- Gas de alimentación de entrada, MMPCND\*: 1.000 en total (500 por cada tren).
- Temperatura, °F: 110.
- Presión, psig: 990.
- Contenido de agua, lb/MMPCN: saturados.
- Generación eléctrica propia: 40 MW
- Consumo eléctrico interno: 4.0 MW
- Exportación eléctrica: 14.0 MW
- Potencial total instalada: 245.000 HP

\*En base a 14,7 psig y 60 °F.

**Tabla 2.2** Composición del gas de alimentación (temperatura 110 °F y presión 990 psig).<sup>[15]</sup>

Gas Normal (Diseño)	Mol / hr	% Mol	Gas Rico Mol / hr	% Mol
N2	124.11	0.026	159.81	0.291
CO2	4654.81	8.476	3246.73	5.912
Metano	41216.74	75.052	41785.13	76.087
Etano	4683.37	8.528	5145.23	9.369
Propano	2563.00	4.6670	2749.17	5.006
Iso-Butano	517.32	0.942	550.82	1.003
N-Butano	622.22	1.133	695.81	1.267
Iso-Pentano	196.06	0.357	208.69	0.380
N-Pentano	152.67	0.278	159.26	0.290
N-Hexano	108.19	0.197	111.48	0.203
N-Heptano	79.08	0.144	71.94	0.131
N-Octano	0.00	0.000	21.97	0.040
N-Nonano	0.00	0.000	7.14	0.013
N-Decano	0.00	0.000	4.39	0.008
TOTAL	54917.57	100.000	54917.57	100.000
		% Mol		% Mol
GPM (C2+)		4.69		5.02
GPM (C3+)		2.33		2.52
Mol. Wt.		22.435		22.098
H2S, ppm (v)		10-30		10-30
COS, ppm (v)		<0.5		<0.5
RSH, ppm (v)		<0.5		<0.5

### **2.2.1.2 Especificaciones del producto LGN**

#### **2.2.1.2.1 Modalidad de rechazo de etano**

- Recuperación. Aproximadamente el 93% del propano contenido en las corrientes de alimentación.
- Temperatura: 125 °F Máximo.
- Etano/Propano: 2,0% máximo en volumen líquido.
- Disposición. Este caudal del producto LGN debe salir de la planta por la vía de tubería para un procesamiento posterior en la planta de fraccionamiento de Jose.

#### **2.2.1.2.2 Modalidad de recuperación de etano**

- Recuperación. Aproximadamente el 40% de etano contenido en las corrientes de alimentación.
- Temperatura: 125 °F máximo.
- Metano/Etano: 0,5% mol máximo.
- Disposición. Este producto LGN debe salir de la planta por la vía de poliducto para un posterior procesamiento en la planta de fraccionamiento de Jose.

### **2.2.1.3 Especificaciones de gas residual**

- Presión: 965 psig mínimo.
- Temperatura: 125 °F Máximo.
- Disposición. Esta corriente debe ser conectada al poliducto de Corpoven.

#### 2.2.1.4 Otras consideraciones de diseño

- Elevación del lugar de la planta: 750 pies.
- Presión barométrica del lugar de la planta: 14,3 psia.
- Temperatura de bulbo seco de diseño: 98 °F.
- “Turndown” del tren: 50% del caudal de alimentación de diseño (el desetanizador está diseñado para solamente un 80% de “turndown”)

#### 2.2.2. Sistema de alimentación de la planta San Joaquín

La alimentación a la planta consiste de una combinación de cinco líneas de alimentación de gas natural provenientes de las áreas:

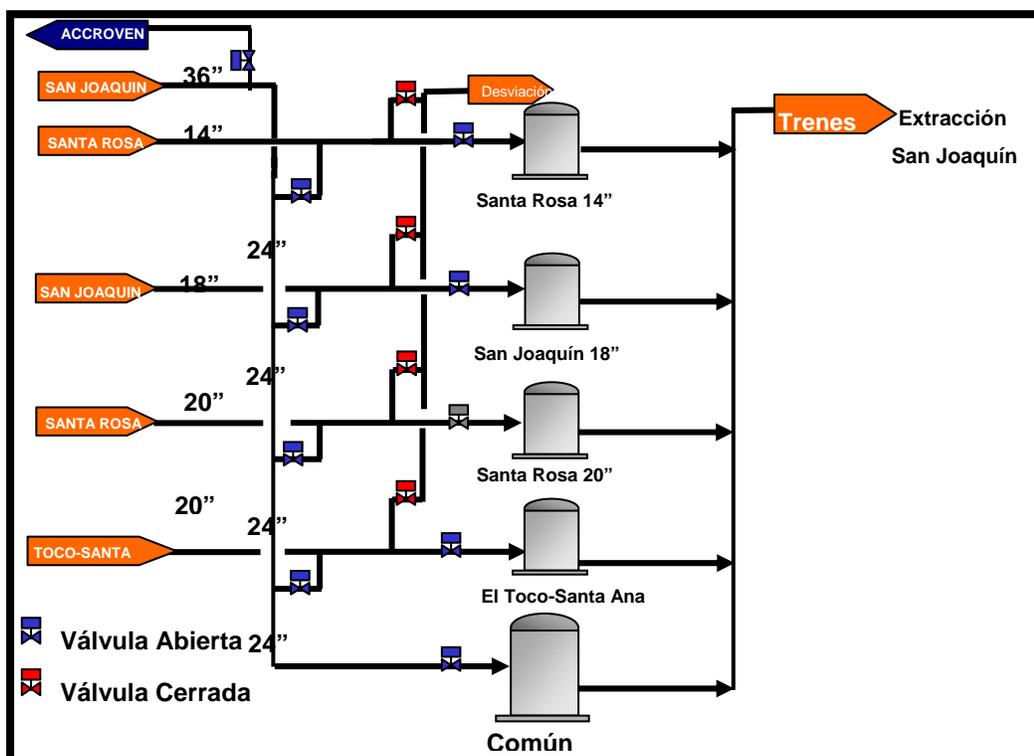
- Santa Rosa.
- San Joaquín.
- Santa Ana.
- El Toco.

En la figura 2.14 se muestra el sistema de alimentación de la planta San Joaquín.

La planta San Joaquín se alimenta de 20 fuentes provenientes de varias plantas o estaciones de producción, distribuidas por áreas. Estas fuentes se clasifican en tres áreas principales:

Área Mayor de Oficina (AMO), formada por: Mata R, Ceibita, Zapato y Aguasay Principal. Complejo Santa Rosa, formado por Anaco Mariposa, estación Santa Rosa Booster. Área tradicional de Anaco, la cual está formada por las

siguientes fuentes: planta San Joaquín IV, planta San Joaquín II, Santa Ana III, El Toco II, planta San Joaquín I, estación El Roble y la planta El Roble.



Fuente: Gerencia de procesos de la planta de extracción San Joaquín.

**Figura 2.14** Sistema de alimentación de la planta San Joaquín.

Otras fuentes son las provenientes del norte de Monagas como Estación COT. De estas fuentes algunas como: planta El Roble, San Joaquín II, San Joaquín IV, etc., alimentan la planta por diferentes líneas. El uso de tal flexibilidad permite variar la mezcla a distintos gasoductos.

En la tabla 2.3, se muestra la composición, volumen y GPM de las fuentes que componen el sistema de suministro de gas.

Tomando en cuenta las fuentes provenientes del Área mayor de oficina, norte de Monagas y área tradicional de Anaco, la carga a la planta es de 926 MMPCND, por lo que se utilizan fuentes como: estación San Joaquín I, estación San Joaquín III, estación San Joaquín IV y Guárico, para completar la cantidad de gas requerida (1.000 MMPCND); en caso contrario entrarán directamente al sistema de gas de venta. Esta operación se realiza cuando existen paradas de equipos (plantas compresoras o estaciones de producción). Estas fuentes por lo general tienen bajo contenido de hidrocarburo líquido y alto contenido de CO<sub>2</sub>, el cual puede generar problemas operacionales en ciertas zonas de la planta (congelamiento de CO<sub>2</sub> en el separador de salida de baja presión)<sup>[16]</sup>.

#### **2.2.2.1. Estaciones de producción**

Las estaciones de producción son instalaciones en las cuales diferentes corrientes de un fluido (mezcla gas - petróleo) a diferentes condiciones de presión y temperatura provenientes de los diferentes yacimientos petrolíferos (pozos), son alimentados distintos separadores en paralelo, donde se permite que alcancen el equilibrio a presión y temperatura de los separadores. El gas natural separado a ciertos niveles de temperatura y presión es distribuido directamente como alimentación a los gasoductos<sup>[16]</sup>.

#### **2.2.2.2. Plantas compresoras**

Por lo general, antes de utilizar el gas natural es necesario someterlo a un proceso de compresión a fin de elevarle su contenido energético.

Una planta compresora está normalmente formada por una o más unidades compresoras, las cuales comprimen el gas natural enviándolo a transmisión a través

de los gasoductos y en algunos casos a inyección para la recuperación de petróleo, dependiendo de los requerimientos de operación. Una planta puede recibir simultáneamente diferentes corrientes de gas a distintas presiones.

Una de las plantas más importantes encontradas en el sistema es la planta compresora de relevo San Joaquín Booster, la cual tiene diez turbo-compresores y esta dividida en dos fases. Estas unidades reciben gas proveniente del norte de Monagas y área mayor de oficina y descargan hacia la planta de extracción San Joaquín, a través del gasoducto San Joaquín 18”.

**Tabla 2.3** Composición, volumen y GPM de las fuentes que componen el sistema de Alimentación <sup>[16]</sup>.

FUENTE	volumen en (MMP CFD)	C1	C2	C3	n-C4	i-C4	n-C5	i-C5	C6	CO <sub>2</sub>	GPM
Mata R	90	61.18	15.09	6.73	2.00	1.40	0.37	0.55	0.89	10.17	3.64
Ceibita	40	68.31	13.42	6.60	1.96	1.39	0.42	0.53	0.53	6.68	3.49
Zapato	100	63.46	15.26	6.29	1.53	1.22	0.25	0.36	0.78	10.80	3.16
Aguasay I	20	69.34	12.42	5.73	1.44	1.13	0.26	0.39	0.41	8.66	2.76
Anaco Mariposa	40	70.12	10.18	6.42	1.45	1.21	0.42	0.56	1.35	8.26	2.62
Est. Santa Rosa	50	77.93	90.40	4.23	0.91	0.80	0.20	0.30	0.26	5.87	2.02
Santa Rosa Booter	40	78.48	8.47	4.61	1.12	1.00	0.25	0.38	0.47	5.18	2.39
Planta Santa Rosa II	120	75.05	8.63	8.73	1.29	1.11	0.35	0.47	0.76	5.59	3.28
Planta San Joaquín IV	18	75.65	7.57	3.73	1.24	1.02	0.34	0.50	0.71	9.22	2.06
Est. El Roble	10	76.29	8.09	2.94	0.90	0.62	0.25	0.31	0.54	10.03	2.35
Planta El Roble	7	70.77	10.54	4.94	1.55	1.12	0.39	0.53	0.58	9.55	1.72
Planta San Joaquín I	17	75.77	7.48	3.54	0.94	0.75	0.26	0.34	0.57	10.34	2.72
Santa Ana II	40	73.60	8.54	2.94	0.75	0.61	0.213	0.28	0.71	10.01	1.97
El Toco II	30	69.67	11.16	6.35	1.80	1.87	0.40	0.69	0.62	7.41	3.57
Est. San Joaquín I	140	80.07	5.3	1.99	0.53	0.40	0.16	0.21	0.51	10.79	2.39
Est. San Joaquín II	30	75.66	7.39	2.56	0.71	0.52	0.21	0.27	0.69	11.96	1.59
Est. San Joaquín IV	80	81.59	4.12	1.82	0.52	0.37	0.17	0.20	0.43	10.65	0.94
Guarico	110	84.42	3.63	1.60	0.47	0.33	0.14	0.47	0.26	8.93	0.92
Estación C.O.T	296	81.38	7.34	2.78	0.55	0.72	0.25	0.19	0.24	6.44	1.43
Planta San Joaquín II	90	76.54	6.02	3.69	0.88	0.68	0.24	0.28	0.74	10.89	2.06

### 2.2.2.3. Gasoductos

La distribución del gas natural desde las estaciones de producción y las plantas compresoras hasta la Planta de Extracción requieren de sistemas de transporte

(gasoductos), que por lo general están enterrados en toda su totalidad. El gas entra a la planta a través de 4 gasoductos:

- Gasoducto Santa Rosa 20"
- Gasoducto Santa Rosa 14"
- Gasoducto San Joaquín 18"
- Gasoducto El Toco/Santa Ana 20"

A su vez los gasoductos El Toco/Santa Ana 20" y Santa Rosa 20", son alimentados por una planta compresora de relevo (San Joaquín Booster), al cual llegan fuentes provenientes del norte de Monagas y área mayor de Oficina.

Cada una de estas líneas es alimentada por varias plantas estaciones de producción, distribuidas por área de producción. Estas líneas llegan a unos separadores que se encargan de separar y recuperar los líquidos que se forman en el gas de entrada.

- **Gasoducto Santa Rosa 20"**

Este gasoducto puede recibir gas natural de las fuentes: complejo Santa Rosa, planta Santa Rosa II, planta San Joaquín IV, planta El Roble.

Todo el gas recolectado es recibido en la planta de extracción en el depurador Santa Rosa 20" a niveles de presión y temperatura de 1.010 psig y 110°F respectivamente.

Presenta las siguientes características: longitud de 22 km. Desde el complejo Santa Rosa, que posee un diámetro externo de 20", maneja un promedio de gas de

300 MMPCND y presenta una trampa de líquido tipo tubo múltiple a 2,1 km, de la planta de extracción y/o a la estación de descarga San Joaquín III.

- **Gasoducto Santa Rosa 14”**

Este gasoducto recibe gas de las fuentes: estación San Joaquín IV, planta San Joaquín IV, planta Santa Rosa, estación El Roble, planta El Roble.

Todo gas recolectado es recibido en la planta de extracción en el depurador Santa Rosa 14” a niveles de presión y temperatura de 1.000 psig y 100 °F respectivamente. Este separador tiene una capacidad de 175 MMPCND y presenta las siguientes características: longitud de 22 km. Desde el complejo Santa Rosa hasta la planta de extracción San Joaquín, tiene un diámetro de 14”.

- **Gasoducto San Joaquín 18”**

Este recibe gas de las fuentes: estación COT, Zapato, Ceibita, Mata R, Aguasay I, que llegan a la planta San Joaquín Booster que a su vez llega a la planta de extracción.

Todo el gas recolectado es recibido en la planta de extracción en el depurador San Joaquín 18” a niveles de presión y temperatura de 1014 psig y 110°F respectivamente. Este separador tiene una capacidad de 196 MMPCND y presenta las siguientes características: longitud de 3,7 km. Desde la planta compresora San Joaquín, presenta un diámetro externo de 18”.

- **Gasoducto El Toco/Santa Rosa Ana 20"**

El gasoducto El Toco/Santa Ana 202 puede recibir gas de las fuentes: planta El Toco/, planta Santa Ana III, estación El Roble, planta El Roble, estación San Joaquín I, planta San Joaquín I.

Todo el gas recolectado es recibido en la planta de extracción en el depurador El Toco/Santa Ana 20" a condiciones de presión y temperatura de 1010 psig y 110°F respectivamente. Presente las siguientes características: longitud de 41 km. Desde la planta compresora El Toco hasta la planta de extracción, tiene un diámetro externo de 20", maneja un promedio de gas 300 MMPCND y posee una trampa colectora de líquidos tipo tubo múltiple. Los líquidos son enviados a la planta de extracción San Joaquín y a la estación de descarga San Joaquín III <sup>[16]</sup>.

### **2.2.3. Criterios de seguridad requeridos a la entrada de una planta de extracción de líquidos**

Para resguardar la integridad de la planta en caso de que las condiciones de las corrientes de alimentación no lleguen con las especificaciones deseadas por problemas agua arriba de la planta o por fallas de operación de la planta que no permita manejar la corriente de llegada, se establece un criterio de seguridad que permiten desviar estas corriente de alimentación hacia el cabezal de salida de la planta.

Para ello se implanta el sistema de parada de emergencia (ESD) para las instalaciones de la planta de extracción San Joaquín, diseñada para cumplir con una parada de emergencia inmediata y segura. Este sistema está diseñado para colocar

fuera de servicio toda la planta o un sólo tren de proceso, según el problema que se presente.

### **2.2.3.1. Parada de emergencia de un solo tren**

En una situación que amerite una parada no programada de esta planta, se está en capacidad de controlar la situación, con válvulas de paradas automáticas y desvío. Cuando un tren de producción se detiene sin programación, el gas de alimentación de la línea San Joaquín 18” y el gas de alimentación de la línea Santa Rosa 14” se desvía hacia el cabezal de salida de la planta.

Se puede obtener una parada de emergencia de un sólo tren de proceso manualmente, mediante la interrupción del proceso del operador en el panel de control. Para el tren A una parada de emergencia puede ser iniciada manualmente por un operador desde cuatro estaciones de interruptores en el campo o en la sala de control. Para el tren B se puede iniciar un sistema de parada de emergencia igualmente que en el tren A pero desde tres estaciones de interruptores de botón en el campo o en la sala de control. En la sala de control están dos interruptores en el panel de control que puede activar una parada de emergencia total de la planta.

### **2.2.3.2. Parada de Emergencia Total de la Planta**

En el caso que ocurra simultáneamente una parada repentina en los trenes de operación se recurre al sistema de parada de emergencia total de la planta, el cual consiste en desviar automáticamente, a través de las válvulas, el gas de alimentación de las cuatro líneas hacia el cabezal de salida de la planta. Todas estas válvulas que operan automáticamente trabajan con gas residual a alta presión proveniente del botellón de volumen del gas.

Una parada de emergencia total de la planta, únicamente puede ser iniciada manualmente desde cualquiera de los interruptores ubicados en la sala de control.

Durante una parada de emergencia total de la planta, el sistema de emergencia de cada tren procede según se indicó anteriormente. Además, toman lugar las siguientes acciones:

- Se cierra las válvulas de bloqueo de los poliductos de entrada y se abren las válvulas de desvío de poliductos en los límites de batería del Toco/Santa Ana y Santa Rosa (20').
- Se cierra la entrada proveniente de slug catcher hacia la planta y se desvía los líquidos hacia las instalaciones de crudo.
- Se cierra la válvula de gas combustible de emergencia en los límites de batería.
- Se bloquea la válvula de parada de producto líquido en los límites de batería.
- Se envía una señal a la válvula de parada de gas combustible en el límite de batería de las instalaciones del generador para que se abra.

---

---

## CAPITULO III

### METODOLOGÍA

#### 3.1. Tipo de Investigación

La investigación se desarrolló bajo la modalidad documental, sustentada en una Investigación de Campo, de carácter descriptivo.

Según Arias, Fidias G. 2006 la investigación documental es un proceso basado en la búsqueda, recuperación, análisis, crítica e interpretación de datos secundarios, es decir, los obtenidos y registrados por otros investigadores en fuentes documentales: impresas, audiovisuales o electrónicas. Como en toda investigación, el propósito de este diseño es el aporte de nuevos conocimientos <sup>[17]</sup>.

Así mismo, es considerada una Investigación de Campo, de carácter descriptivo, porque en la misma se realizó un análisis sistemático de un problema, con la finalidad de describirlo, explicar sus causas y efectos, naturaleza y elementos que lo conforman, así como también, se recabaron los datos directamente de la realidad, puesto que en el presente trabajo, se realizaron observaciones directas, para recopilar la información del proceso de extracción de los líquidos del gas natural en la planta de extracción San Joaquín con el fin de conocer con precisión todos los aspectos que se relacionan con el objeto de estudio.

### **3.2. Ámbito de la investigación**

El área total donde se realizó el trabajo de investigación fue la planta de extracción San Joaquín donde se extrae los líquidos del gas natural proveniente de las plantas compresoras y estaciones de flujo del área mayor de Anaco (AMA) y área mayor de oficina (AMO).

### **3.3. Técnicas de investigación**

Los métodos o técnicas de investigación que se emplean mayormente para obtener los datos son: el método directo que consiste en la observación directa y recolección de datos en la fuente primaria y el método indirecto que se trata de la recopilación de datos brindados por terceros.

En función de cumplir con los objetivos establecidos en el estudio, se aplicaron las siguientes técnicas:

- **La observación directa:** que permitió obtener la información inmediata de los equipos que intervienen en el proceso de extracción. A través de esta técnica se obtuvieron los datos necesarios para realizar los estudios correspondientes a la investigación, así como también, conocer las condiciones en las que se encuentran los sistemas existentes en la referida instalación.
- **Consulta bibliográfica:** la documentación se empleó para recolectar información empírica y teórica referente al problema en estudio.
- **Entrevistas:** Se aplicaron entrevistas estructuradas a los ingenieros de proceso de la planta, con el propósito de obtener mayor información relacionada con las actividades que competen al desarrollo de este trabajo.

### **3.4. Instrumentos de recolección de datos**

Son recursos indispensables para la investigación y su fin es recopilar información sobre el objeto de estudio.

En el presente trabajo se contó con herramientas tales como:

- Guía de entrevistas
- Referencias bibliográficas
- Cámara digital
- Internet

### **3.5. Técnicas de análisis de datos**

Una vez aplicados los instrumentos y técnicas de recolección de datos, la información que se recabó en el proceso fue analizada cualitativamente, para una mejor comprensión de la misma.

### **3.6. Fases de la investigación**

A fin de cumplir con los objetivos propuestos, el proyecto se realizó en etapas que se describen a continuación:

- **Revisión bibliográfica:** En este nivel se procedió a recopilar toda la información que sustentó el proyecto, mediante la revisión de textos, manuales y cualquier otro tipo de material impreso, de utilidad para la documentación del tema de estudio.

- **Actualización de los datos:** Se visitó a la planta extracción San Joaquín, esta actividad se realizó con la finalidad de conocer el proceso de extracción de los líquidos del gas natural de la planta.
- **Emisión de las conclusiones y recomendaciones:** Obtenidas a través del estudio realizado.
- **Elaboración del Informe Final.**

---

---

## CAPITULO IV

### DESARROLLO DEL PROYECTO

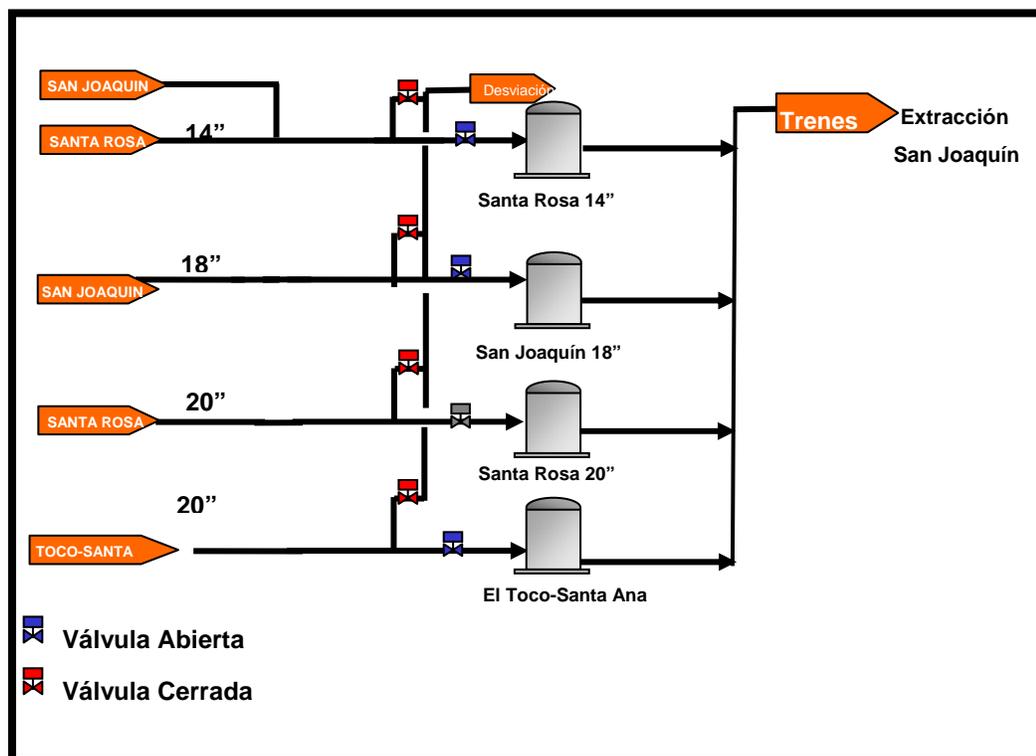
#### **4.1. Proceso de extracción de líquidos del gas natural en la planta de extracción San Joaquín**

La planta está conformada por dos trenes de proceso idénticos que manejan, cada uno, la mitad del caudal de la corriente de gas de entrada. Por razones prácticas la explicación siguiente está referida a un solo tren de proceso. Las condiciones de operación se muestran para la modalidad de rechazo de etano. Las condiciones de operación para la modalidad de recuperación de etano se muestran en paréntesis si son diferentes a aquellas de la modalidad de rechazo de etano <sup>[15]</sup>. En la figura A.1 del anexo A, se muestra el esquema del proceso de la planta de extracción San Joaquín 1000.

##### **4.1.1. Separación del gas de entrada**

El gas de entrada proveniente de los gasoductos es recibido por los separadores, fuera de los límites de batería. De los separadores el gas pasa a los depuradores ubicados en la entrada de la planta, para separar los líquidos remanentes de la corriente de gas. Los depuradores de entrada son cinco: el depurador de entrada que recibe el gas de San Joaquín, el depurador de entrada línea 14", que recibe el gas de Santa Rosa, el depurador de entrada que recibe el gas de El Toco-Santa Ana, el depurador de entrada línea 20", que recibe el gas de Santa Rosa. (Todos estos separadores corresponden al diseño original, (figura 4.1). El nuevo separador de entrada con una capacidad de 400 MMPCSD puede recibir el gas que pase por alguno de los otros cuatro depuradores,

cuando haga falta, dándole así mayor flexibilidad operacional a la planta (figura 4.2). El condensado separado es enviado hacia la sección de estabilización de los trenes de proceso. Los vapores que salen por el tope se descargan en un cabezal común de 30" y fluye hacia los dos trenes de proceso. [18].

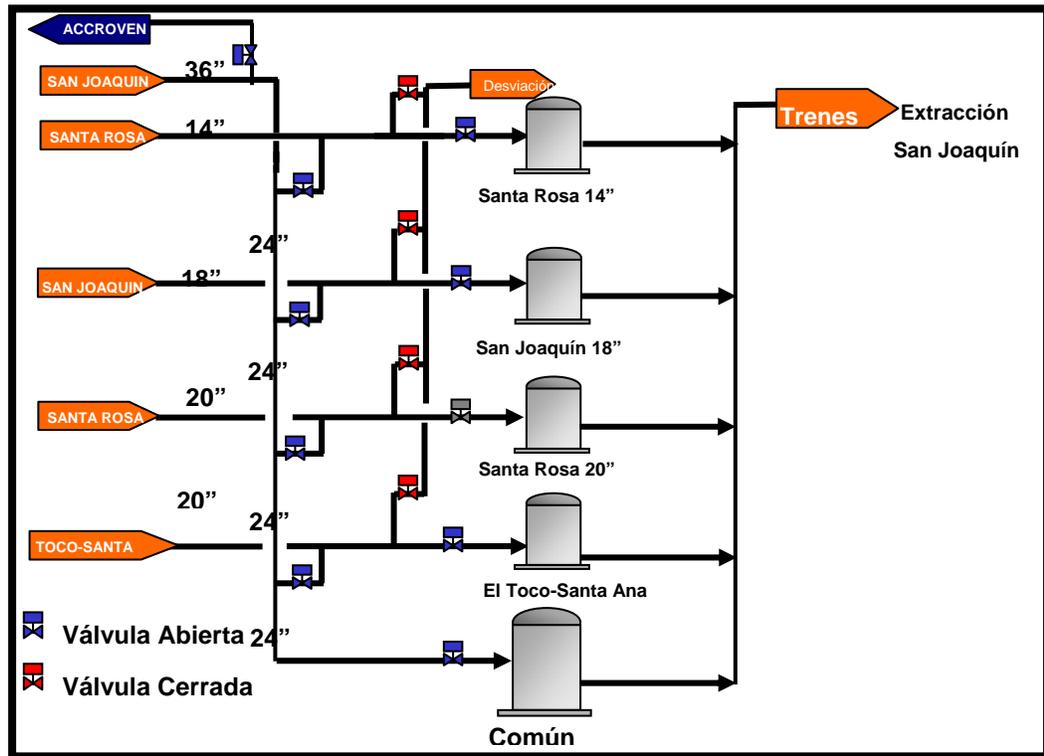


Fuente: Gerencia de procesos de la planta de extracción San Joaquín.

**Figura 4.1** Sistema de alimentación San Joaquín 800.

#### 4.1.2. Deshidratación con glicol del gas de entrada

El gas proveniente de los depuradores de entrada a un caudal de 500 MMPCND es combinado con 3,5 (8,1) MMPCND de gas proveniente del depurador de descarga del compresor superior del estabilizador. Esta corriente luego fluye a través de dos filtros-separadores de alta eficiencia (filtros/separadores de gas de entrada) operando en paralelo a fin de extraer pequeñas partículas líquidas y sólidas.



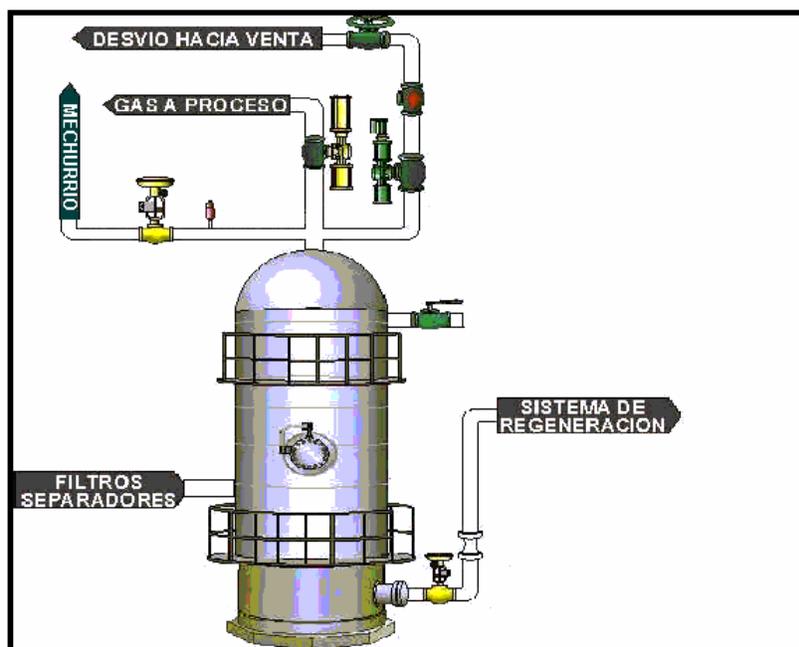
Fuente: Gerencia de procesos de la planta de extracción San Joaquín.

**Figura 4.2** Sistema de alimentación San Joaquín 1000.

Se proporciona una línea de desvío o bypass partiendo de la salida del contactor de TEG de alta temperatura hasta el cabezal de descarga del gas residual, con el fin de enviar el gas deshidratado por el gasoducto cuando las instalaciones de extracción no se encuentran en operación. En este escenario la presión del gasoducto deberá ser bajada entre 15 a 25 psig por debajo de la presión del contactor de TEG.

El bypass original del filtro/separador permanece en pie, pero debería solamente ser utilizado después de revisar las consecuencias potenciales de permitir la entrada de contaminantes a la corriente de alimentación hacia tuberías y equipos que se encuentren corriente abajo.

A continuación el gas ingresa al fondo del contactor TEG, donde el gas es deshidratado hasta obtener un contenido de agua con punto de rocío de 26°F a 980 psig<sup>[15]</sup> (5 lb de H<sub>2</sub>O/MMPCN de gas). Un esquema general de esta etapa puede ser observada en la siguiente figura 4.3.



Fuente: Gerencia de procesos de la planta de extracción San Joaquín.

**Figura 4.3** Sistema de deshidratación con trietilenglicol (TEG)

#### 4.1.3. Enfriamiento del gas de entrada y expansión (válvula J-T de alta presión).

El gas deshidratado que sale del contactor de TEG se divide en cuatro corrientes que se enfría hasta 64 °F (46 °F) en cuatro intercambiadores de calor que operan en paralelo (figura 4.4). Una corriente se enfría, hasta 63 °F (42 °F) mediante intercambio de calor en el intercambiador de gas caliente- gas de alta presión. Otra corriente se enfría hasta 64 °F (52 °F) mediante intercambio de calor con líquido condensado en el calentador de condensado del separador de entrada, de la J-T de alta

presión. La tercera corriente es enfriada hasta 55 °F (44 °F) mediante intercambio de calor con líquido condensado en el calentador de condensado del separador de salida, de la J-T de alta presión. La cuarta corriente es enfriada hasta los 64 °F (58 °F) proporcionando calor de reebullición al rehervidor lateral del desmetanizador para la modalidad de rechazo de etano o mediante intercambio de calor con el producto de los fondos del desmetanizador en el intercambio de producto del desmetanizador para la modalidad de recuperación de etano.

Las corrientes luego son combinadas y fluyen hacia el separador de entrada de la J-T de alta presión donde el líquido condensado se separa del vapor, este separador opera a 64 °F (46 °F) y 960 psig. El líquido condensado sale del separador bajo control de nivel y es calentado a 90 °F mediante la refrigeración del gas de entrada. Este líquido se calienta ya que la parafina puede ser mejor disuelta con el líquido a temperaturas mayores. Después del calentamiento, la presión de esta corriente es reducida a 410 psig y la mezcla resultante de vapor-líquido es enviada al tanque de alimentación de la estabilizadora.

El vapor proveniente del separador de entrada de la J-T de alta presión pasa a través de la válvula J-T de alta presión. Las corrientes de dos fases provenientes de la válvula J-T entran al separador de salida de la J-T de alta presión. Este separador opera a 51 °F (33 °F) y a 850 psig. El líquido corre desde el separador y es calentado a 85 °F en el calentador de condensado, mediante la proporción de refrigeración al gas de entrada, tal como se mencionó anteriormente. Esta corriente luego es enviada al tanque de alimentación de la estabilizadora, del gas proveniente del separador se dirige hacia la sección de deshidratación con tamices moleculares.

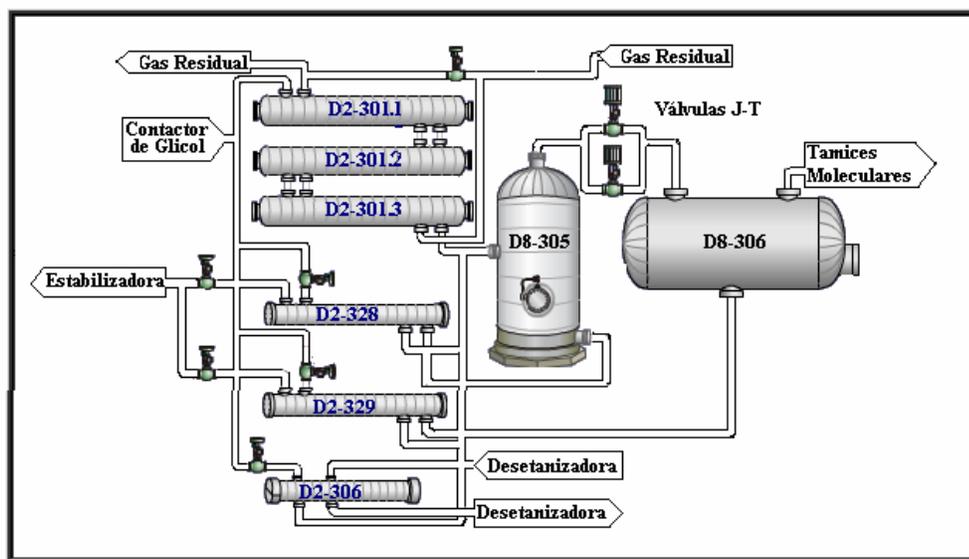
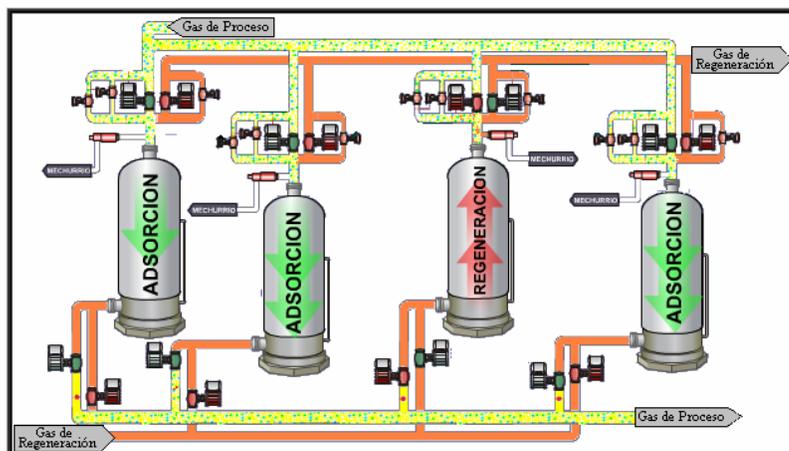


Figura 4.4. Enfriamiento en zona de alta presión

#### 4.1.4. Deshidratación con tamices moleculares

El gas proveniente del separador de salida de la J-T alta presión pasa a través de dos filtros separadores de alta eficiencia (filtros/separadores de entrada del deshidratador), operando en paralelo, a fin de extraer pequeñas partículas líquidas y sólidas. Después del filtrado, el gas fluye a través de dos lechos de gel de sílica (figura 4.5). Estos lechos han sido agregados al proceso como una medida de protección para extraer cualquier hidrocarburo parafínico contenido en el gas, protegiendo así, los lechos del tamiz molecular. El gas luego fluye a través de los lechos de tamices moleculares, donde el contenido de agua es reducido a menos 0,1ppm v de agua en el gas.

El gas deshidratado proveniente de los tamices fluye a través de dos filtros de salida de deshidratador operando en forma paralela donde se extrae el polvo fino del tamiz molecular.



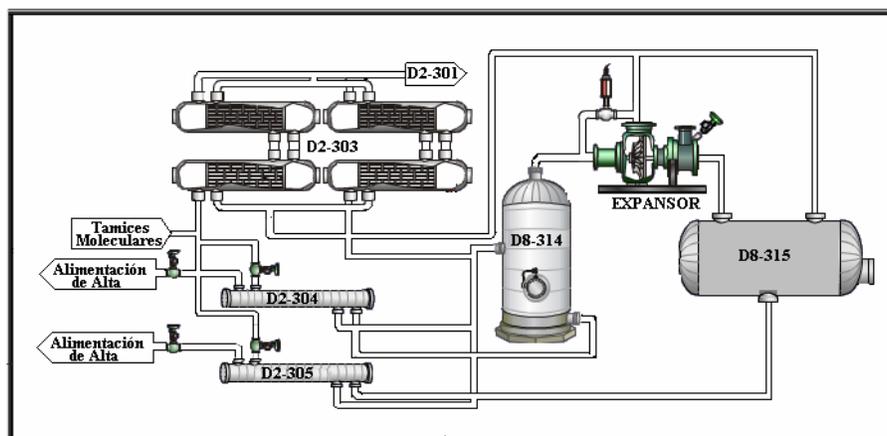
Fuente: Gerencia de procesos de la planta de extracción San Joaquín.

**Figura 4.5** Deshidratación con tamices moleculares

#### 4.1.5. Enfriamiento del gas de entrada y expansores de baja presión.

Para la modalidad de rechazo de etano, el gas proveniente del área de deshidratación del tamiz molecular es enfriado y llega al separador de entrada de baja presión a  $-29$  °F (figura 4.6). El enfriamiento de gas seco se efectúa así: el gas sale de los filtros en dos líneas en paralelo, la línea de mayor volumen, 347 MMPCND, es enfriada a  $-16$  °F mediante el intercambio de calor con gas residual frío en el intercambiador de gas frío/gas de baja presión. La segunda corriente se enfría hasta  $-44$  °F mediante intercambio de calor con líquidos condensados en el precalentador de alimentación de baja presión, de la desetanizadora. La tercera corriente se enfría hasta  $-58$  °F mediante intercambio de calor con líquidos condensados en el precalentador de alimentación de baja presión del desetanizador. Luego las corrientes son combinadas y el líquido condensado es separado del vapor en el separador de entrada del expensor baja presión. Este separador opera a  $-29$  °F y 800 psig. El condensado proveniente del separador fluye a través de una válvula de control de nivel, que baja la presión, de la válvula de control de nivel el condensado entra al separador, el condensado sale del

separador a 25 °F y luego es alimentada a la torre desmetanizadora en la bandeja número 12 a una presión de 200 psig.



Fuente: Gerencia de procesos de la planta de extracción San Joaquín.

**Figura 4.6** Enfriamiento en la zona de baja presión.

Para la modalidad de recuperación de etano, el gas proveniente de la sección de deshidratación con tamices moleculares se enfría a -26 °F mediante intercambio de calor con solamente gas frío residual en el intercambiador de gas frío/gas de baja presión. El flujo de gas hacia el precalentador de alimentación de alta presión del desmetanizador y el precalentador de alimentación de baja presión del desmetanizador se bloquea. El líquido condensado se separa del vapor en el separador de entrada del expansor de baja presión. Este separador opera a -26 °F y 690 psig. El líquido proveniente del separador fluye a través de una válvula de control de nivel y el precalentador de alimentación de alta presión del desmetanizador, y se alimenta al desmetanizador con la bandeja número 12. No hay intercambio de calor en el precalentador de alimentación de alta presión del desmetanizador, ya que el flujo de gas en el otro lado del intercambiador está bloqueado, tal como se mencionó anteriormente.

El gas proveniente del separador fluye a través de dos expansores de baja presión, operando uno y el otro en espera, donde la presión es reducida a 220 psig con una consecuente reducción de temperatura a -110 °F (-103 °F). La energía extraída del expansor, es aproximadamente 9.540 (9.780) BHP, que se utiliza para aumentar la presión del gas residual. Dos desvíos de expansor son proporcionados, a fin de que la planta pueda ser operada, con la J-T, cuando uno, o ambos, expansores estén inoperativos. El líquido condensado en los expansores se separa del gas en el separador de salida del expansor de baja presión. Este separador opera a -110 °F (-103 °F) y 220 psig.

Para la modalidad de rechazo de etano, el vapor proveniente del separador proporciona refrigeración al condensador de reflujo del desetanizador. El líquido es bombeado a través del precalentador de alimentación de baja presión del desetanizador, donde se calienta hasta -40 °F mediante la refrigeración del gas deshidratado. Luego fluye al desetanizador por la bandeja número 5.

Para la modalidad de recuperación de etano, el vapor proveniente del separador fluye hacia el condensador de reflujo del desmetanizador. Este no proporciona refrigeración ya que el condensador es saltado por el lado superior del desmetanizador. El líquido proveniente del separador es bombeado a través del precalentador de alimentación de baja presión del desmetanizador y es alimentado al desmetanizador en la bandeja número 5. No hay intercambio de calor en el precalentador de alimentación de baja presión del desmetanizador, ya que el flujo de gas en el otro lado del intercambiador está bloqueado.

#### 4.1.6. Desetanización/desmetanización

Se realiza por medio de un desetanizador/desmetanizador, el cual es una columna de destilación que tiene como objetivo separar finalmente los productos más pesados del gas natural (LGN) (figura 4.7).

Para la modalidad de rechazo de etano, un condensador parcial, se utiliza para proporcionar un reflujo a la columna. El gas frío proveniente del separador de salida del expansor de baja presión, se utiliza para proporcionar refrigeración al condensador y luego se mezcla con el producto superior del desetanizador. El gas residual combinado proporciona refrigeración al gas de entrada.

Para la modalidad de recuperación de etano el desmetanizador opera como un absorbedor rehervidor. El condensador de reflujo del desmetanizador es saltado con bypass. El vapor frío proveniente del separador de salida del expansor de baja presión se mezcla con el producto superior del desmetanizador. El gas residual combinado proporciona refrigeración al gas de entrada.

En el fondo de la columna se ha instalado un tanque pulmón de líquido (tanque pulmón del desetanizador), siendo el tiempo de residencia normal de aproximadamente 15 minutos.

Para la modalidad de rechazo de etano, el producto líquido de fondo proveniente del desetanizador es enviado a la bomba y pasa por el enfriador de aire y luego se combina con el producto líquido de la estabilizadora y con los líquidos productos del segundo tren, para ser enviados a fraccionamiento Jose.

Para la modalidad de recuperación de etano, el producto líquido de fondo del desmetanizador es bombeado a través del intercambiador de producto del desmetanizador y calentado hasta 90 °F mediante el enfriamiento de la corriente de

entrada. El producto líquido es combinado con el producto líquido del estabilizador de condensados y con el producto proveniente del segundo tren.

El producto combinado de LGN es enviado al poliducto que lo transporta hasta las instalaciones de fraccionamiento de Jose.

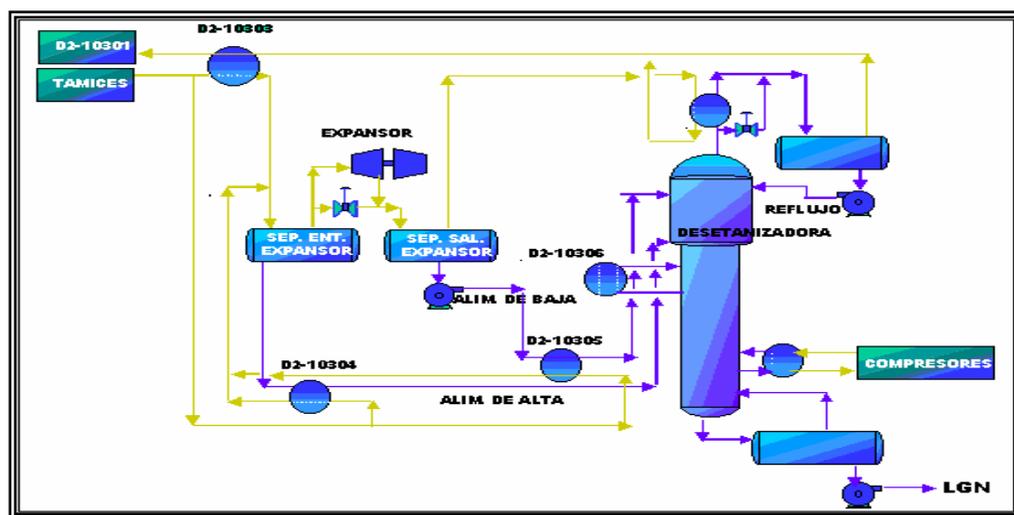


Figura 4.7 Sistema de desetanización.

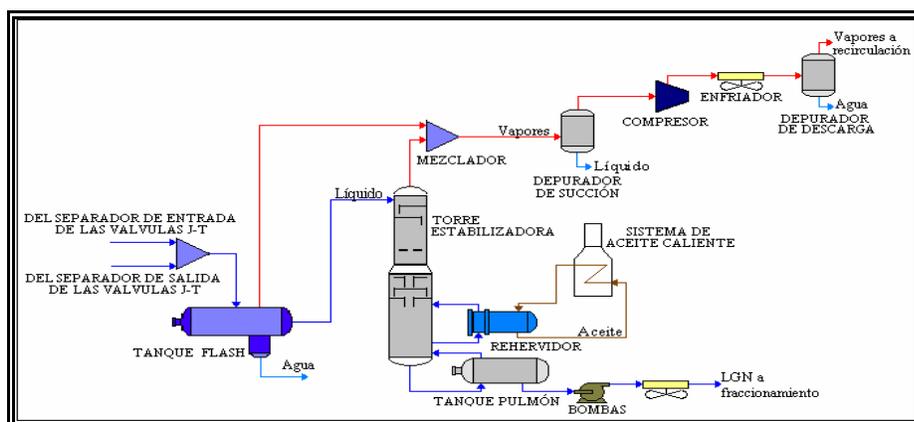
#### 4.1.7. Sistema estabilizador de condensado

El sistema estabilizador sirve para extraer agua e hidrocarburos livianos de los líquidos condensados, que entran a la planta provenientes de facilidades antes de los límites de batería y los líquidos condensados en las instalaciones de entrada, al igual que las mezclas de vapor/líquido provenientes del calentador de condensado del separador de entrada y de salida del sistema de enfriamiento por J-T de alta presión, que son conducidos al tanque de alimentación de la columna estabilizadora. El gas proveniente de este tanque se envía al depurador de succión del compresor de tope del estabilizador, mientras que el líquido se alimenta a la parte superior de la columna estabilizadora (figura 4.8).

El vapor de la parte superior de la columna estabilizadora se combina con el vapor proveniente del tanque de alimentación y se comprime a 995 psig en el compresor superior del estabilizador. Luego el gas se enfría a 120 °F y se combina con el gas de entrada corriente arriba de los filtros/separadores de gas de entrada.

Se instalaron dos compresores superiores en el estabilizador para manejar un máximo de aproximadamente 14,9 MMPCND. Un compresor estará funcionando mientras que el otro estará de reserva. En el caso de que los requerimientos de combustibles sean menores que el gas de regeneración de los tamices moleculares, el exceso de gas combustible puede ser comprimido en el compresor de reserva.

Un depósito cilíndrico de compensación (tanque de compensación de los fondos del estabilizador) con un tiempo de residencia de 30 minutos se proporciona, a fin de recolectar los líquidos de los fondos del estabilizador y mantener la estabilidad de la columna estabilizadora durante el proceso de bombeo de los líquidos de fondo como productos. Los líquidos son bombeados mediante las bombas de los fondos del estabilizador y luego son enfriados a 120 °F antes de ser mezclados con el LGN recuperado y enviados por poliductos a la planta de fraccionamiento de Jose.



Fuente: Gerencia de procesos de la planta de extracción San Joaquín.

**Figura 4.8** Sistema estabilizador de condensado.

#### **4.1.8. Compresión del gas residual**

El gas residual proviene de la torre de destilación es comprimido por un compresor acoplado al eje del expansor hasta una presión de 215 psig (233 psig) y luego es enfriado hasta 120°F en el enfriador de descarga del expansor/compresor. Luego el gas residual se comprime hasta 1.030 psig (1.015 psig) en dos compresores centrífugos impulsados por turbinas a gas operando en paralelo. Finalmente el gas residual de descarga se enfría hasta 120 °F (124 °F) en los enfriadores de descarga del compresor de gas residual antes de ser combinado con el gas residual proveniente del segundo tren.

#### **4.2. Equipos que intervienen en el proceso de la planta de extracción San Joaquín**

Con el fin de facilitar la diferencia entre las unidades que son comunes y aquellas que se encuentran en los trenes, la lista descrita a continuación muestra las instalaciones que son comunes con el indicador © <sup>[15]</sup>:

- Depuradores de gas de entrada. ©
- Torre contactora de trietilenglicol.
- Intercambiador gas caliente-gas de alta presión.
- Válvula J-T de alta presión.
- Tamices moleculares.
- Intercambiador gas frío-gas de baja presión.
- Expansor-precompresor.
- Torre desetanizadora / desmetanizadora.
- Estabilizador de condesado.
- Compresores de gas residual.

- Sistema de gas de regeneración.
- Sistema de aceite caliente.
- Sistema de venteo.
- Sistema de gas combustible.
- Manejo de agua efluente ©
- Almacenaje de productos químicos. ©
- Sistema de agua contra incendio y agua potable. ©
- Sistema de aire para instrumentos. ©
- Generación de energía eléctrica ©
- Sala de control. ©

#### 4.2.1. Depuradores

El depurador de entrada de San Joaquín (línea 18”), el depurador de entrada de Santa Rosa (línea 14”) y el Toco-Santa Ana (línea 20”), el depurador de entrada de Santa Rosa (línea 20”) y el separador común, operan a 110 °F y 990 psig. Los depuradores son separadores trifásicos, en los cuales se separa agua que sale por las botas situadas en el fondo de los depuradores y los hidrocarburos líquidos salen de los depuradores por líneas independientes desde el fondo (figura 4.9).



Fuente: Gerencia de procesos de la planta de extracción San Joaquín

**Figura 4.9** Separadores de entrada.

#### 4.2.2. Torre contactora de trietilenglicol.

El contactor (torre de absorción) de TEG (trietilenglicol) opera a 980 psig y contiene empaque estructurado. El TEG pobre (posee bajo contenido de agua), con una concentración de 99,1 % aproximadamente es alimentado en la parte superior del contactor a razón de 80 a 131 (132) galones por minutos, dependiendo del contenido de agua en el gas de entrada, luego fluye hacia abajo por la columna (figura 4.10). El TEG rico (posee alto contenido de agua) proveniente del contactor es regenerado en un rehervidor a fuego directo a una temperatura entre 375°F y 400 °F. Se introduce un gas de despojo (stripping gas) a fin de reducir el punto de ebullición del TEG y puede ser utilizado para lograr mayores concentraciones de TEG si se desea obtener un punto de rocío mas bajo en el gas.



Fuente: Gerencia de procesos de la planta de extracción San Joaquín

**Figura 4.10.** Torre contactora de trietilenglicol.

### 4.2.3. Intercambiador gas caliente-gas de alta presión

Opera enfriando unas de las corrientes que sale del contactor TGE hasta 63 °F (42 °F) (figura 4.11).



Fuente: Gerencia de procesos de la planta de Extracción San Joaquín

**Figura 4.11** Intercambiador gas caliente-gas de alta presión.

### 4.2.4. Válvulas J-T de alta presión

El vapor proveniente del separador de entrada de la J-T de alta presión pasa a través de la válvula J-T (figura 4.12) de alta presión, donde la presión se reduce a 850 psig con una reducción consecuente de temperatura a 51 °F (33 °F).

### 4.2.5. Tamices moleculares

El sistema consta de cuatro torres de absorción (figura 4.13), tres de ellas siempre están en operación mientras la cuarta es regenerada. Cada uno de los lechos está en servicio por un período de 24 horas, y luego se saca de servicio para regenerarlo durante 8 horas.



Fuente: Gerencia de procesos de la planta de extracción San Joaquín

**Figura 4.12** Válvulas J-T de alta presión

Para la regeneración del tamiz molecular, un flujo máximo de 11,0 MMPCND (14,8 MMPCND) de gas residual seco proveniente del depurador interetapas del compresor de gas residual, es calentado a 600 °F en un calentador a fuego directo, luego el gas fluye hacia arriba por el lecho extrayendo el agua absorbida. El gas caliente que sale del lecho se enfría a 120 °F en el enfriador de gas de regeneración. La mayor parte del agua reextraída del lecho es condensada en el enfriador y separada del gas en el depurador de gas de regeneración. Partiendo del depurador, el gas enfriado sale al sistema de gas combustible. Todo gas combustible excedente se envía al depurador de succión, del compresor de tope de la torre estabilizadora.

El lecho regenerado se enfría en dos etapas para evitar choques térmicos. Primero el lecho es enfriado a 120 °F. Esto se logra desviando el gas del calentador de gas de regeneración e inyectando gas de enfriamiento a 120 °F a través del lecho de deshidratación regenerado. Luego una pequeña corriente de gas de entrada se hace fluir hacia el deshidratador a razón de 11,0 MMPCND para enfriar aún más el lecho. Este segundo paso es necesario para evitar golpes de temperatura al gas de proceso

corriente debajo de los deshidratadores cuando el deshidratador regenerado es puesto en operación.



Fuente: Gerencia de procesos de la planta de extracción San Joaquín

**Figura 4.13** Tamices moleculares.

#### **4.2.6. Intercambiador gas frío- gas de baja presión**

Este intercambiador enfría a  $-16\text{ }^{\circ}\text{F}$  una de las corrientes provenientes del área de deshidratación del tamiz molecular (figura 4.14).

#### **4.2.7. Expansor-precompresor**

Este expansor opera a  $-110\text{ }^{\circ}\text{F}$  ( $-103\text{ }^{\circ}\text{F}$ ) y 220 psig, produciendo el efecto criogénico esperado en la planta (figura 4.15). La energía extraída del expansor, es aproximadamente 9.540 (9.780) BHP. El trabajo producido en este proceso es aprovechado para pre-acondicionar la presión de entrada a los expansores de gas residual de la planta.



Fuente: Gerencia de procesos de la planta de extracción San Joaquín

**Figura 4.14** Intercambiador gas frío- gas de baja presión



Fuente: Gerencia de procesos planta de extracción San Joaquín

**Figura 4.15** Expansor-precompresor.

#### **4.2.8. Torre Desetanizadora – desmetanizadora**

La torre (figura 4.16), contiene 28 bandejas de válvulas y opera a 200 psig. El balance de calor en la torre se logra aplicando los principios de economía de calor, es decir, intercambiando calor entre los flujos de la torre y los flujos del proceso. La columna posee un rehervidor lateral y un rehervidor de fondo. El calor de reebullición para el

rehervidor lateral lo suministra una corriente parcial del gas de entrada o el gas deshidratado. El gas residual proveniente de la descarga del compresor de gas residual se utiliza para suministrar calor al rehervidor de fondo. La torre consta de un condensador parcial que se utiliza para proveer un reflujo a la columna.



Fuente: Gerencia de procesos de la planta de extracción San Joaquín

**Figura 4.16** Torre desetanizadora

#### **4.2.9. Sistema estabilizador de condensados**

El sistema consta de un tanque de alimentación al estabilizador y una torre estabilizadora (figura 4.17). El primero es un separador trifásico, donde el agua o glicol atrapados que fueron arrastrados desde el contactor de glicol se pueden extraer del sistema y el mismo opera a 69 °F (65 °F) y 410 psig.

La columna estabilizadora opera a 389 psig y contiene 21 bandejas de válvulas. El calor de reebullición se proporciona mediante el sistema de aceite caliente. Las altas temperaturas del estabilizador ayudaran a mantener la parafina disuelta en el condensado, al mismo tiempo que evaporara cualquier agua, que se encuentre en la alimentación, al vapor superior.



Fuente: Gerencia de procesos de la planta de extracción San Joaquín

**Figura 4.17.** Torre estabilizadora de Condensados

#### **4.2.10. Turbo compresor centrífugo**

El gas residual sale del enfriador y se comprime hasta 1.030 (1.015) psig en dos compresores centrífugos (figura 4.18), impulsados por turbinas a gas operando en paralelo. Para cada compresor, se proporcionan depuradores de succión enfriadores entre-etapas y depuradores entre-etapas, así como un reciclo de gas para evitar el fenómeno de oleaje. Desde la segunda etapa de los turbocompresores se saca una línea de gas para regenerar los lechos de los tamices moleculares.



Fuente: Gerencia de procesos de la planta de extracción San Joaquín

**Figura 4.18** Turbo compresor centrífugo

#### **4.2.11. Sistema de gas de regeneración**

El gas de regeneración nace en la interetapa del sistema de turbo compresión de gas residual y es utilizado para secar los lechos de tamiz molecular húmedo, una vez que éstos han pasado por su ciclo de deshidratación.

Desde allí el gas es enviado a través de una válvula de control de flujo hacia el horno de gas de regeneración donde es calentado a una temperatura controlada a 650°F. El gas de regeneración caliente es enviado al tamiz molecular para que el flujo contracorriente al de procesos seque el lecho. A continuación pasa a un enfriador por aire y al separador de gas de regeneración. El enfriamiento promueve la condensación de agua que es recolectada en el separador y posteriormente vertida al sistema cerrado de drenajes. El gas que sale por el tope de separador de gas de regeneración es enviado al separador de gas combustible de alta presión <sup>[18]</sup>.

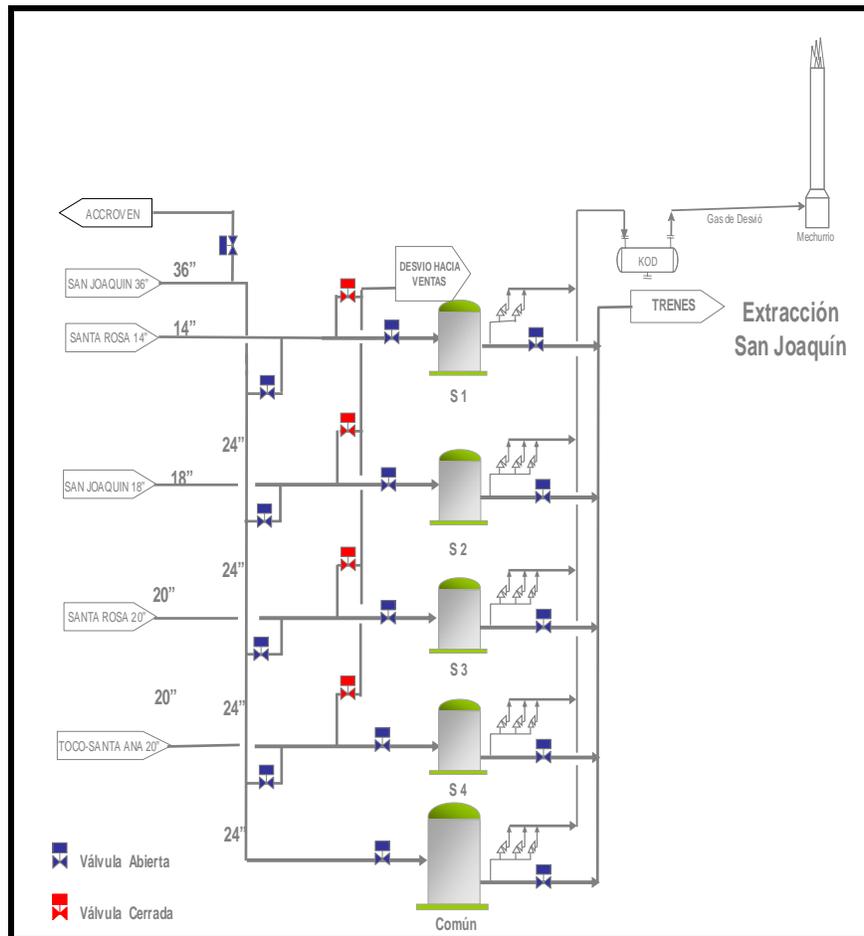
#### 4.2.12. Sistema de aceite caliente

Un sistema de aceite caliente proporcionado para cada tren, se utiliza para calentar el rehervidor en los fondos del estabilizador. El aceite caliente proveniente del rehervidor se recibe en el tanque de compensación de aceite caliente. Este tanque opera a 385 °F (371 °F) y 20 psig, y tiene aproximadamente 5 minutos de tiempo de residencia. Se utiliza un colchón de gas para mantener la presión en el tanque. El aceite luego se bombea a 70 psig en las bombas de circulación de aceite caliente. El aceite caliente luego se dirige al rehervidor de los fondos del estabilizador. Se proporciona un bypass controlado por flujo a la salida del rehervidor, a fin de mantener un flujo mínimo a través del sistema <sup>[15]</sup>.

#### 4.2.13. Sistemas de venteo

La planta de extracción está provista con dos sistemas de mechorrio de emergencia cada uno sirviendo al tren A y al tren B, respectivamente. Un cabezal proveniente del área de los depuradores de entrada se conecta con ambos sistemas de mechorrio (figura 4.19).

Cada tren de proceso está provisto de un cabezal de mechorrio de 24", al cual alivian todas las válvulas de seguridad en el tren de proceso. El cabezal de mechorrio se extiende por toda la longitud de la galería de tuberías del tren de proceso y fluye hacia el tanque separador del mechorrio (KOD1-Tren A y KOD2-Tren B) (ver anexo figura A.2). Otras líneas laterales se conectan a este cabezal de 24" para completar el sistema de cabezales.



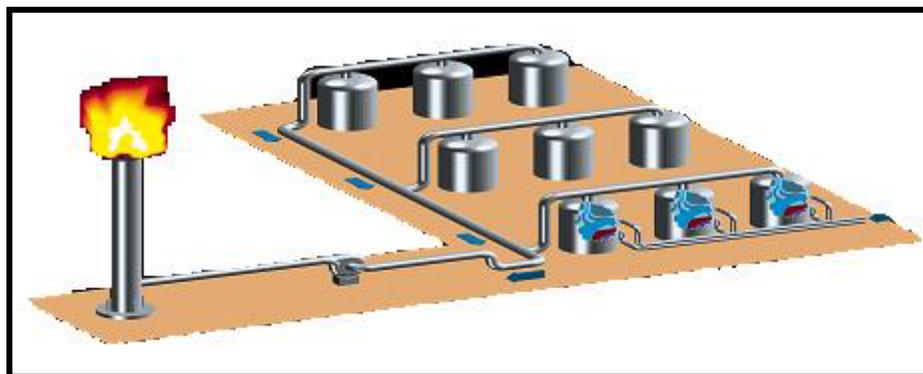
**Figura 4.19** Sistema de alivio y venteo de los separadores de entrada.

Todo líquido que ha sido recolectado en el cabezal de mechurrio o condensado por expansión de gas de alivio será extraído en el tanque separador de mechurrio. Los líquidos son vaciados desde este tanque a través de válvulas de control de nivel y fluyen por gravedad a la fosa de incineración (FDI).

El gas pasa desde los tanques separadores de mechurrio (KOD-1 & KOD-2) a través de cabezales de 30" hacia el fondo de los mechurrios de emergencia. Los cabezales de 30" están en declive alejándose de la chimenea del mechurrio en

dirección hacia los tanques separadores, de manera que todo líquido que se condensa en el cabezal fluirá de vuelta a los tanques separadores.

El gas pasa desde la chimenea del mechurrio y sube al tope donde se quema en la punta del mechurrio. Todo líquido que se recolecta en la parte inferior de la chimenea del mechurrio pasa a través de un sello líquido hacia el mechurrio de la fosa de incineración para su desecho. Ver ejemplo de un sistema de *flare* en la figura 4.20. Además cada uno de los mechurrios de emergencia tienen una altura total de 199 pies. La chimenea del mechurrio tiene 48” de diámetro y la punta del mechurrio (*flare tip*) tiene 36” de diámetro. La punta del mechurrio está equipada con un sello interno que evita la entrada de aire al sistema de mechurrio. Cada punta de mechurrio está equipada con cuatro pilotos de gas con termocupla, para la detección de piloto apagado. Cada punta de mechurrio está conectada a un tablero de ignición para encender los pilotos. La ignición de los pilotos, desde el tablero de ignición, es manual. Se proveen luces de alarma en los tableros para indicar cuándo un piloto se ha apagado.



**Figura 4.20** Ejemplo de un sistema *flare*

Se introduce gas de purga por el extremo lejano de los cabezales de mechurrio del proceso y los cabezales de ramificación para garantizar que no entre aire al sistema. Un gas combustible de baja presión a 75 psig se reduce en presión a 5 psig.

El caudal de flujo se regula mediante una válvula manual que está ubicada corriente abajo de un pequeño rotámetro, FT-02 y FT-03. El caudal total de gas de purga requerido para cada cabezal de mechurrio es de 1450 SCF/H.

Un cabezal de mechurrio de 24" también se provee en el área del depurador de entrada. El cabezal se extiende hacia el interior del área de proceso y se empata con cada uno de los cabezales de mechurrio del proceso corriente arriba del tanque separador de mechurrio con una válvula de bloqueo. Ambas válvulas de bloqueo deben estar aseguradas en posición abierta. Este cabezal debe estar abierto a ambos sistemas de mechurrios de emergencia, para proporcionar la capacidad requerida de mechurrio; a un tren de 500 MMNCFD de caudal de alimentación se le inyecta gas de purga en el extremo lejano del cabezal de mechurrio remoto (Offsites) para protección contra una entrada de aire al sistema.

Se provee el mechurrio de la fosa de incineración para la eliminación de desechos líquidos. Los hidrocarburos líquidos de desechos provenientes del sistema de drenaje cerrado y otras corrientes de desecho fluyen a una línea subterránea común de 6", la cual se dirige a la punta de un mechurrio líquido de acero inoxidable. Esta punta está ubicada en una fosa represada de 600" x 600" x 60" de profundidad. Se proveen dos pilotos para encender el desecho líquido en la punta. Se provee un tablero de ignición de llama individual para encender los pilotos de gas. Se inyecta gas de purga al cabezal de drenaje cerrado y al cabezal de drenaje de baja temperatura para evitar la entrada de aire a los sistemas.

#### **4.2.14. Sistema de gas combustible**

El gas proveniente de la interetapa del sistema turbo compresión a 545 psig es llevado a presión controlada de 450 psig y recibido en el separador del gas combustible de alta presión. Sobre la línea de suministro de gas combustible de alta

presión existe una conexión que permite recibir gas de arranque proveniente de la línea de descarga de planta. A la línea de descarga de planta empalman, desde la planta de extracción, la línea de descarga de cada tren de procesos y un desvío de trenes, ubicado aguas abajo del contactor de TEG. Por esta razón es posible disponer de gas deshidratado a nivel de 5-7 lb H<sub>2</sub>O/MMPCN en la línea de gas residual, producto del sistema de deshidratación con TEG, sin acondicionamiento adicional en el tren de procesos.

Del separador de gas combustible de alta presión, el gas pasa al cabezal de gas combustible de alta presión. Desde allí el gas es distribuido a los usuarios y una de las líneas de este cabezal envía el resto del gas hacia el separador de gas combustible de baja presión, donde este es recibido bajo presión controlada de 55 psig. Desde este recipiente el gas es enviado al cabezal de gas combustible de baja presión desde donde es distribuido a los usuarios. <sup>[18]</sup>

En la figura A.3 del anexo A, se puede notar que es perfectamente factible desviar gas de regeneración seco proveniente de la línea de arranque a la sección de procesamiento de la planta.

#### **4.3. Causas que originaron los cambios en la planta de extracción San Joaquín**

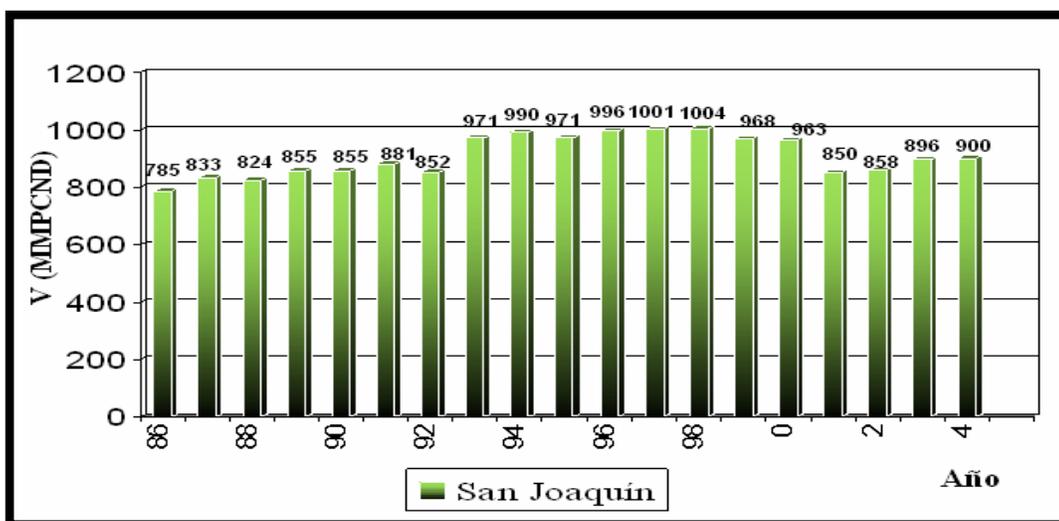
La planta de extracción San Joaquín mediante su operación con su esquema de diseño original sufrió cambios debido a las siguientes causas:

- Incremento en el caudal de alimentación a procesar por la planta. (figura 4.21).
- Incorporación de la modalidad de recuperación y rechazo de etano
- Mejora en la calidad del gas al mercado interno.

- Incremento en la capacidad de extracción profunda de líquidos en el área de Anaco.
- Incremento en la flexibilidad operacional para el manejo del gas.

En la adecuación de la planta a fin de procesar el caudal incrementado de alimentación y para incorporación de recuperación de etano para el Proyecto San Joaquín 1000, los criterios y énfasis mayores fueron los de <sup>[15]</sup>:

- 1.- Minimizar adiciones y cambios a la planta de extracción existente.
- 2.- Para la modalidad de rechazo de etano, lograr una recuperación de propano de aproximadamente 90%.
- 3.- Para la modalidad de recuperación de etano, lograr la recuperación máxima de etano (determinada en aproximadamente en un 40%) sin agregar instalaciones de remoción de CO<sub>2</sub>.



Fuente: Gerencia de procesos de la planta de extracción San Joaquín.

**Figura 4.21.** Caudal de alimentación de la planta San Joaquín.

#### **4.4. Cambios realizados en la planta de extracción San Joaquín para las mejoras en el proceso de extracción de líquidos del gas natural**

La planta de extracción San Joaquín fue diseñada originalmente para procesar 800 MMPCND de gas de alimentación, recuperando 90% de su contenido de propano, usando dos trenes idénticos de 400 MMPCND. En la figura A.4 del anexo A, se muestra el esquema del proceso de la planta de extracción San Joaquín 800.

Las modificaciones realizadas para la ampliación a 1.000 MMPCND se resumen a continuación <sup>[18]</sup>:

- Reemplazo de bandejas en el contactor TEG de alta presión por empaque estructurado.
- Nuevos filtros de carbón para glicol y filtros para sólidos que permiten mantener limpio el TEG, necesario para proteger de taponamiento los nuevos empaques estructurados.
- Nuevo filtro separador del contactor de gas de entrada en paralelo al existente.
- Nueva válvula paralela J-T de alta presión para los requerimientos de servicio, a mayor flujo y eliminación del expansor.
- Nuevo filtro separador de entrada al deshidratador de tamices moleculares.
- Modificación del compresor/expansor de alta presión existente para operar en paralelo con el compresor/expansor de baja presión existente.
- Reemplazo de algunas bandejas en el desmetanizador/desetanizador, por bandejas de alta capacidad (“*Súper Trays*”).
- Bombas de fondo de la estabilizadora y nuevos impulsores a las bombas de fondo del desetanizador/desmetanizador para alta presión requerida en los límites de batería de la planta de extracción San Joaquín.

- Nuevo enfriador de aire de producto del desetanizador para alcanzar la temperatura de LGN especificada en el poliducto para el caso de recuperación de etano.
- Nueva bomba de alimentación del desetanizador/desmetanizador.
- Intercambiador de calor para enfriar el gas de entrada con líquido de fondo del desmetanizador/desetanizador para el caso de recuperación de etano.
- Modificación de las tuberías del rehervidor lateral del desmetanizador para enfriar el gas de entrada a alta presión en el caso de rechazo de etano, o el gas de entrada a presión media para el caso de recuperación de etano.
- Nuevo despojador de entrada en las instalaciones de alimentación de la planta.
- Nueva filosofía operacional del sistema flare.

Estos cambios se encuentran reflejados de manera simplificada en la figura A.5 del anexo A.

#### 4.5. Productos de la planta de extracción San Joaquín

##### 4.5.1. San Joaquín 1000

**Tabla 4.1** Productos de la planta San Joaquín 1000. <sup>[15]</sup>

<b>Producto liquido total</b>	
Modalidad de rechazo de etano	Modalidad de recuperación de etano.
Caudal, gpm <sup>(1)</sup> : 1.541.	Caudal, gpm <sup>(1)</sup> : 2.320.
Gravedad especifica <sup>(1)</sup> : 0,556.	Gravedad especifica <sup>(1)</sup> : 0,544.
Recuperación (mol. %):	Recuperación (mol. %):
	Etano: 41.2.
Propano: 93,0.	Propano: 88,5.

**Tabla 4.1** Productos de la planta San Joaquín..... (continuación)

Butanos: 99,0.	Butanos: 98,8.
Pentanos superiores: esencialmente 100%.	Pentanos superiores: esencialmente 100%.
% Volumen líquido (C <sub>2</sub> /C <sub>3</sub> ): 2,0.	% Volumen líquido (C <sub>2</sub> /C <sub>3</sub> ): 0,5.
<b>Gas residual total</b>	
Modalidad de rechazo de etano	Modalidad de recuperación de etano.
Caudal, MMPCND <sup>(1)</sup> : 927.	Caudal, MMPCND <sup>(1)</sup> : 880.
Peso mol: 20,05.	Peso mol: 19,32.
GHV, BTU/PCN <sup>(1)</sup> : 990.	GHV, BTU/PCN <sup>(1)</sup> : 975.
LVH, BTU/PCN <sup>(1)</sup> : 895.	LVH, BTU/PCN <sup>(1)</sup> : 880.
Temperatura, °F: 121.	Temperatura, °F: 124.
Presión, psig: 965.	Presión, psig: 965.

#### 4.5.2. San Joaquín 800

**Tabla 4.2** Productos de la planta San Joaquín 800 <sup>[19]</sup>

<b>Producto líquido total.</b>	<b>Gas residual total.</b>
Caudal, gpm <sup>(1)</sup> : 1.668.	Caudal, MMPCSD <sup>(1)</sup> : 721,4.
Gravedad específica <sup>(1)</sup> : 0,553.	Peso mol: 19,52
Recuperación (mol. %):	GHV, BTU/PCN <sup>(1)</sup> : 1.030.
Propano: 93,0.	LVH, BTU/PCN <sup>(1)</sup> : 930.
Butanos: 99,8.	Temperatura, °F: 120.
Pentanos superiores: esencialmente 100%.	Presión, psig: 985.
% Volumen líquido (C <sub>2</sub> /C <sub>3</sub> ): 1,5.	

<sup>(1)</sup> Las condiciones son de 60 °F y 14,7 psia.

---

---

## CAPITULO V

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### 5.1 Conclusiones.

1. La creciente y continua evolución que ha tenido en Venezuela el negocio del gas natural y sus derivados conlleva al mejoramiento y ampliación de sus plantas de procesamiento.
2. Con el implemento de las dos modalidades de operación en San Joaquín se obtiene un producto con mayores porcentajes de concentración de etano, propano y mas pesados.
3. La principal causa de la reestructuración de la planta San Joaquín fue el aumento de la alimentación del gas de entrada desde 800 MMPCND a 1000 MMPCND.
4. Con el aumento de la capacidad operativa de la planta fue necesario agregar, modificar y remplazar equipos para cumplir con los requerimientos.

## **5.2 Recomendaciones.**

- Realizar una evaluación más profunda del caudal de entrada al elaborar el diseño original de una planta de procesamiento para evitar así cambios futuros, los cuales impliquen una mayor inversión.
- Una revisión continua del GPM del gas de entrada a una planta de extracción de líquidos garantizará la extracción de mayores volúmenes de LGN.
- Realizar estudios mas avanzados sobre la cantidad de gas a procesar con cantidades constantes a futuro sin mayores variaciones para evitar problemas de sobrecarga en la alimentación.

## **BIBLIOGRAFÍA**

1. Chapín, A., **“Propuesta de la Ingeniería Conceptual de Procesos, para la Instalación de un Nuevo Tren de Extracción de LGN San Joaquín, Estado Anzoátegui”**, Tesis de Grado, Escuela de Ingeniería Química, UDO, Puerto La Cruz (2005).
2. Papua, J., **“Elementos de Ingeniería de Gas”**, (1986).
3. Martinez, M., **“Ingeniería de Gas. Principios y Aplicaciones”**, Ingenieros consultores F.R.L, Venezuela (1999).
4. Martinez, M., **“Ingeniería de Gas, Modulo I”**, PDVSA CIED, Puerto La Cruz (1998).
5. Barberi, E., **“El Pozo Ilustrado”** (CD-ROM), Programa de educación petrolera, Editorial FONCIED, primera Edición, Caracas (1998).
6. Liendo, L., **“Evaluación de la Factibilidad Técnico Económica de la Aplicación de un Turboexpansor como Alternativa a una Válvula Joule Thompson en la zona de Alta Presión en los Trenes de la Planta de Extracción San Joaquín, con el Propósito de Aumentar el Porcentaje de Recobro de LGN”**, Trabajo de Grado, de ingeniería de Petróleo, UDO, Anzoátegui, (2007).
7. **“Enciclopedia McGraw-Hill de ciencia y Tecnología”**, 2<sup>a</sup> Edición, editorial McGraw-Hill, Vol. III (1999).

8. **“Evolution of NGL Recovery Processes”**, Hydrocarbon Engineering, Vol. 4. (1999).
9. Rosen, W., **“Mechanical Refrigeration”**, Second Edition, Petroleum Learning Programs Ltd, Houston, (1981).
10. PDVSA CIED. **“Ingeniería de Gas”**. Nivel I, II. Venezuela, (1998).
11. Campbell, J., **“Gas Conditioning and Processing”** Seventh Edition, Vol.1 y 2, Campbell Petroleum Series, USA, (1994).
12. Pino M., **“Curso de Gasotécnia”** UDO Monagas.
13. Carrasco, Y., **“Evaluación de Eficiencia de la Planta de Extracción de líquido San Joaquín, para Diferentes Riquezas del Gas Natural de Alimentación”**. Trabajo de Grado, Ingeniería de Petróleo, UDO, Monagas. (2006).
14. PDVSA, **“Extracción de Líquidos del Gas Natural”**, Programa de Especialización de Gas, Puerto La Cruz (1998).
15. San Joaquín, **“Manual de Operaciones de la Planta de Extracción de Líquido San Joaquín 1000”**.
16. Suárez, C., **“Estudio del Efecto de la Calidad del Gas de Alimentación en el Proceso de Extracción de LGN de la Planta San Joaquín. Corpoven, S.A.”**, Trabajo de Grado, Ingeniería Química, UDO, Anzoátegui, (1996).
17. Arias, Fidas G. **"El Proyecto de Investigación Introducción a la Metodología Científica"**, quinta edición, editorial Espisteme.

18. Complejo Criogenico de Oriente, **“Seminario de Procesamiento de Gas GPA”**.  
**(1993)**.
  
19. San Joaquín, **“Manual de Operaciones de la Planta de Extracción de Líquido San Joaquín 800”**.

---

---

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

<b>TÍTULO</b>	<b>ESTUDIO COMPARATIVO ENTRE LAS CONDICIONES DE DISEÑO Y DE OPERACIÓN ACTUAL DEL PROCESO EXTRACCIÓN DE HIDROCARBUROS LÍQUIDOS DE LA PLANTA DE EXTRACCIÓN SAN JOAQUÍN</b>
<b>SUBTÍTULO</b>	

**AUTOR (ES):**

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>CÓDIGO CULAC / E MAIL</b>
<b>Díaz J., Daicelys B.</b>	<b>CVLAC: V- 15.128.012 EMAIL: daicelysbunny141@hotmail.com</b>
<b>Romero B., Franklin E.</b>	<b>CVLAC: V- 16.498.201 E MAIL: franklinerb@hotmail.com</b>
	<b>CVLAC: E MAIL:</b>
	<b>CVLAC: E MAIL:</b>

**PALÁBRAS O FRASES CLAVES:**

Diseño

Proceso

Extracción

Hidrocarburos líquidos

Planta San Joaquín

Condiciones

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

<b>ÀREA</b>	<b>SUBÀREA</b>
<b>Escuela De Ingeniería Y Ciencias Aplicada</b>	<b>Ingeniería Química</b>

**RESUMEN (ABSTRACT):**

La evolución que ha tenido para Venezuela el negocio del gas natural y sus derivados ha ocasionado el análisis, estudio y elaboración de plantas de procesamiento. Con el transcurrir de los años la capacidad operativa de estas plantas se ha vuelto insuficiente, en relación con la creciente demanda, lo que ha ocasionado la transformación y mejoramiento de alguna de ellas, tal es el caso de la planta de extracción San Joaquín. Esta planta inicialmente operó con una capacidad máxima de 800 MMPCND, pocos años después comenzó a recibir por encima de la capacidad de la planta lo que condujo a la ampliación de su capacidad operativa. En base a esto se realizó un estudio comparativo de la planta original con la que opera actualmente utilizando como herramienta principal la información y datos técnicos obtenidos directamente en sus instalaciones.

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

**CONTRIBUIDORES:**

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
Avendaño P., Isvelia C.	ROL	CA	AS	TU	JU(X)
	CVLAC:	V- 8.024.255			
	E_MAIL	Isvelia2009@gmail.com			
	E_MAIL				
Ochoa., Oswaldo.	ROL	CA	AS	TU	JU(X)
	CVLAC:	V-3.995.379			
	E_MAIL				
	E_MAIL				
Rodulfo., Arturo.	ROL	CA	AS	TU	JU(X)
	CVLAC:	V- 8.300.709			
	E_MAIL				
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				

**FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:**

2009	06	26
AÑO	MES	DÍA

**LENGUAJE. SPA**

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

**ARCHIVO (S):**

<b>NOMBRE DE ARCHIVO</b>	<b>TIPO MIME</b>
<b>Tesis.Estudiocomparativoentrelascondiciones.Doc</b>	<b>Application/msWord</b>

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.

**ESPACIAL:** Departamento De Ingeniería Química. Universidad De Oriente  
Núcleo De Anzoátegui.

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

Ingeniero Químico.

**NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:**

Pregrado.

**ÁREA DE ESTUDIO:**

Departamento de Ingeniería Química.

**INSTITUCIÓN:**

Universidad de Oriente Núcleo de Anzoátegui.

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

**DERECHOS**

De acuerdo al artículo 44 del Reglamento de Trabajos de Grado de la Universidad de Oriente:

“Los Trabajos de Grado son de la exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y sólo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien le participará al Consejo Universitario”.

**Autores**

\_\_\_\_\_  
**Díaz J., Daicelys B.**

\_\_\_\_\_  
**Romero B. Franklin E.**

**Jurado**

\_\_\_\_\_  
**Ing. Quím. Ivelia Avendaño**

\_\_\_\_\_  
**Ing. Quím. Oswaldo Ochoa**

\_\_\_\_\_  
**Ing. Quím. Arturo Rodulfo**

POR LA SUBCOMISION DE TESIS

\_\_\_\_\_  
**Ing. Quím. Yraima Sala**