

UNIVERSIDAD DE ORIENTE  
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI  
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS  
DEPARTAMENTO DE PETRÓLEO



“EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE ESTABILIZACIÓN DE LOS TRENES A Y B  
DE LA PLANTA DE EXTRACCIÓN SAN JOAQUÍN”

Realizado por:

**DUERTO ORTA MIONELYS JOSEFINA**

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

INGENIERO DE PETRÓLEO

**Barcelona, Julio 2009.**

UNIVERSIDAD DE ORIENTE  
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI  
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS  
DEPARTAMENTO DE PETRÓLEO



“EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE ESTABILIZACIÓN DE LOS TRENES A Y B  
DE LA PLANTA DE EXTRACCIÓN SAN JOAQUÍN”

**Realizado Por:**

---

**Mionelys Josefina Duerto Orta**

---

Ing. Roberto Salas  
Asesor Académico

---

Ing. Nelson Nieves  
Asesor Industrial

Barcelona, Julio 2009.

UNIVERSIDAD DE ORIENTE  
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI  
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS  
DEPARTAMENTO DE PETRÓLEO



“EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE ESTABILIZACIÓN DE LOS TRENES A Y B  
DE LA PLANTA DE EXTRACCIÓN SAN JOAQUÍN”

JURADO

El jurado hace constar que asignó a esta Tesis la calificación de:

---

**Ing. Roberto Salas.**  
**Asesor Académico**

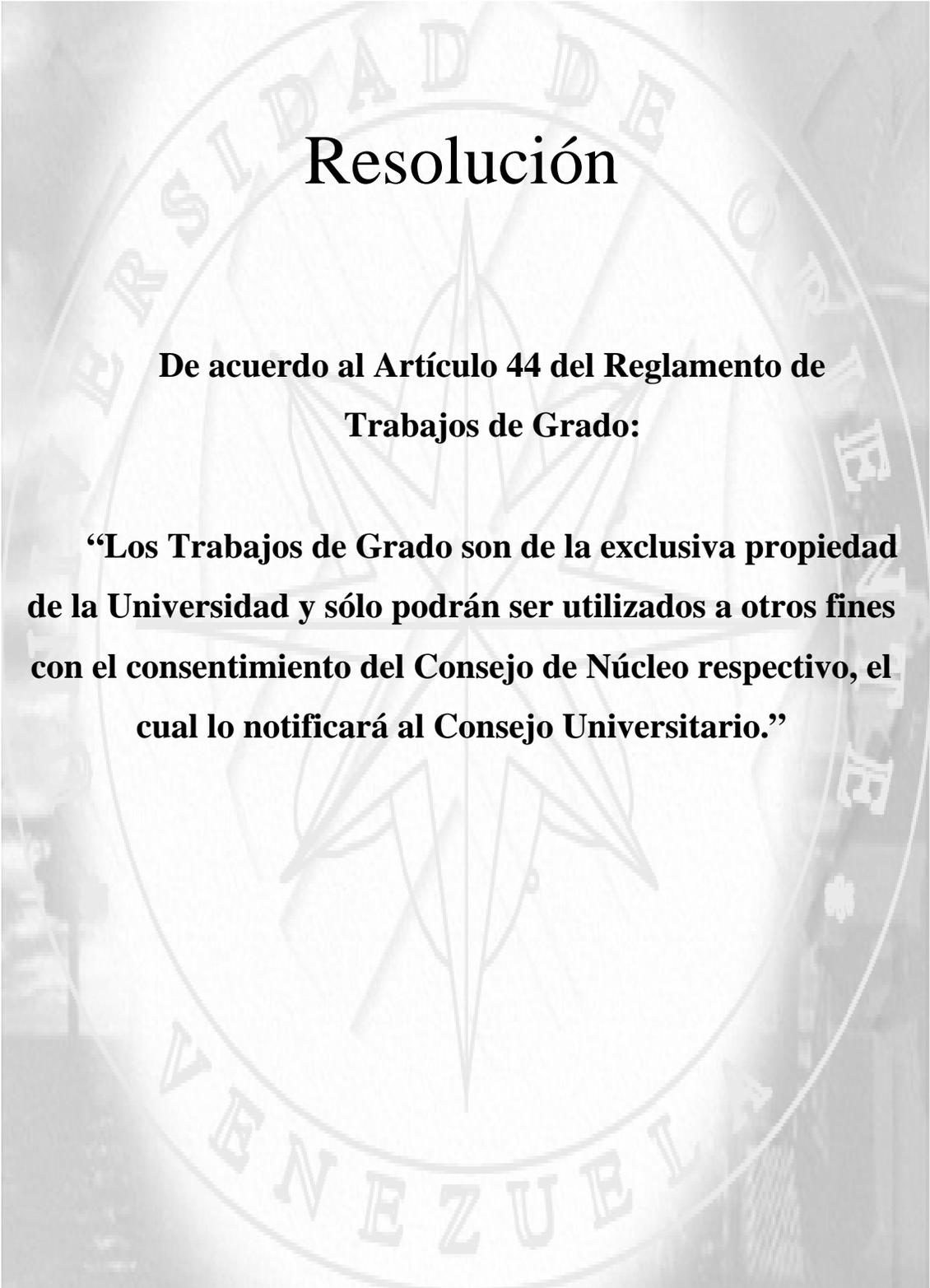
---

Ing. Oly Guerra  
Jurado Principal

---

Ing. Jairo Uricare  
Jurado Principal

**Barcelona, Julio 2009.**



# Resolución

**De acuerdo al Artículo 44 del Reglamento de  
Trabajos de Grado:**

**“Los Trabajos de Grado son de la exclusiva propiedad  
de la Universidad y sólo podrán ser utilizados a otros fines  
con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, el  
cual lo notificará al Consejo Universitario.”**

## **DEDICATORIA**

A Dios y a la Virgen del Valle por darme las virtudes y la fortaleza necesaria para salir siempre adelante pese a las dificultades, por colocarme en el mejor camino, iluminando cada paso de mi vida.

A mi padre Manuel Duerto, por ser mi mayor ejemplo de fe, constancia y motivo de superación. No encuentro las palabras que me permitan describir el orgullo que siento de ser tu hija, me enseñaste a luchar por lo que quiero y siento que la vida no me alcanzará para retribuirte todo lo que has hecho por mí.

A mi madre Carmen de Duerto, mi ángel protector en la tierra, mi mejor amiga, la que corría a mi lado cuando necesitaba un abrazo, una palabra de aliento en los momentos de desesperación vividos mientras culminaba mis estudios, tu sabiduría me permitió superar las barreras encontradas en este camino.

A mis abuelos Bartolo Duerto y Rosa de Duerto, quienes desde el cielo me llenan de bendiciones día a día y representan la fuerza espiritual en mi camino.

A mis hermanos: Meudys, José Manuel y Alberto por brindarme su apoyo en todo momento. Que este logro sea motivo de orgullo para ustedes.

A mis sobrinos: Carlos Manuel, Carolina y Manuel Alejandro, ustedes llenan mi vida de alegría, que este triunfo les sirva de estímulo para seguir siempre adelante; sean creadores de su propio universo y confíen siempre en sus metas y sueños, nada es imposible cuando se desea de corazón.

A mis grandes amigos: Magdelis Hernández, Mariana Salas, Carhen Aparcedo, Edgary Nieves, Karla Prieto y Ginner Itriago, durante estos años a su lado aprendí que los grandes logros no se obtienen con fuerza física, sino con perseverancia. Su amistad es uno de los tesoros más valiosos en mi vida, juntos vivimos momentos inolvidables de felicidad, tristeza, dicha, agonía, libertad, risas; pero siempre con la convicción de estar unidos y seguir adelante para lograr nuestra meta.

## **AGRADECIMIENTOS**

Son muchas las personas especiales a las que me gustaría agradecer su amistad, ánimo, apoyo y compañía en las diferentes etapas de mi vida. Algunas están aquí conmigo y otras en mis recuerdos y en el corazón. Sin importar en dónde estén o si alguna vez llegan a leer éstas líneas, quiero darles las gracias por formar parte de mí, por todo lo que me han brindado y por todas sus bendiciones.

Gracias mi Dios por permitirme disfrutar de este momento tan especial, hoy estoy segura que no me has dejado sola.

A mis padres Manuel y Carmen, gracias por su inmenso amor, apoyo y comprensión, sin ustedes no lo hubiese logrado. A lo largo de este recorrido nos convertimos en un gran equipo y hoy puedo decir que este triunfo es el resultado del esfuerzo conjunto de nosotros. Los Amo...

A mi asesor industrial, Ing. Nelson Nieves, por su amistad, por su confianza, por asesorarme a lo largo de la tesis y acompañarme en este camino que hoy culmina en el presente proyecto. Muchas gracias por compartir tus conocimientos conmigo e inspirar en mí mucha admiración.

A mi asesor académico, Ing. Roberto Salas, quiero agradecerte no sólo la colaboración prestada para la realización de este proyecto, sino también el haberme enseñado durante estos años con todas tus acciones que un verdadero profesional es más que números y letras.

A la Universidad de Oriente, por haberme brindado la oportunidad de formarme como profesional. En especial quiero agradecer a los profesores del Departamento de

Petróleo, quienes me inculcaron los valores y me suministraron las herramientas y conocimientos necesarios, que contribuyeron a la culminación satisfactoria de mi carrera.

A mi abuela Berta Orta, gracias por el amor y apoyo que día a día nos das sin esperar nada a cambio, eres la alegría en nuestra familia. Te quiero Mucho.

A todos mis primos, en especial a: Eliana, Pedro, Juan R., Juan F., por acompañarme siempre y compartir momentos tan especiales, recuerden que pueden contar conmigo.

A la Familia Carrasco Sánchez: Eleazar, Dubelis, Cristian, Jennifer y Junior; por ser como mi familia y estar siempre pendiente de mí, ustedes también forman parte de este logro.

Al Dr. Orangel Lara, en usted siempre encontré las palabras de motivación que me permitieron comprender, que la mejor herencia del ser humano es la sabiduría que puede adquirir en la vida.

A todo el personal que labora en la Planta de Extracción San Joaquín, quienes me brindaron su apoyo durante todo este tiempo. En especial a Marien Moya, Irwing Cuellar, María Victoria Hernández, Johan Camacho, Rafael Cova, Yorfran Santana y Eumir Juárez. Gracias por su amistad.

A mis compañeros de tesis: Marinés Boada, Raúl Fretel y Jesús Márquez, gracias por el apoyo durante estos seis meses. Recuerden siempre que la amistad rompe las distancias y hace que todo sea presencia.

A mis amigos: Mariana, Ginner, Magdelis, César, Carhen, Eduardo, Edgary, Carlos M, Pamela, Carlos D, Karla, Jorge, Patricia, Jonathan, Yillian, Mónica y Catherine. Cuando al lado tenemos a un amigo, el camino es más llevadero. Les deseo el mayor de los éxitos y recuerden que los quiero mucho.

**“Fuera del fango nace la bonita flor de loto,  
Fuera de las adversidades se juega algo superior”**

# CONTENIDO

	<b>Pág.</b>
Página de Presentación.....	i
Página Aprobatoria.....	iii
Resolución.....	iv
Dedicatoria.....	v
Agradecimientos.....	vi
Contenido.....	viii
Lista de Figuras.....	4
Lista de Tablas.....	5
Lista de Abreviaturas.....	5
Introducción.....	6
Resumen.....	7
<b>CAPÍTULO I</b>	
1 DESCRIPCIÓN DEL ÁREA EN ESTUDIO.....	1
1.1 RESEÑA HISTÓRICA DE PETRÓLEOS DE VENEZUELA.....	1
1.2 RESEÑA HISTÓRICA DE PDVSA GAS.....	2
1.2.1 Generalidades de PDVSA GAS.....	5
1.3 COMPLEJO CRIOGÉNICO DE ORIENTE.....	6
1.4 PLANTA DE EXTRACCIÓN SAN JOAQUÍN.....	9
1.4.1 Generalidades de la Planta de extracción San Joaquín.....	12
1.5 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	15
1.6 OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN.....	15
1.6.1 Objetivo General.....	15
1.6.2 Objetivos Específicos.....	15
<b>CAPÍTULO II</b>	
2.1 ANTECEDENTES.....	16
2.2 BASES TEÓRICAS.....	17

2.2.1 Gas Natural.....	17
2.2.1.1 Clasificación de acuerdo a su composición.....	19
2.2.1.2 Clasificación de acuerdo a su localización en el subsuelo.....	20
2.2.1.3 Composición del Gas Natural (LGN).....	20
2.2.1.4 Contenido Líquido de un Gas (GPM).....	22
2.2.1.5 Usos del Gas y sus Líquidos.....	23
2.2.2 Procesos de Extracción de Líquidos del Gas Natural (LGN).....	25
2.2.2.1 Refrigeración Mecánica.....	26
2.2.2.2 Sistemas de Absorción.....	26
2.2.2.3 Procesos Criogénicos.....	27
2.2.2.3.1 Plantas Criogénicas.....	28
2.2.3 Procesos de Deshidratación.....	29
2.2.3.1 Tipos de Procesos.....	29
2.2.4 Turboexpansión (Proceso Isoentrópico).....	31
2.2.4.1 Turboexpansor.....	31
2.2.4.2 Procesos Criogénico en el Turboexpansor –Compresor.....	33
2.2.5 Compresión.....	33
2.2.5.1 Compresores.....	33
2.2.5.2 Importancia del proceso de compresión de un gas.....	35
2.2.6 Procesos de Estrangulamiento.....	36
2.2.6.1 Efecto Joule – Thompson.....	37
2.2.6.2 Válvulas Joule – Thompson.....	37
2.2.7 Intercambiadores de Calor.....	38
2.2.7.1 Clasificación de los Intercambiadores de Calor.....	39
2.2.8 Destilación.....	40
2.2.8.1 Introducción a los Métodos de Destilación.....	41
2.2.8.2 Torres de Destilación.....	42
2.2.8.2.1 Torre de Platos.....	45
2.2.9 Simulación de Procesos de Gas.....	48
2.2.9.1 Utilidad de los Simuladores.....	49
2.2.9.2 Aplicaciones de la Simulación.....	49

2.2.9.3 Servicios que presta la simulación.....	50
2.2.10 Simulador Hysys.....	51
2.2.11 Método Termodinámico Peng-Robinson (PR).....	54
2.2.12 Planta de Extracción San Joaquín.....	55
<b>CAPÍTULO III</b>	
3.1 TIPO DE INVESTIGACIÓN.....	63
3.2 POBLACIÓN Y MUESTRA.....	64
3.3 TÉCNICAS DE RECOLECCIÓN DE DATOS.....	65
3.4 DESARROLLO DEL TRABAJO.....	66
3.4.1 Recopilación de la Información.....	66
3.4.2 Realización del modelo de simulación del sistema de estabilización a condiciones de diseño.....	67
3.4.2.1 Establecimiento del Sistema de Unidades.....	68
3.4.2.2 Definición del Método Termodinámico.....	69
3.4.2.3 Composición de las Corrientes.....	70
3.4.2.4 Construcción del Diagrama del Sistema Estabilizador.....	71
3.4.2.5 Corrida de la Simulación.....	80
3.4.3 Validación del Modelo de Simulación.....	81
3.4.4 Elaboración de las propuestas.....	82
3.4.5 Cálculos efectuados para la verificación de resultados.....	82
3.4.5.1 Cálculo de la Relación Etano – Propano.....	82
3.4.5.2 Cálculo del porcentaje de desviación para las variables utilizadas en la simulación.....	83
3.4.6 Análisis de la información obtenida.....	83
<b>CAPÍTULO IV</b>	
4.1 VALIDACIÓN DEL MODELO DE SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE ESTABILIZACIÓN A CONDICIONES DE DISEÑO.....	84
4.2 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.....	92
4.2.1 Sensibilidad para la corriente de RSJ con una tasa de 4976 BPD.....	93
4.2.2 Sensibilidad para la corriente de RSJ con una tasa de 6220 BPD.....	94
4.2.3 Sensibilidad para la corriente de RSJ con una tasa de 7146 BPD.....	96

**CAPÍTULO V**

<b>CONCLUSIONES.....</b>	<b>100</b>
<b>RECOMENDACIONES.....</b>	<b>101</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA.....</b>	<b>102</b>

## LISTA DE FIGURAS

Pág.

### Capítulo I

Figura 1.1	Ubicación geográfica de PDVSA GAS.....	3
Figura 1.2	Ubicación geográfica del Distrito Anaco.....	4
Figura 1.3	Complejo Criogénico de Oriente.....	7
Figura 1.4	Terminal Marino de Jose.....	9
Figura 1.5	Planta de Extracción San Joaquín.....	10
Figura 1.6	Facilidades de entrada del gas a la Planta de Extracción San Joaquín.....	11
Figura 1.7	Esquema de la Infraestructura de la Planta de Extracción San Joaquín.....	12

### Capítulo II

Figura 2.1	Esquema del Proceso de Refrigeración Mecánica.....	26
Figura 2.2	Planta Criogénica de extracción de líquidos.....	28
Figura 2.3	Sistema de Deshidratación con tamices moleculares.....	30
Figura 2.4	Turboexpansor.....	32
Figura 2.5	Compresor de gas residual.....	34
Figura 2.6	Válvulas Joule – Thompson.....	38
Figura 2.7	Intercambiadores glicol rico/glicol pobre.....	39
Figura 2.8	Interior de una columna con charolas perforadas.....	43
Figura 2.9	Esquema de una columna de destilación de n platos.....	44
Figura 2.10	Componentes de platos.....	45
Figura 2.11	Tipos de platos.....	47
Figura 2.12	Trayectoria del líquido y el vapor en una columna de plato.....	47
Figura 2.13	Tipos de pasos en los platos.....	48

Figura 2.14	Separadores de entrada.....	56
Figura 2.15	Torre contactora de trietilenglicol.....	57
Figura 2.16	Intercambiador gas caliente/gas alta presión.....	58
Figura 2.17	Válvula JT de alta presión.....	59
Figura 2.18	Tamices moleculares.....	60
Figura 2.19	Intercambiador gas frío/gas de baja presión.....	61
Figura 2.20	Expansor/Precompresor.....	62
Figura 2.21	Torre Desetanizadora.....	63
Figura 2.22	Turbocompresor Centrífugo.....	64
Figura 2.23	Torre estabilizadora de condensado.....	67

### **Capítulo III**

Figura 3.1	Diagrama de flujo del proceso metodológico.....	71
Figura 3.2	Sistema de unidades en HYSYS.....	74
Figura 3.3	Ecuaciones de estado en HYSYS.....	75
Figura 3.4	Selección de los componentes.....	76
Figura 3.5	Caja de herramientas de equipos.....	77
Figura 3.6	Tipos básicos de columnas en HYSYS.....	78
Figura 3.7	Modelo de simulación del sistema de estabilización de la Planta.....	85
Figura 3.8	Reporte final de resultados.....	86

## LISTA DE TABLAS

Pág.

### Capítulo II

Tabla 2.1	Composición del Gas Natural.....	21
Tabla 2.2	Especificaciones de los tipos básicos de columnas en HYSYS...	52
Tabla 2.3	Composición del gas natural a venta.....	66
Tabla 2.4	Composición de LGN producido.....	67

### Capítulo III

Tabla 3.1	Equipos del sistema de estabilización de condensados.....	78
Tabla 3.2	Composición molar de las corrientes de alimentación.....	79
Tabla 3.3	Parámetros de las corrientes de alimentación.....	79
Tabla 3.4	Parámetros dados al simulador referente a los equipos que conforman el sistema de estabilización de condensados.....	80
Tabla 3.5	Composición de diseño del gas de alimentación a la planta SJE ...	82
Tabla 3.6	Condiciones de diseño del gas de alimentación de la planta SJE...	82
Tabla 3.7	Composición molar de las corrientes de alimentación.....	83
Tabla 3.8	Parámetros dados a las corrientes de alimentación.....	83

### Capítulo IV

Tabla 4.1	Valores de diseño y simulados a condiciones de diseño.....	85
Tabla 4.2	Calores de los equipos simulados.....	91
Tabla 4.3	Riqueza del gas natural en la alimentación a la planta SJE.....	92
Tabla 4.4	Corriente de RSJ (4976 BPD).....	93
Tabla 4.5	Sensibilidad a 4976 BPD.....	94
Tabla 4.6	Corriente de RSJ (6220 BPD).....	95
Tabla 4.7	Sensibilidad a 6220 BPD.....	95

Tabla 4.8 Corriente de RSJ (7146 BPD).....	96
Tabla 4.9 Sensibilidad a 7146 BPD.....	97

## **ABREVIATURAS**

<b>AMA:</b>	Área Mayor de Anaco
<b>AMO:</b>	Área Mayor de Oficina
<b>BHP:</b>	Brake horsepower
<b>CCO:</b>	Complejo Criogénico de Oriente
<b>GPM:</b>	Riqueza de un Gas
<b>J – T:</b>	Joule Thompson
<b>LGN:</b>	Líquidos del Gas Natural
<b>MBPD:</b>	Miles de barriles por día
<b>MMSCFD:</b>	Millones de pies cúbicos normal por día
<b>PR:</b>	Peng Robinson
<b>RSJ:</b>	Refrigeración San Joaquín
<b>SJE:</b>	Extracción San Joaquín
<b>SRK:</b>	Soave – Redlich - Kwong
<b>TAG:</b>	Código de identificación de los equipos de planta
<b>TEG:</b>	Trietilenglicol

## INTRODUCCIÓN

El gas natural es hoy en día un hidrocarburo estratégico, que ofrece numerosas ventajas que lo caracterizan por ser más económico y seguro, que aquellos combustibles convencionales que se encuentran en el mercado actualmente. Las reservas de gas de la República Bolivariana de Venezuela, se han calculado como las primeras en América Latina, las novenas a escala mundial y las séptimas respecto a los países que integran la Organización de Países Exportadores de Petróleo (OPEP), considerándose así una de las naciones más importantes como potencial suplidor de energía gasífera, además de su ventajosa posición geográfica.

La Planta de Extracción San Joaquín está diseñada para manejar un caudal nominal de 1000 MMSCFD, colocándose como la planta de mayor capacidad de procesamiento de gas natural en el Oriente del país. La función de esta planta es extraer del gas natural los componentes líquidos de alto valor comercial y además suministrar gas residual vía gasoductos a las ciudades y zonas urbanas para uso industrial, comercial y doméstico. Esta puede operar en dos formas distintas, rechazo o recuperación de etano. En la primera modalidad es recuperado aproximadamente el 93% del propano de la corriente de alimentación y en la segunda se recupera aproximadamente el 70% del etano existente en la misma corriente.

Actualmente las instalaciones se encuentran operando bajo la modalidad de rechazo de etano, y para ello es necesario llevar la corriente de alimentación a temperaturas criogénicas (menores a  $-110^{\circ}\text{F}$ ). El flujo de alimentación se dirige y distribuye a dos trenes de procesos idénticos, posteriormente los hidrocarburos condensados obtenidos, son enviados a través de 113 kilómetros de poliducto hacia la Planta de Fraccionamiento Industrial Jose, para su posterior comercialización en el mercado nacional e internacional.



**UNIVERSIDAD DE ORIENTE**  
**NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI**  
**ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADA**  
**DEPARTAMENTO DE PETRÓLEO**

“EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE ESTABILIZACIÓN DE LOS TRENES A Y B DE LA PLANTA DE EXTRACCIÓN SAN JOAQUÍN”.

**Br:** Mionelys J. Duerto O.

**Asesor Académico:** Ing. Roberto Salas.

**Asesor Industrial:** Ing. Nelson Nieves.

**RESUMEN**

Mediante la siguiente investigación se realizó la evaluación del sistema estabilizador de los trenes de proceso de la Planta de Extracción San Joaquín. Inicialmente se procedió a la recopilación de la información correspondiente a todas las variables involucradas en el proceso de estabilización. El análisis de este sistema se llevó a cabo mediante el simulador de procesos HYSYS versión 3.2; que permitió realizar una serie de cambios en las condiciones de alimentación, en el flujo que viene del separador de entrada (D8.30105) y del separador de salida (D8.30106); de la Válvula Joule Thompson (JT) y de los condensados procedentes de la Planta de Refrigeración San Joaquín (RSJ). Los resultados obtenidos demostraron que para temperaturas mayores a 120 °F y presiones superiores a 1.231,3 psig, no se logra la relación etano – propano (0,015) especificada en los parámetros de calidad del LGN establecidos por la Gerencia de Fraccionamiento de Jose. Además se concluyó que la presión de descarga de la corriente de condensados de RSJ es determinada por la presión de diseño de las torres estabilizadoras D8.10404 y D8.20404 ubicadas en los trenes de procesos “A” y “B” respectivamente de la Planta de Extracción San Joaquín.

# CAPÍTULO I

## DESCRIPCIÓN DEL ÁREA EN ESTUDIO

### 1.1 RESEÑA HISTÓRICA DE PETRÓLEOS DE VENEZUELA.

El potencial petrolífero de Venezuela se da a conocer mediante investigaciones realizadas por el Dr. José María Vargas, quien llevó a cabo la realización de un análisis de una muestra de petróleo proveniente del Estado Trujillo en el año 1839. Para el año 1875, luego del terremoto que sacudió al Estado Táchira, se produce un brote de petróleo en la Hacienda la “Alquitrana”. A partir de ese momento comienza la explotación comercial del petróleo en Venezuela, a través de la primera Compañía Petrolera Venezolana, llamada Petrolia.

La explotación en grande se inicia en 1914, en la cuenca petrolífera del Lago de Maracaibo, en el Estado Zulia; por la Compañía Caribeam Petroleum Company. Dicha explotación petrolera comenzó en el Pozo Zumaque I, en el Campo Mene Grande. En el año 1922 fue creada la Gulf Company, seguidamente en 1923, se creó la Venezuela Oil Company S.A.; que luego pasa a tener el nombre de Mene Grande Oil Company, destinada al desarrollo de las actividades petroleras en el país. Con la promulgación de la Ley de Hidrocarburos en 1943, en la cual se reconocía al Estado Venezolano, el derecho de explorar y explotar los hidrocarburos mediante órganos descentralizados y particulares que hubiesen obtenido las respectivas concesiones, la industria petrolera avanza en su proceso de desarrollo de forma definitiva.

Desde su creación en 1976, Petróleos de Venezuela, S.A (PDVSA) se ha convertido en una de las corporaciones energéticas más importantes del mundo, propiedad de la República Bolivariana de Venezuela. Se encarga del desarrollo la industria petrolera, petroquímica y carbonífera; de planificar, coordinar,

supervisar y controlar las actividades operativas de sus divisiones, tanto en Venezuela como en el exterior.

PDVSA lleva adelante actividades en materia de explotación y producción para el desarrollo de petróleo y gas; bitúmen y crudo pesado de la Faja del Orinoco; así como explotación de yacimientos de carbón. Ocupa una destacada posición entre los refinadores mundiales y su red de manufactura y mercadeo abarca Venezuela, el Caribe, Estados Unidos y Europa. Además, realiza actividades de investigación y desarrollo tecnológico, educación y adiestramiento en sectores vinculados con la industria energética.

Dentro de los objetivos de Petróleos de Venezuela se tienen los siguientes:

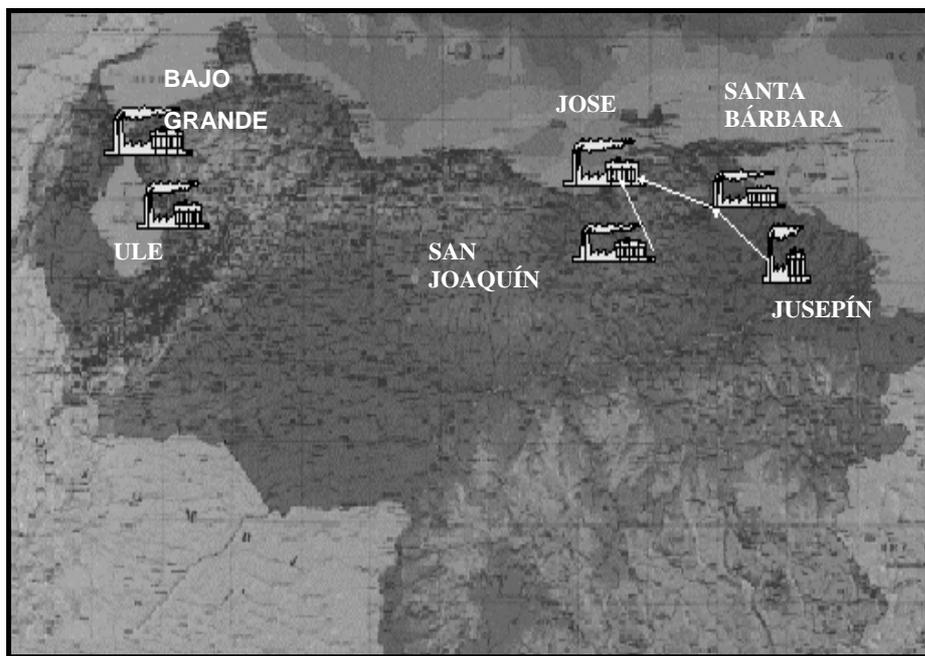
- Desarrollar tecnologías que permitan incrementar el factor de recobro.
- Apoyar el desarrollo del Gas Costa Afuera en el país.
- Impulsar y garantizar la correcta gestión ambiental de las operaciones de PDVSA.
- Fortalecer las relaciones de cooperación en las áreas de ciencia y tecnología entre PDVSA, las universidades y otras instituciones, para elaborar propuestas de valor.
- Establecer nuevos esquemas para adoptar tecnologías de punta.
- Fortalecer la explotación en áreas cercanas a desarrollos actuales.<sup>[1]</sup>

## **1.2 RESEÑA HISTÓRICA DE PDVSA GAS.**

PDVSA GAS, es una empresa filial de Petróleos de Venezuela, cuyo accionista es el estado venezolano. Las actividades realizadas por esta organización engloban todo lo referente a la exploración, producción, transporte, procesamiento, distribución y comercialización del gas natural y sus derivados; de manera rentable, segura y eficiente, con calidad en sus productos y servicios, en

armonía con el ambiente y la sociedad, propiciando un clima organizacional favorable para los trabajadores y promoviendo la incorporación del sector privado en el desarrollo de la industria gasífera. Esta empresa dispone de oficinas gerenciales y comerciales a lo largo del territorio nacional, donde mantiene operaciones.

Está dividida en dos grupos regionales de operación: Región Oriente y Región Occidente. La Región Oriente está conformada por: Fraccionamiento Jose, Extracción San Joaquín, Refrigeración San Joaquín, Extracción Jusepín, Extracción Santa Bárbara y un Puerto de Desembarque (Despacho Jose). La Región Occidental está integrada por: Fraccionamiento Ulé, Fraccionamiento Bajo Grande y Puertos de Desembarque Ulé. En la figura 1.1 se muestra la ubicación geográfica de PDVSA GAS.

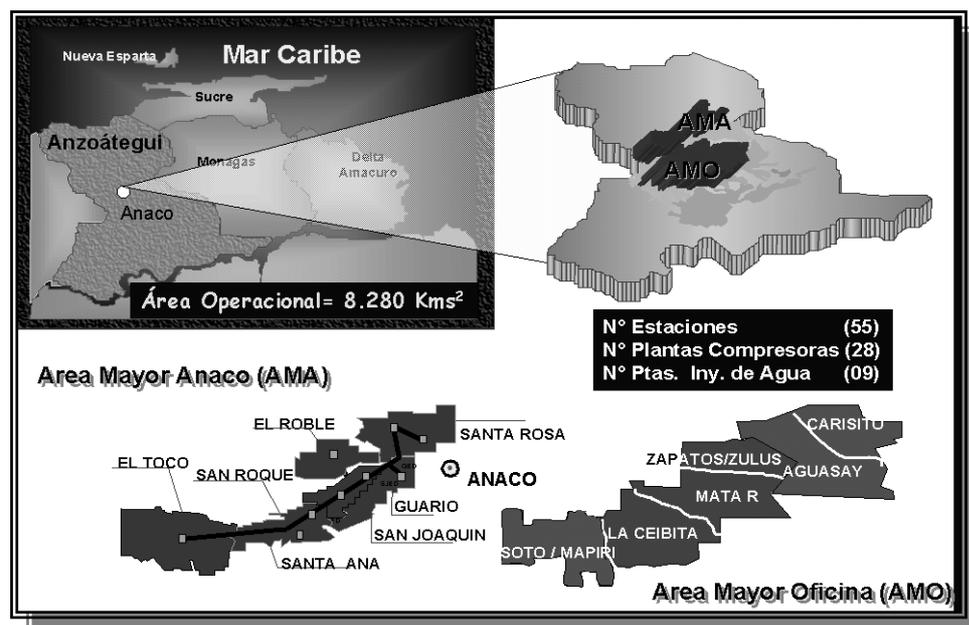


**Figura 1.1** Ubicación geográfica de PDVSA GAS <sup>[2]</sup>

La ciudad de Anaco es el corazón Gasífero de Oriente. En esta ciudad se encuentran los mayores reservorios de gas de todo el país y uno de los más grandes del mundo. Al principio fue la Planta de Gas Santa Rosa, propiedad de

Mene Grande Oil Company, donde se empezó a tomar conciencia de que el gas, además de servir para el uso doméstico, se podía procesar e industrializar. Hace unos treinta años se colocó en funcionamiento el gasoducto Anaco - La Mariposa que comienza cerca del Campo de Buena Vista y hoy se extiende por los estados Anzoátegui, Guárico, Miranda, Aragua, Carabobo, Lara y Distrito Capital.

El 17 de Enero de 1967, el presidente Raúl Leoni, coloca la primera piedra del que sería el segundo gasoducto más importante de Venezuela, desde Anaco hasta Puerto Ordaz y a través del cual se alimentan las importantes empresas básicas del estado Bolívar. En 1999 el Ministerio de Energía y Minas hoy día Ministerio De Energía y Petróleo (MENPET) convierte a Anaco en el Distrito Gasífero de Venezuela (Figura 1.2).



**Figura 1.2** Ubicación Geográfica del Distrito Anaco <sup>[2]</sup>

Actualmente este Distrito se conoce con el nombre de Producción Gas Anaco. Ubicado en la región central del estado Anzoátegui, se extiende por 13.400 km<sup>2</sup>, desde el corrimiento frontal de la Serranía del Interior en el norte hasta el corrimiento de Anaco en el sur; termina al este en el sistema de fallas de

Urica, y su final occidental se coloca 30 km al oeste del límite entre los estados Anzoátegui y Guárico. Se encuentra conformado además por dos extensas áreas de explotación: la unidad de producción Área Mayor Anaco (A.M.A.) con un área de 3.160 km<sup>2</sup> y formada por los Campos Santa Rosa, Guario, El Roble, San Joaquín, Santa Ana y El Toco; y la unidad de producción Área Mayor Oficina (A.M.O.) con un área de 10.240 km<sup>2</sup> conformada por los siguientes campos: Aguasay, La Ceibita, Mata R, Zapatos, Soto Mapiri, entre otros. <sup>[2]</sup>

### **1.21 Generalidades de PDVSA GAS.**

**Visión:** Ser reconocido como líder de creación de valor en el negocio de exploración, producción, transporte, procesamiento, distribución y comercialización del gas natural y sus derivados, a través del aprovechamiento óptimo de sus yacimientos, la eficiencia e introducción oportuna de nuevas tecnologías; con gente de primera preparada y motivada, preservando su integridad y la de los activos, en total armonía con el medio ambiente y el entorno.

**Misión:** Maximizar la explotación de reservas de gas eficiente y rentablemente, en armonía con el medio ambiente y promoviendo el crecimiento socioeconómico del país.

**Valores:** Se dirigen los negocios con la perspectiva de cumplir la visión y misión fundamentadas en los siguientes valores corporativos:

- Nos conducimos con integridad.
- Modelamos respeto por la gente.
- Procedemos con equidad.
- Actuamos con responsabilidad social.
- Estamos comprometidos con la seguridad.

- Mantenemos los más altos niveles de competitividad y excelencia.

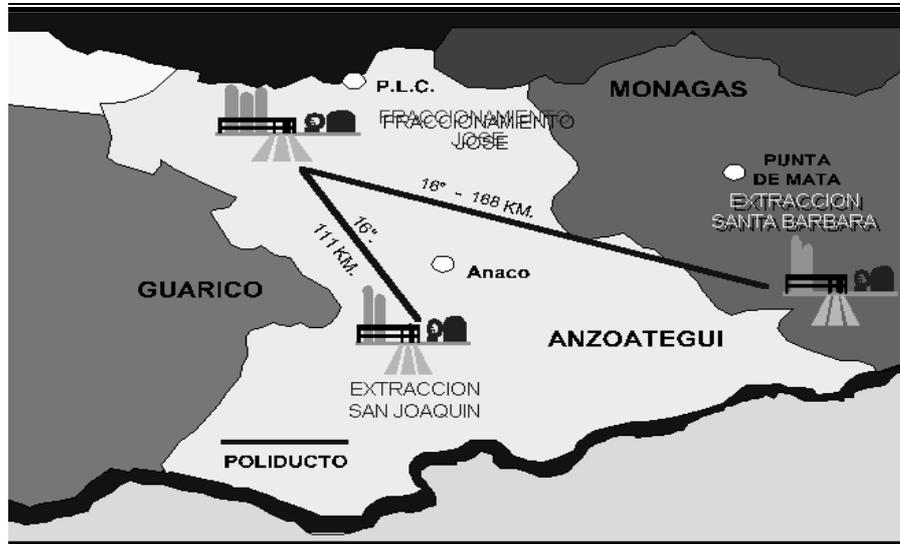
**Cultura:** La importancia que la empresa da a la cultura, radica en la interacción existente entre la Organización y el Individuo; donde la organización establece las conductas que se esperan de los individuos, y éstos responden de acuerdo a sus creencias y valores, dando como resultado una Cultura Organizacional, que define día a día nuestra manera de ser, basada en Valores y Principios. <sup>[2]</sup>

### **1.3 COMPLEJO CRIOGÉNICO DE ORIENTE.**

El Complejo Criogénico de Oriente (CCO), constituye una de las obras de mayor trascendencia para la industrialización del gas natural en Venezuela, iniciando sus operaciones el 22 de Noviembre de 1985; con la finalidad de extraer del gas natural los líquidos de mayor valor comercial y acondicionarlos para su utilización como insumos y/o como combustibles industriales, petroquímicos y doméstico.

La Planta de Fraccionamiento Jose está ubicada al Norte del Estado Anzoátegui, entre Puerto Píritu y Barcelona, es la encargada de procesar los líquidos del gas natural (LGN) y de los gases licuados del petróleo (GLP), provenientes de las Plantas de San Joaquín, Santa Bárbara, Santa Rosa, Acogas (Lagoven) y Muscar, y que son enviados a través de dos poliductos, con capacidad para transportar un volumen aproximado de 110 mil barriles diarios (MDB).

En la figura 1.3 se puede observar la ubicación de las plantas que integran el Complejo Criogénico de Oriente.



**Figura 1.3** Ubicación de las Plantas Complejo Criogénico de Oriente <sup>[2]</sup>

En 1992, Corpoven S.A. inició las obras de la infraestructura del Complejo Criogénico de Oriente, cuyo proyecto fue denominado ACCRO, con el objeto de aumentar la capacidad de procesamiento del gas, con este proyecto, la planta de Extracción San Joaquín pasó de procesar 800 millones de pies cúbicos normales de gas por día (MMSCFD) a 1000 millones de pies cúbicos de gas por día..

Como consecuencia de la gran demanda de los líquidos del gas natural (LGN), producto del procesamiento del gas, ha surgido la necesidad de ampliar las capacidades tanto de extracción como de fraccionamiento. Por lo que, durante los últimos años, se ha llevado a cabo la ejecución de estudios y proyectos encargados de este propósito, dentro de los cuales se destaca el proyecto ACCRO (Ampliación del Complejo Criogénico de Oriente), el cual en su primera fase fue ampliado con una capacidad de procesamiento de los trenes A y B de la Planta de Fraccionamiento de Jose de 35 MBD a 50 MBD, conjuntamente con la construcción del primer tren de extracción (tren A) de 400 millones de pies cúbicos normales diarios (MMSCFD), en la Planta Santa Bárbara.

Culminada la primera fase del proyecto ACCRO, entre Octubre y Noviembre de 1992 se continuó con los proyectos de la ampliación lográndose posteriormente la construcción del segundo tren de extracción (tren B) de 400 millones de pies cúbicos normales diarios (MMSCFD) en la Planta Santa Bárbara, además de la construcción del tercer tren de procesamiento (tren C) 35 mil barriles diarios (MBD) de la planta de fraccionamiento de Jose.

El proceso de fraccionamiento de los líquidos de alimentación consta de cuatro áreas bien definidas dentro de la estructura de la planta:

- Área de Alimentación: Constituida por un conjunto de tanques de almacenamiento, donde se reciben las mezclas de alimentación.
- Área de Fraccionamiento: La planta posee tres trenes de fraccionamiento, denominados Tren A, Tren B y Tren C, los cuales se encargan de procesar, cada uno, el 33% de la mezcla de alimentación de la planta. Cada tren se compone principalmente por tres torres de fraccionamiento: Torre Depropanizadora, Torre Debutanizadora y Torre Separadora de Butanos.
- Área de Almacenaje y Refrigeración: Está formada por un grupo de esferas presurizadas y tanques refrigeradores para almacenar los productos finales del proceso, además de contar con un llenadero para los vehículos para el transporte de productos que son comercializados localmente.
- Área del Terminal Marino: Correspondiente al área donde se cargan los barcos banqueros (figura 1.4), con los productos terminados para ser distribuidos tanto nacional como internacionalmente. Los principales productos que se manejan en el terminal son: Propano, Metanol, Normal-Butano, Iso-Butano, Gasolina, Metil-Ter-Butil-Eter y GLP. <sup>[2]</sup>



**Figura 1.4** Terminal Marino de Jose <sup>[2]</sup>

## **1.4 PLANTA DE EXTRACCIÓN SAN JOAQUÍN.**

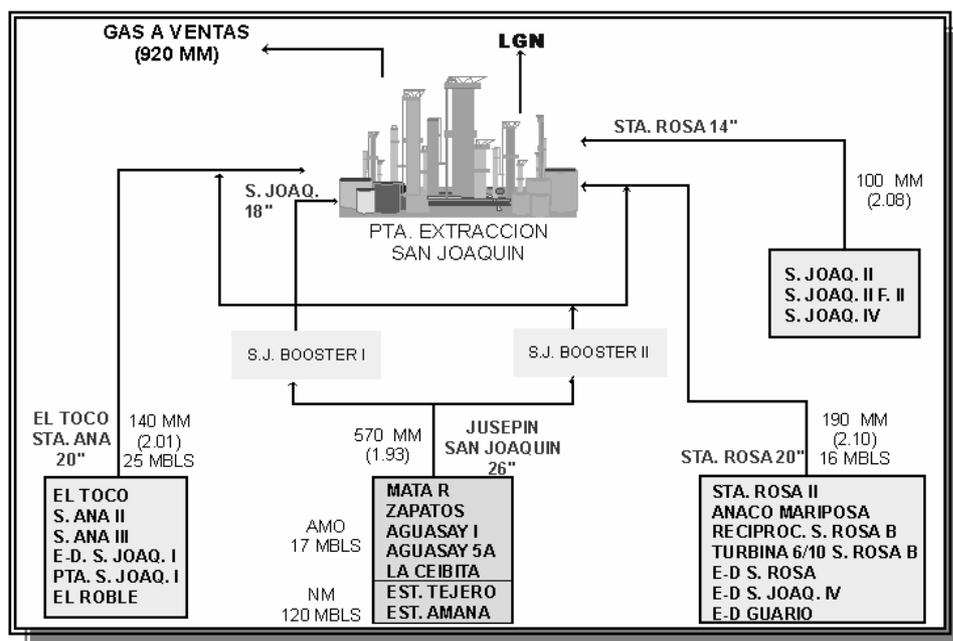
La Planta de Extracción San Joaquín está ubicada en el campo de San Joaquín, a 12 Kms al Oeste de la ciudad de Anaco y a 100 Kms de Barcelona, en el Estado Anzoátegui. Esta planta originalmente fue diseñada para procesar una alimentación nominal de 800 MMSCFD (millones de pies cúbicos normal por día), a través de dos trenes de procesos idénticos de 400 MMSCFD de capacidad cada uno, recobrando el 93 por ciento de propano.

Posteriormente en el año 1992 se ejecutó el Proyecto “San Joaquín 1000”, que elevó la capacidad de la planta a 1000 MMSCFD (figura 1.5), produciendo 890 MMSCFD de gas residual y 48 MBPD de propano y más pesados, que son enviados a través de 113 kilómetros de poliducto a las instalaciones de la Planta de Fraccionamiento Industrial Jose, para su posterior procesamiento y comercialización, por lo que cada tren maneja 500 MMSCFD de gas.

**Figura 1.5** Planta de Extracción San Joaquín <sup>[2]</sup>

Esta planta recibe el gas natural enriquecido a una presión de 990 PSIG y a una temperatura de 110 °F aproximadamente, a través de gasoductos desde cuatro facilidades de entrada (figura 1.6), provenientes de Santa Rosa, Santa Ana, El Toco y San Joaquín. La composición de este gas enriquecido es: dióxido de carbono, metano, etano, propano, iso-butano, n-butano, iso-pentano, n-pentano, hexano, heptano y más pesados, sulfuros de hidrógenos, mercaptanos, sulfuro de carbonilo y agua.

El gas de entrada se recibe en los separadores de líquidos ubicados fuera de los límites de batería, para luego ser recibidos a presión controlada por cinco (5) depuradores de entrada, que separan cualquier líquido que se haya arrastrado junto a la corriente de gas. El vapor que sale de estos depuradores se combina en un cabezal común y luego se divide para dirigirse hacia los trenes de proceso.

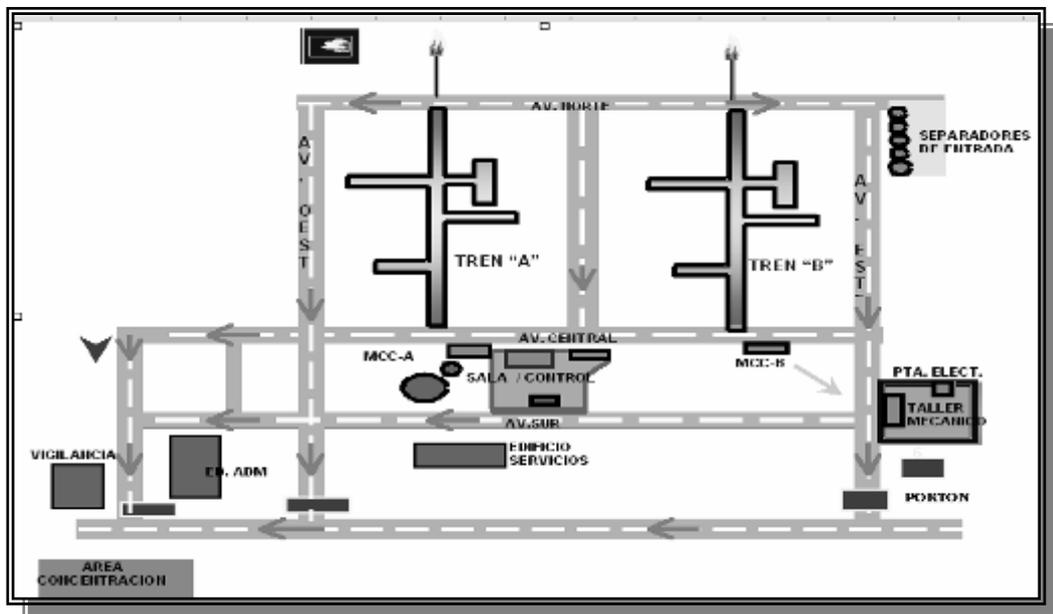


**Figura 1.6** Facilidades de entrada del Gas a la Planta Extracción San Joaquín [2]

Para cumplir a cabalidad con sus objetivos la planta de Extracción San Joaquín está constituida por las siguientes unidades básicas:

- ◆ Instalaciones de alimentación.
- ◆ Deshidratación con TEG.
- ◆ Pre-enfriamiento del gas de entrada.
- ◆ Deshidratación con tamices moleculares.
- ◆ Enfriamiento y turboexpansión.
- ◆ Desetanizadora.
- ◆ Compresión del Gas residual.
- ◆ Estabilizadora.
- ◆ Sistema de aceite para calentamiento.
- ◆ Sistema de venteo.
- ◆ Sistema de Gas combustible.
- ◆ Tratamiento de agua de desecho.
- ◆ Almacenaje de productos químicos.
- ◆ Sistema de agua contra incendio y agua potable.
- ◆ Sistema de aire para instrumentos.
- ◆ Generación de energía eléctrica.
- ◆ Sala de control.

En la figura 1.7 se pueden observar algunas de las secciones que conforman la infraestructura de la Planta de Extracción San Joaquín.



**Figura 1.7** Esquema de la Infraestructura de la Planta Extracción San Joaquín [2]

### 1.4.1 Generalidades de la Planta de Extracción San Joaquín

**Misión:** Extraer líquidos de alta calidad del gas natural, suministrar líquidos y metano en forma segura y confiable, con un recurso humano competente y una organización alineada con los objetivos estratégicos de PDVSA GAS, aportando el máximo valor a la nación.

**Visión:** Ser una organización procesadora de gas natural, reconocida como suministradora confiable de líquidos de gas natural y etano para contribuir eficazmente con el país y la integración Latinoamericana – Caribeña.

#### **Objetivos de la Calidad:**

- Garantizar la extracción de los líquidos del gas natural para lograr el cumplimiento del pronóstico de producción establecido.

- Entregar productos en forma confiable y con la calidad requerida por los clientes.
- Cumplir con las normas de seguridad, higiene y ambiente que permitan garantizar las condiciones de trabajo adecuadas.
- Asegurar la eficacia del sistema de gestión de la calidad y la mejora continua de los procesos. <sup>[2]</sup>

## **1.5 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.**

PDVSA GAS es una empresa filial de Petróleos de Venezuela y una división de PDVSA Petróleo y Gas S.A. encargada de las actividades de exploración, explotación, producción y procesamiento del gas natural, así como también de la distribución y comercialización de sus líquidos (LGN).

La Planta de Extracción San Joaquín inicia sus operaciones a finales de 1985, está ubicada en el Campo San Joaquín a 12 kms al Oeste de la ciudad de Anaco y a 100 kms de Barcelona en el Estado Anzoátegui. El principio de la planta se fundamenta en los procesos criogénicos, es decir; en la disminución brusca de la presión y la temperatura de una corriente gaseosa, permitiendo así la condensación de los componentes más pesados de esta corriente. Pertenece al Complejo Criogénico de Oriente formado 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 Jose (Estado Anzoátegui). Fue diseñada originalmente para procesar 800 millones de pies cúbicos estándar de gas por día (MMSCFD). El gas natural de alimentación a la planta proviene de las áreas de Santa Rosa, San Joaquín, Santa Ana y El Toco. Actualmente se procesa un caudal nominal de 1000 MMSCFD, a través de dos trenes de proceso idénticos (Tren “A” y Tren “B”) cada uno con la capacidad de manejar 500 MMSCFD (50%) del gas de alimentación.

Los líquidos condensados una vez que han sido extraídos, deben ser

estabilizados para que cumplan con las especificaciones necesarias antes de ser enviados a través del poliducto hacia las instalaciones de Jose. En el sistema de estabilización de condensados de la Planta de Extracción San Joaquín, se separan los hidrocarburos ligeros y el agua como vapor de tope y se produce un producto líquido de fondo de propano e hidrocarburos más pesados (etano y más pesados) de la mezcla de líquidos provenientes de los separadores de entrada (D8.30101, D8.30102, D8.30103, D8.30104 y D8.30110), de los condensados provenientes del separador de entrada (D8.10305) y del separador de salida (D8.10306) de la válvula Joule Thomson (válvulas J-T) de alta presión y de los líquidos procedentes de la Planta de Refrigeración San Joaquín (RSJ), que también forman parte de las instalaciones de alimentación del estabilizador de condensados.

La realización de este proyecto tiene como objetivo evaluar el sistema de estabilización de los trenes “A” y “B” (D8-10404/D8-20404) de la Planta de Extracción San Joaquín, con la finalidad de determinar su comportamiento ante el incremento de las corrientes de alimentación, ya que en la actualidad se está planteando un proyecto para transformar la planta RSJ de acondicionamiento de gas por punto de rocío, en una planta de extracción de líquidos moderada, que permitirá aumentar la producción de LGN y por ende un incremento de la corriente de alimentación procedente de RSJ hacia las instalaciones del sistema estabilizador de la Planta de Extracción San Joaquín. Para el desarrollo de este proyecto es necesaria una recopilación de datos con todas las variables que intervienen en el proceso de estabilización, así como también de un muestreo de campo, que permita realizar un estudio de sensibilidad mediante el uso del programa de simulación HYSYS versión 3.2 de Aspentech. La simulación del proceso facilitará la creación de diferentes escenarios, evaluando así el comportamiento del estabilizador de condensados y determinando las condiciones apropiadas de operación de dicho sistema.

## **1.6 OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN.**

### 1.6.1 Objetivo General

Evaluar el Sistema de Estabilización de los trenes “A” y “B” de la Planta Extracción San Joaquín.

### 1.6.2 Objetivos Específicos

1. Realizar un modelo de simulación del sistema de estabilización para los trenes “A” y “B” de la Planta de Extracción San Joaquín.
2. Validar el modelo de simulación del sistema de estabilización elaborado, con las condiciones de diseño de los equipos.
3. Revisar a través de un estudio de sensibilidad, los efectos ocasionados por el incremento de las corrientes de alimentación al sistema de estabilización de la Planta de Extracción San Joaquín.
4. Establecer las variables operacionales a las que trabaje el sistema estabilizador de condensados de ambos trenes.

## CAPÍTULO II

### MARCO TEÓRICO

#### 2.1 ANTECEDENTES DE LA INVESTIGACIÓN

**Flores** (1990); desarrolló un trabajo con el cual se pretendió diseñar una estrategia de control para mantener el flujo de alimentación de la estabilizadora lo más estable posible, manteniendo el nivel del tanque en los límites permitidos de operación. La filosofía de la estrategia diseñada estuvo basada en la técnica de control adaptativo programada. La adaptación se realizó sobre el controlador de nivel, con la herramienta implementada en el computador HONEYWELL 4500, observándose mejoras en la calidad de los productos de fondo en situaciones críticas y sobre todo estabilidad operacional en el sistema estabilizador.<sup>[2]</sup>

**Quintero** (2002); desarrolló un trabajo donde realizó modificaciones en el modelo de simulación de la configuración de los trenes de procesos “A” y “B”, utilizando el simulador PRO II. A partir de esta investigación se llegó a la conclusión de que la adición de un sistema de refrigeración mecánica en la zona de alta presión, origina un incremento importante en la producción de líquidos de esta zona, otorgándole así una mayor relevancia al sistema de estabilización de condensados, que se encontraba funcionando bajo condiciones mínimas de operación.<sup>[3]</sup>

**Rodríguez** (2005); realizó la simulación del sistema estabilizador empleando el simulador PRO II de PROVISION, con la finalidad de evaluar los efectos ocasionados por diferentes variaciones en la presión, temperatura y flujo del sistema estabilizador. Estableciendo estrategias para optimizar las variables operacionales involucradas en dicho sistema.<sup>[4]</sup>

## **2.2 BASES TEÓRICAS**

### **2.2.1 GAS NATURAL**

Es un recurso natural no renovable, que debido a sus características combustibles se le ha dado una amplia gama de aplicaciones que van desde el uso doméstico hasta las diversas ramas industriales. Tiene su origen en la transformación de la materia orgánica proveniente de animales y vegetales sometida a la acción bacteriológica, altas presiones y temperaturas durante millones de años, por efecto del asentamiento de las capas de sedimentos que la contienen.

Se encuentra en el subsuelo alojado en los espacios porosos de ciertas rocas, en estructuras geológicas denominadas yacimientos, generalmente atrapado entre el petróleo y una capa rocosa impermeable. 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 también presentes: butano, pentano, hexano, heptano y octano.

Al igual que las emanaciones de petróleo, las de gas han servido a los exploradores, desde el comienzo de la industria, para rastrear posibilidades de hallazgos de yacimientos gasíferos o petrolíferos.

Las emanaciones de gas difieren de las de petróleo en que se disipan en la atmósfera y no dejan huellas visibles sobre el suelo. Sin embargo, si por causas naturales se incendian, su presencia se hace más notoria y las características de la llama pueden servir para apreciar para apreciar mejor los aspectos e intensidad del flujo, contenido de agua y matices de la combustión.

Las características del gas, como su composición molar, comportamiento, compresibilidad, convertibilidad a líquido, poder calorífico, entre otros; ameritan

estudios e investigaciones para el mejor aprovechamiento de esta fuente de energía. El gas natural se clasifica de acuerdo a su composición y a su localización en el subsuelo. Los componentes que se obtienen durante el procesamiento del gas natural, son:

- **Gasolina Natural:** Es un líquido a temperatura y presión ambiente con fuerte tendencia a evaporarse a dichas condiciones, sus componentes básicos son: pentano, hexano, y heptano. Se utiliza para mezclarla con la gasolina que se produce en las refinerías o con el petróleo para mejorar la densidad de este producto y aumentar su valor comercial. Uno de los parámetros importantes en este producto es la Presión de Vapor Reid (RVP), la cual representa la volatilidad de la gasolina.
- **Gas Licuado del Petróleo (GLP):** Es una mezcla en proporción variable de dos componentes del gas natural, propano y butanos, que a temperatura ambiente y presión atmosférica, se encuentran en estado gaseoso, pudiendo licuarse a esta presión si se enfrían hasta -45 °F. El GLP se almacena y se transporta en forma líquida. Posee mayor poder calorífico que el GNL, siendo sus vapores más pesados que los del aire.
- **Gas Natural Licuado (GNL):** Está compuesto básicamente por metano, el cual es sometido a procesos criogénicos a fin de bajar su temperatura hasta -258 °F para licuarlo y así reducir su volumen en una relación 600:1, entre el volumen que ocupa en estado gaseoso y el ocupado en forma líquida, para poder transportarlo en grandes cantidades hacia los centros de consumo, utilizando buques cisternas metaneros diseñados para tal fin. Posteriormente, el GNL es regasificado en los puertos de recepción mediante la aplicación de calor en vaporizadores, para su posterior transporte hacia los centros de consumo industrial, comercial y doméstico.
- **Líquidos del Gas Natural (LGN):** Son productos originados como consecuencia del tratamiento al cual es sometido el gas natural y están

formados por etano, propano, butano y otros hidrocarburos más pesados, son utilizados en la elaboración de productos plásticos, alcoholes, fertilizantes, cauchos y fibras sintéticas, entre otros. También son usados en la fabricación de componentes de alto octanaje para las gasolinas, y como combustible de uso industrial, comercial y residencial; un 34% de la producción nacional abastece mercados internacionales. Sus propiedades son las del metano líquido, modificadas ligeramente por componentes menores. Una de las propiedades que los diferencian de los líquidos del gas de petróleo es su baja temperatura crítica, cerca de  $-73\text{ }^{\circ}\text{C}$  ( $-100^{\circ}\text{F}$ ). Esto significa que el gas natural no puede licuarse a temperatura ambiente por el simple aumento de la presión, ya que 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 su almacenaje y embarque, esto se deriva del hecho de que  $0,03\text{ m}^3$  ( $1\text{pie}^3$ ) de metano líquido a  $-162^{\circ}\text{C}$  ( $-260^{\circ}\text{F}$ ) es aproximadamente igual a  $18\text{ m}^3$  ( $630\text{ pie}^3$ ) de metano gaseoso. 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. <sup>[5]</sup>

### 2.2.1.1 Clasificación de acuerdo a su composición

- **Gas Agrio:** Es aquel que contiene cantidades significativas de compuestos azufrados, como sulfuro de hidrógeno y mercaptanos; además, puede contener dióxido de carbono, lo cual le confiere propiedades corrosivas.
- **Gas Dulce:** Contiene sulfuro de hidrógeno en cantidades menores a 4 ppm y menos del 3% de dióxido de carbono.
- **Gas Húmedo o Rico:** Es aquel gas natural del cual se puede obtener apreciables cantidades de hidrocarburos líquidos ( $\text{C}_3^+$ ), debido a que contiene alta proporción de componentes pesados. Es muy utilizado en la petroquímica y en la elaboración de la gasolina natural.

- **Gas Seco o Pobre:** Esta formado principalmente por metano y etano. Se utiliza directamente como combustible o en proyectos de mantenimiento de presión de yacimientos, también en la producción de hidrógeno.

### 2.2.1.2 Clasificación de acuerdo a su localización 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.
- **Gas no asociado:** Es aquel que se encuentra en yacimientos que no contienen crudo, a las condiciones de presión y temperatura originales y puede hallarse como gas húmedo amargo, húmedo dulce o seco.
- **Gas condensado:** es una mezcla (asociado) con hidrocarburos gaseosos y líquidos en yacimientos de gas condensado. <sup>[5]</sup>

### 2.2.1.3 Composición del Gas Natural

El gas natural se acumula en bolsas entre la porosidad de las rocas subterráneas. Pero en ocasiones, queda atrapado debajo de la tierra por rocas sólidas que evitan que fluya, formándose lo que se conoce como un yacimiento. La composición del gas natural es una mezcla de compuestos gaseosos en proporciones variables de naturaleza orgánica e inorgánica.

- ❖ **Compuestos Orgánicos:** El primero de estos grupos lo constituyen compuestos parafínicos y se rigen por la siguiente fórmula general:  $C_nH_{2n+2}$  y son miembros de la serie metano en química. Este grupo de compuestos orgánicos aporta normalmente más del 90% en volumen en el análisis de una muestra de Gas Natural.

Las propiedades físicas de estos componentes siguen un patrón creciente o decreciente, el cual es función del peso molecular de cada componente.

- ❖ **Componentes Inorgánicos:** Este segundo grupo de componentes que forman el gas natural, representan el 10% de la composición total del gas y están conformados normalmente por dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), sulfuro de hidrógeno ( $\text{H}_2\text{S}$ ), nitrógeno ( $\text{N}_2$ ) y en algunos casos helio (He). Además de estos componentes, también se encuentra agua ( $\text{H}_2\text{O}$ ) en cantidades variables, dependiendo de las condiciones de presión y temperatura a las cuales se encuentra. El nitrógeno es otro componente inorgánico que se encuentra en el gas natural, el cual es inodoro, incoloro e insípido y químicamente inerte; en altas concentraciones reduce el poder calorífico del gas natural, debido a que es incombustible. Por último vamos a señalar al helio (He), como un componente inorgánico presente en el gas natural, dicho componente es inodoro, incoloro, insípido y químicamente inerte. <sup>[6]</sup>

#### **2.2.1.4 Contenido Líquido de un Gas (GPM)**

Se define como el número de galones de líquido que pueden obtenerse de 1000 pies cúbicos normales de gas. Se expresa generalmente por el símbolo “GPM”, también se conoce con el nombre de “Riqueza de un Gas”. Es un factor muy usado y debe ser conocido principalmente en problemas relacionados con plantas de extracción de líquidos del gas natural.

Debido a que sólo el propano y compuestos más pesados, pueden en la práctica recuperarse como líquidos, el metano y etano no se consideran al calcular el contenido de líquido del gas natural. Además, también se asume que los componentes más pesados que el propano son totalmente recuperados como líquido. 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 líquido <sup>[6]</sup>. Este factor se determina a partir de la densidad líquida y peso molecular de cada componente puro, mediante las siguientes ecuaciones:

$$\frac{PCN}{\text{Galón de Líquido}} = \frac{379 \text{ pies cúbicos estándar} * \rho_L}{7.4805 \frac{\text{galones}}{\text{pie}^3} * PM} \quad \text{Ec. N° 2.1}$$

Donde:

$\rho_L$  = Densidad líquida del componente puro

PM = Peso molecular del componente puro

Así, para un componente puro

$$GPM_i = \frac{1000 \times y_i}{\frac{PCN}{\text{Galón de Líquido}}} \quad \text{Ec. N° 2.2}$$

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.

$$GPM = \sum_{i=1}^n GPM_i \quad \text{Ec. N° 2.3}$$

### 2.2.1.5 Uso del Gas y sus Líquidos

El desarrollo y perfeccionamiento de la tecnología del gas han contribuido decididamente a que esta fuente natural de energía sea factor importante en la vida moderna, tanto para las industrias como para el hogar.

**Combustible eficiente:** como combustible ofrece ventajas que sobrepasan las características, disponibilidad, eficiencia y manejo de otros combustibles y líquidos.

- Es limpio. No produce hollín ni mugre. Por lo tanto, los equipos en que se usa como combustible no requieren mantenimiento especial.

- Puede manejarse a presiones deseadas de entrega en los sitios de consumo.
- Su poder calorífico y combustión son altamente satisfactorios.
- 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 especialmente diseñadas, que permiten mantener rangos de volúmenes a presiones deseadas.
- Su entrega a clientes puede ser continua y directa a los artefactos donde debe consumirse, utilizando controles y reguladores, sin requerimientos de almacenaje en sitio o preocupación por volúmenes almacenados en el hogar, la oficina, el taller, la planta o fábrica.
- La reversibilidad gas – líquido – gas lo hace apto para el envasado en pequeños y seguros recipientes, fáciles de manejar, transportar e instalar para suplir combustibles en sitios no servidos por red de tuberías de distribución. El gas licuado puede también ser transportado 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 poder calorífico, su costo por volumen es muy económico.
- Las características de funcionamiento limpio y eficiente, su rendimiento y precio económico han logrado que cada día se expanda el mercado de gas natural para vehículos (GNV). Se ha comprobado que como combustible el gas metano es muchísimo menos contaminante del ambiente que otros, como la gasolina y el diesel.

**Insumo para procesos:** el gas seco, húmedo o condensado, a través de tratamientos adecuados, sirve de insumo para la refinación y petroquímica, donde por medio de plantas especialmente diseñadas se hacen recombinaciones de las

moléculas de los hidrocarburos para obtener materia prima semielaborada para una cadena de otros procesos o productos finales para los mercados.

El gas, sujeto a procesos y tratamientos adecuados y separados en metano, etano, propano y butano, puede ir finalmente a las plantas petroquímicas para ser convertido en una variedad de productos semielaborados o finales. De igual manera puede ser enviado a las refinerías, donde sus moléculas son desintegradas térmicamente y, con extracciones adicionales derivadas de los crudos allí refinados, son enviadas a las plantas petroquímicas. A su vez, las plantas petroquímicas pueden enviar productos a las refinerías.<sup>[7]</sup>

### **2.2.2 PROCESOS DE EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL (LGN)**

Procesos a los cuales se somete el gas natural para la separación de sus componentes principales. Los componentes que se obtienen del procesamiento del gas natural, puros o mezclados; son utilizados como combustibles, insumo petroquímico o en la elaboración de gasolina. El gas procesado o gas residual, constituido principalmente por metano y etano, es comprimido y luego distribuido; a través de la red nacional de gasoductos para ser enviados a los centros de consumo y ser usado como combustible. Por lo tanto, no existe un patrón fijo de tratamiento y procesamiento.

La recuperación de líquidos 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 estos componentes tratan de alcanzar una nueva condición de equilibrio. 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.

### **2.2.2.1 Refrigeración Mecánica**

En este proceso de refrigeración (Figura 2.1), la corriente de gas natural es enfriada a aproximadamente  $-30^{\circ}\text{F}$  ( $-34,4^{\circ}\text{C}$ ) 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. Las dos secciones básicas que conforman este tipo de plantas son: la sección de generación de líquidos, integrada por el chiller y la sección de acondicionamiento de producto. La refrigeración mecánica abarca las etapas de expansión, evaporación, compresión y condensación del refrigerante.

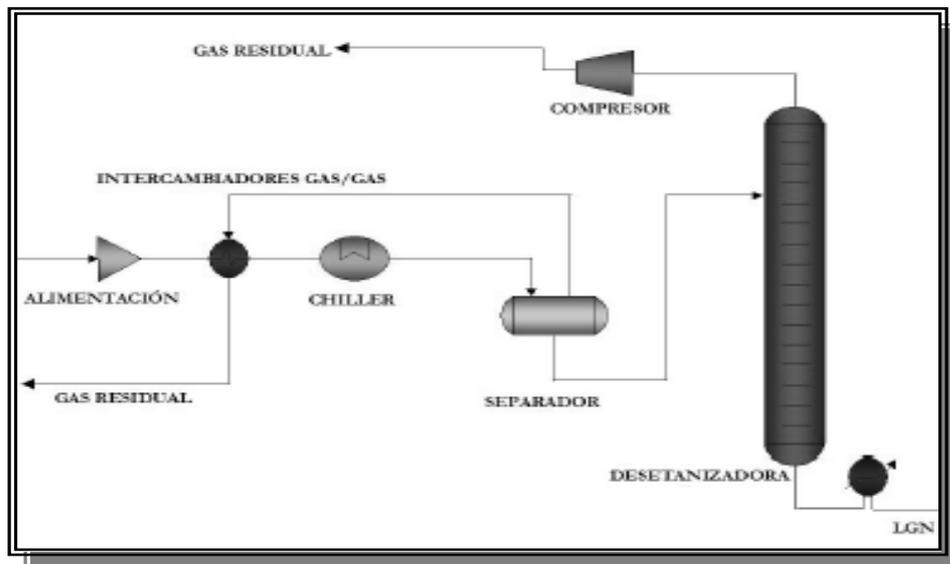


Fig. N° 2.1 Esquema del proceso de Refrigeración Mecánica <sup>[8]</sup>

### 2.2.2.2 Sistemas 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 desetanizadora 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.

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 tienen con el solvente y las recurrentes pérdidas por arrastre. <sup>[8]</sup>

### **2.2.2.3 Procesos Criogénicos**

Esta es una de las tecnologías más modernas y empleada en la actualidad. Los procesos criogénicos son aquellos que están asociados con la producción y efectos de muy bajas temperaturas <sup>[5]</sup>. El rango de temperaturas criogénicas es usualmente considerado por debajo de  $-150$  °F, sin embargo; la industria considera temperaturas criogénicas por debajo de  $-50$  °F (la mínima temperatura que se alcanza con un sistema de refrigeración con propano).

La palabra criogénico proviene del griego “cryos” que significa “muy frío”. 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 él se licúan ( $C_3^+$ ). 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, Norte de Monagas, Venezuela) y el producto gas residual se entrega en los mismos niveles de presión. En la Figura 2.2 se muestra un proceso típico en una Planta de Extracción de Líquidos. <sup>[6]</sup>

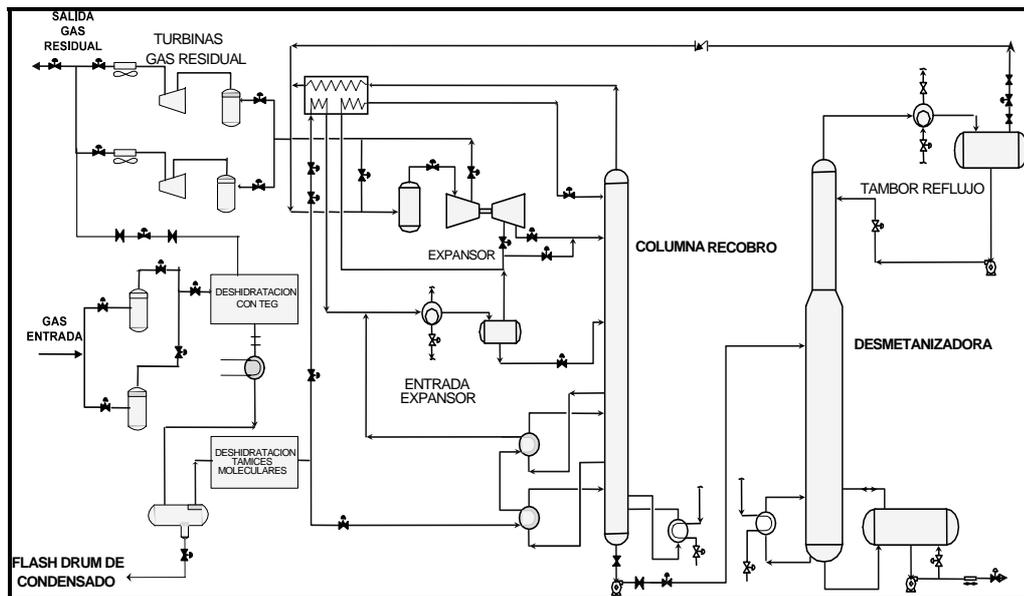


Fig. N° 2.2 Planta Criogénica de extracción de líquidos [6]

### 2.2.2.3.1 Plantas Criogénicas

En términos muy sencillos, una planta criogénica es un complejo industrial que hace uso de procesos criogénicos, es decir; de procesos de enfriamiento a muy bajas temperaturas para conseguir objetivos determinados. En el procesamiento de hidrocarburos, una planta criogénica puede ser utilizada para:

1. Separar el gas natural de sus líquidos.
2. Para licuefactar el gas natural con la finalidad de hacer viable su transporte a puntos lejanos.

Una planta criogénica cuenta con las siguientes etapas fundamentales de procesamiento:

- Deshidratación: para remover la humedad (vapor de agua) del gas.

- Pre-enfriamiento: esta etapa tiene como finalidad enfriar el gas, para acondicionarlo antes de entrar a la primera etapa de expansión con la finalidad de obtener la mayor condensación de líquidos.
- Expansión: en esta etapa, el gas es sometido a una expansión brusca, que produce un descenso en la temperatura del mismo y por ende una condensación de gas en líquido.
- Desetanización: consta de una torre de destilación que tiene como objetivo remover el etano, y más livianos de los líquidos condensados.
- Compresión: esta etapa consiste en la compresión del gas residual para su envío a comercialización, a través de los gasoductos. <sup>[5]</sup>

### **2.2.3 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 puede ser removida fluyendo el gas a través de separadores. Sin embargo, aún después de pasar el gas por los separadores, quedará agua en forma de vapor. 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<sub>2</sub>S y/o CO<sub>2</sub>, 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>[9]</sup>

#### **2.2.3.1 Tipos de Procesos de Deshidratación**

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:

- **Adsorción 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 (Figura 2.3), 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.



**Fig. N° 2.3** Sistema de Deshidratación con Tamices Moleculares <sup>[2]</sup>

- **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 higroscópico 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 de 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>[10]</sup>

## **2.2.4 TURBOEXPANSIÓN (PROCESO ISOENTRÓPICO)**

La expansión de un gas en una tobera para producir una corriente de alta velocidad, es un proceso que convierte energía interna en energía cinética. Esta energía cinética puede convertirse en trabajo de eje cuando el flujo pega en los álabes de una flecha giratoria. Es así como una turbina (o expansor) está formada por un conjunto alterno de toberas y álabes giratorios a través de los cuales fluye vapor o gas en un proceso de expansión de estado estable, cuyo efecto global es la conversión eficiente de la energía interna de una corriente de alta presión en trabajo de eje.

En el proceso de turboexpansión para la extracción de líquidos del gas natural se usan refrigerantes externos para pre – enfriar la corriente de gas natural que se va a expandir, así es más fácil alcanzar las temperaturas deseadas y la condensación de los hidrocarburos, manteniendo el metano en forma gaseosa. Este proceso permite la recuperación entre 90 a 95% del etano, entre 90 a 98% del propano y 100% de  $C_4^+$ .

### **2.2.4.1 Turboexpansor**

La principal función de un turboexpansor es producir la expansión de un gas y la recuperación del trabajo reversible. Los turboexpansores pueden ser clasificados en axial o radial. Los expansores de flujo axial pueden ser de acción y reacción y son adecuados para expansores multietapas. Por otro lado, los turboexpansores radiales resisten esfuerzos menores, lo que permite que funcionen a una mayor velocidad y tengan una mayor eficiencia. La mayoría de los equipos expansores construidos son del tipo radial. Una planta criogénica consiste básicamente de un equipo de expansión de gas natural, en el cual; el trabajo producido por éste es aprovechado para comprimir gas residual. El turboexpansor (Figura 2.4), es una turbomáquina térmica motora, altamente eficiente que consiste en una turbina de flujo radial que expande repentinamente un gas (generalmente gas natural),

logrando un descenso en su temperatura para su posterior separación en subproductos según sus temperaturas de condensación o bien para aplicaciones de control de punto de rocío. Dicha turbina transmite potencia extraída del gas expandido a través de su flecha motriz hacia otro dispositivo que normalmente es un turbocompresor utilizado generalmente, para incrementar la presión del gas residual de la planta, antes de los compresores principales.

El turboexpansor esta constituido por tres componentes básicos:

- La carcasa de expansión con sus bridas de succión y descarga, tobera, álabes guías, válvula de control de flujo y válvula controladora de empuje.
- La sección central (Mechanical Center Section “MCS”), que es el sitio donde se encuentra la parte rotativa del equipo.
- La carcasa de compresión con sus bridas de succión y descarga tobera.

[11]



**Fig. N° 2.4** Turboexpansor <sup>[3]</sup>

#### **2.2.4.2 Proceso Criogénico en el Turboexpansor-Compresor**

Un expansor enfría el gas al bajar la presión y remover energía del gas, dicha energía se usa para accionar el compresor acoplado al expansor. El máximo enfriamiento del gas en un expansor ocurrirá a la máxima reducción de gas a la salida del compresor, es decir; cuando el compresor este a carga completa. La energía calórica removida del gas en un expansor y/o sistema de refrigeración es aproximadamente igual al calor latente removido del producto líquido que abandona el desetanizador. Para obtener más producto líquido se requiere remover más energía del gas. Cerca del 85% del enfriamiento del gas ocurre en intercambiadores gas-gas y en precalentadores de alimentación tipo gas-líquido. El resto ocurre en los expansores. <sup>[12]</sup>

#### **2.2.5 COMPRESIÓN**

A diferencia de los procesos de expansión, que resultan en disminución de la presión del fluido, los procesos de compresión provocan aumentos en la presión. Los compresores, las bombas centrífugas y las bombas de vacío son dispositivos diseñados para este propósito.

A continuación, se muestran las aplicaciones más importantes de la compresión:

- Compresión de aire para servicios o para instrumentación.
- Compresión del gas natural para:
  - Transporte por gasoductos para su comercialización o procesamiento en otras plantas (industria petroquímica).
  - Inyección a los yacimientos petrolíferos para mantener la presión de los mismos, lo que influye en la recuperación del crudo.

- Métodos de levantamiento artificial de crudo, ayudando a desplazar la columna de petróleo en los pozos.

### 2.2.5.1 Compresores

Un compresor es una máquina térmica generadora, donde el flujo de un fluido compresible intercambia trabajo técnico con el exterior. Estos aparatos se utilizan para comprimir gases, el principal objetivo del proceso de compresión es aumentar la presión, disminuyendo con ello el volumen específico. En los distintos usos industriales son de gran utilidad, y se utilizan de diversos tipos, según las necesidades.

Los compresores se relacionan por su forma de trabajo con las bombas o máquinas hidráulicas, que se utilizan para trabajar con líquidos, aunque los compresores trabajan fundamentalmente con gases y vapores. En la Figura 2.5 se observa un compresor de gas residual.



**Fig. N° 2.5** Compresor de gas residual <sup>[3]</sup>

Los compresores son del tipo dinámico o de desplazamiento positivo. Los dinámicos incluyen centrífugos de flujo axial, y en menor grado, los de emisión parcial para bajo flujo. Los tipos de desplazamiento positivo son de dos categorías básicas: reciprocantes y rotatorios. El compresor reciprocante tiene uno o más cilindros, en los cuales hay un pistón o émbolo de movimiento alternativo, que desplaza un volumen positivo con cada carrera. Los rotatorios incluyen los tipos de lóbulos, espiral, aspas o paletas y anillo de líquido, cada uno con carcasa, con uno o más elementos rotatorios que se acoplan entre sí, como los lóbulos o las espirales, o desplazan un volumen fijo en cada rotación. <sup>[13]</sup>

### **2.2.5.2 Importancia del Proceso de Compresión de un Gas**

Por lo general, previo a la utilización de un gas es necesario someterlo a un proceso de compresión, con lo cual se incrementa el nivel energético del gas. El aumento de energía se logra mediante el trabajo que se ejerce sobre el fluido en el compresor, y se manifiesta por incrementos de presión y en la mayoría de los casos por aumentos de la temperatura. Un ejemplo del proceso de compresión del gas, es cuando se quiere transportar gas a través de los gasoductos, en este caso se requiere aplicar una presión necesaria para vencer la resistencia de frotamiento. Cuando los compresores comunican presión en el gas, que es un fluido compresible, reducen el volumen del gas. <sup>[14]</sup>

En los compresores centrífugos el aumento de presión viene dado por el intercambio de energía entre el impulsor del compresor y el gas; en el impulsor, el gas es acelerado y comprimido al mismo tiempo; a la salida de éste el gas adquiere su más alto nivel de energía, la cual es producto del incremento de presión y la energía cinética impartida por el impulsor.

La energía cinética proveniente del impulsor es recibida por el gas y transformada en energía potencial, una vez desacelerado éste en difusor del compresor, localizado aguas abajo del impulsor, aproximadamente las dos

terceras partes del incremento de presión del gas es generado en el impulsor y el resto se genera en el difusor a través de la reducción de la velocidad del gas.

Los compresores centrífugos pueden ser máquinas tanto de una sola etapa, como de etapas múltiples, ya sean de impulsión directa o indirecta a través de engranajes; estos compresores se subdividen a su vez en dos tipos principales de acuerdo a su carcasa, en tal sentido se tienen: carcasa dividida en forma horizontal y carcasa dividida en forma vertical, también conocidos como compresores tipo barril.

Los primeros manejan altos valores de flujo y baja relación de compresión, tienen gran aplicación en líneas de transmisión y procesos; los de tipo barril manejan valores de flujo de medios a altos y alta relación de compresión, son empleados en aplicaciones de levantamiento artificial, reinyección, almacenamiento, entre otros. <sup>[13]</sup>

## **2.2.6 PROCESOS DE ESTRANGULAMIENTO (PROCESO ISOENTÁLPICO)**

Cuando un fluido fluye a través de un estrechamiento, tal como un orificio, una válvula parcialmente cerrada o una obstrucción porosa, sin ningún cambio apreciable en la energía cinética, el resultado principal del proceso es una caída de presión en el fluido, lo cual origina a su vez una reducción en la temperatura del mismo.

Este proceso de estrangulamiento no produce trabajo de eje y da como resultado un cambio despreciable en su elevación. En ausencia de transferencia de calor el cambio de entalpía es cero ( $H_2=H_1$ ) por lo que el proceso ocurre a entalpía constante. <sup>[15]</sup>

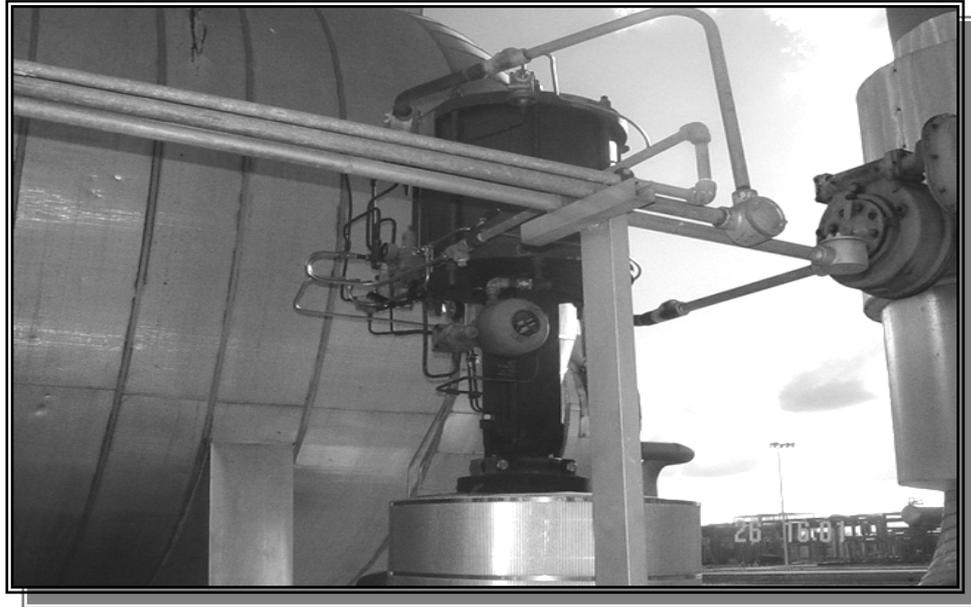
### **2.2.6.1 Efecto Joule – Thompson**

Modificación observable de la temperatura de un gas que tiene lugar al disminuir la presión sin aporte de calor. Cuando un gas fluye desde un recipiente con presión inicial constante hasta otro con menor presión, a través de una pared porosa que modera su movimiento, la energía de interacción de las partículas del gas se modifica, y con ello el contenido de energía del gas. A temperatura ambiente, el trabajo realizado en contra de las interacciones durante la expansión lleva en casi todos los gases a una disminución de la temperatura.

Esta reducción tiene numerosas aplicaciones técnicas. Por ejemplo, mediante el procedimiento Linde, el Efecto Joule-Thompson se puede utilizar para licuar gases y para obtener temperaturas bajas. El Efecto Joule- Thomson también se conoce como Efecto Joule- Kelvin o Efecto de Estrangulación. <sup>[13]</sup>

#### **2.2.6.1.1 Válvulas Joule Thompson (J-T)**

La válvula de expansión JT es un elemento de proceso que baja la presión y temperatura del gas, sin que este intercambie calor con los alrededores, expandiéndolo isoentálpicamente y de forma adiabática, logrando enfriar el gas a temperaturas criogénicas. Son los dispositivos más usados en los sistemas de flujos (Figura 2.6), para controlar la magnitud del mismo por pérdidas irreversibles de presión. La expansión a través de la válvula JT reduce la primera ley de la termodinámica a  $H_2=H_1$ , lo cual indica que el proceso no realiza trabajo útil. De igual forma es importante acotar que el calor transferido a través de la válvula JT, se considera despreciable, por ello el proceso de expansión se considera adiabático. <sup>[13]</sup>



**Fig. N° 2.6** Válvula Joule-Thompson <sup>[13]</sup>

## **2.2.7 INTERCAMBIADORES DE CALOR**

Se define como un dispositivo mecánico, o equipo diseñado (Figura 2.7) para transferir calor entre dos o más corrientes de fluidos que fluyen a través del equipo a diferentes temperaturas. El calor fluye como resultado del gradiente de temperatura, desde el fluido caliente hacia el frío; a través de una pared de separación, la cual se denomina superficie o área de transferencia de calor, es decir; no existe fuente de energía térmica en un intercambiador de calor. En resumen, las funciones típicas de un intercambiador de calor en los procesos industriales son las siguientes:

- **Recuperación de calor:** La corriente fría recupera parte del calor contenido en la corriente caliente, es decir; calentamiento y enfriamiento de las corrientes involucradas.
- **Evaporación:** Una de las corrientes involucradas en el intercambio de calor cambia de fase líquida a vapor.

- **Condensación:** Una de las corrientes involucradas en el intercambio de calor cambia de fase vapor a fase líquida.



**Fig. N° 2.7** Intercambiadores glicol rico/glicol pobre <sup>[13]</sup>

### 2.2.7.1 Clasificación de los Intercambiadores de Calor

- **Intercambiadores de tipo tubo y carcaza:** El intercambiador de tubo y carcaza consiste de un haz de tubos paralelos encerrados en un estuche cilíndrico llamado carcaza. Se diseñan y fabrican de acuerdo a las normas de la Asociación de Fabricantes de Intercambiadores Tubulares (Tubular Exchanger Manufacturers Association “TEMA”). Entre este tipo de intercambiadores de calor se encuentran:

- Intercambiadores sin cambio de fase.
- Intercambiadores para vaporización.

a) Rehervidores: Su función es la vaporización en un 30% a un 80% del líquido alimentado, proveniente de una torre de fraccionamiento.

- b) Precalentadores: Se usan generalmente para vaporizar parcialmente la alimentación a una torre de fraccionamiento.
  - c) Recuperadores de calor.
  - d) Enfriadores.
- **Intercambiadores de placa:** Desde 1930 los intercambiadores de placa han sido usados en la industria química y de alimentos. Actualmente, su uso se ha extendido considerablemente hasta la industria petrolera, especialmente cuando se requiere un sistema de intercambio de calor compacto y flexible en rangos de temperatura por debajo de 482 °F y 368 °F. En estas unidades, la superficie de transferencia de calor es construida de planchas de metal en lugar de tubos. Estas planchas pueden ser de superficie lisa, corrugada o canalizada.
- **Intercambiadores tipo espiral:** Los intercambiadores de tubos en forma de espirales consiste de un grupo de serpentines concéntricos enrollados en forma de espiral, los cuales están conectados a plazas o cabezales de tubos, son utilizados para flujos en contracorriente, son compactos y pueden ser usados para el intercambio de calor de dos o más fluidos. Estas unidades se utilizan normalmente en las aplicaciones criogénicas, donde la presión del proceso es 650 psig o mayor, siendo particular, ente útiles en el manejo de fluidos viscosos y aplicables como condensadores o rehervidores. <sup>[16]</sup>

## 2.2.8 DEFINICIÓN DE DESTILACIÓN

La operación unitaria de destilación es un método que se usa para separar los componentes de una solución líquida, el cual depende de la distribución de estos componentes entre una fase de vapor y una fase líquida. Ambos componentes están presentes en las dos fases. La fase de vapor se origina de la fase líquida por vaporización en el punto de ebullición.

El requisito básico para separar los componentes por destilación consiste en que la composición del vapor sea diferente de la composición del líquido con el cual está en equilibrio en el punto de ebullición de este último. La destilación se basa en soluciones en las que todos los componentes son bastante volátiles, como soluciones amoníaco-agua o etanol-agua, en las que ambos componentes también están en fase de vapor. Sin embargo, al evaporar una solución de sal y agua, se vaporiza el agua pero la sal no. El proceso de absorción difiere de la destilación en cuanto a que uno de los componentes de la absorción es esencialmente insoluble en la fase líquida. Como ejemplo de absorción puede citarse el caso de la extracción de amoníaco del aire con agua, donde el aire es insoluble en la solución agua-amoníaco.

### **2.2.8.1 Introducción a los métodos de destilación**

La destilación se puede llevar a cabo en la práctica por medio de cualquiera de dos métodos principales. El primer método consiste en la producción de un vapor por ebullición de la mezcla líquida que se va a separar en una sola etapa, para recuperar y condensar los vapores. En este método no se permite que el líquido regrese al destilador de una sola etapa y se ponga en contacto con los vapores que se desprenden. El segundo método implica el retorno de una porción del condensado al destilador. Los vapores se desprenden a través de una serie de etapas o platos, y parte del condensado fluye hacia abajo a través de la serie de etapas o platos a contracorriente con respecto a los vapores. Este segundo método se llama destilación fraccionada, destilación con reflujo o rectificación. Existen tres tipos importantes de destilación que se verifican en una sola etapa o en un solo destilador y que no incluyen rectificación. El primero es la destilación en equilibrio o instantánea, el segundo es la destilación simple por lotes o diferencial, y el tercero es la destilación simple con arrastre de vapor.

- a. Destilación de equilibrio o instantánea: En este proceso, que se verifica en una sola etapa, la mezcla líquida se vaporiza parcialmente. Se permite que

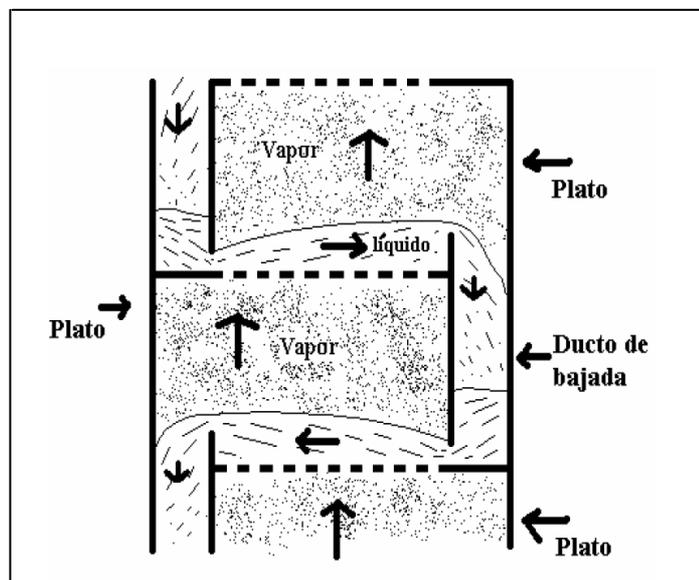
el vapor establezca un equilibrio con el líquido, y entonces se separan las fases de vapor y de líquido. Esto se puede hacer por lotes o en régimen continuo.

- b. Destilación simple por lotes o diferencial: En este tipo de destilación, primero se introduce líquido en un recipiente de calentamiento. La carga líquida se hierve lentamente y los vapores se extraen con la misma rapidez con que se forman, enviándolos a un condensador donde se recolecta el vapor condensado (destilado). La primera porción de vapor condensado es más rica en el componente más volátil A. A medida que se procede con la vaporización, el producto vaporizado es más pobre en A.
- c. Destilación simple con arrastre de vapor: Los líquidos con alto punto de ebullición no se pueden purificar por destilación a presión atmosférica, puesto que los componentes de la mezcla líquida podrían descomponerse a las temperaturas elevadas que se requieren. Con frecuencia, las sustancias de alto punto de ebullición son casi insolubles en agua; entonces, se logra una separación a temperatura más baja por medio de una destilación simple con arrastre de vapor, método que se usa con bastante frecuencia para separar un componente de alto punto de ebullición de cantidades pequeñas de impurezas no volátiles.

### **2.2.8.2 TORRES DE DESTILACIÓN**

Las torres de destilación son equipos donde se llevan a cabo separaciones de componentes. Estas torres son recipientes cilíndricos verticales con suficiente altura para que en su espacio interior hagan contacto las corrientes de vapor y el líquido con el propósito de que se efectúe una transferencia de masa entre las dos fases. Si bien el contacto de las dos fases en general se lleva a cabo mediante una serie de platos (charolas), además poseen otros equipos asociados, como bombas,

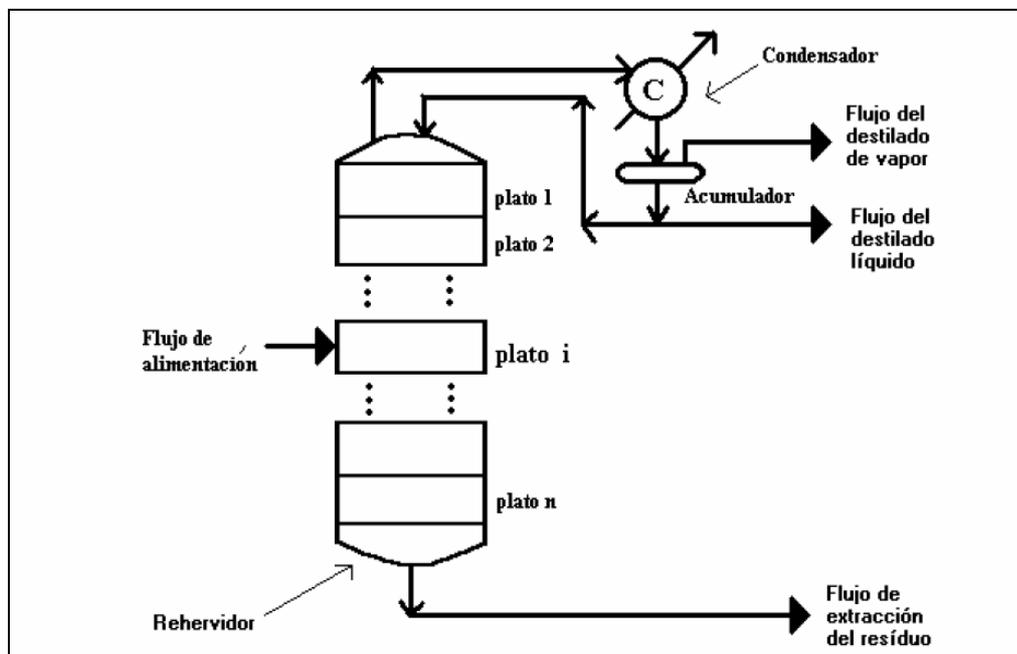
intercambiadores de calor e instrumentación, los cuales son indispensables para su funcionamiento y control. En condiciones normales de operación, una cierta cantidad de líquido se aloja en cada plato y existen dispositivos internos (empaques, válvulas o cachuchas) para que los vapores ascendentes pasen a través del líquido y hagan contacto con él. El líquido descendiente fluye del plato superior a través de un ducto de bajada, pasando al siguiente plato inferior como se muestra en la Figura 2.8.



**Fig. N° 2.8** Interior de una columna equipada con charolas perforadas <sup>[16]</sup>

En la Figura 2.9 se muestra un esquema de una columna de destilación binaria típica (2 componentes en la mezcla). El flujo de alimentación entra en el plato  $i$  por medio de un conducto. El líquido empieza a deslizarse de platos superiores a inferiores dentro de la columna. Esta a su vez contiene un flujo de vapor en contra de la dirección del líquido teniendo así una transferencia de materia dando como resultado la evaporación del componente más ligero y la condensación del componente más pesado. Esta transferencia se efectúa en cada plato, obteniendo así dos mezclas con diferentes puntos de ebullición en la parte inicial y final de la torre de enfriamiento.

El flujo de vapor que atraviesa la torre de destilación es producido por el calentamiento de la mezcla que se encuentra en el plato del fondo (plato n) por medio de un intercambiador de calor (rehervidor). Este flujo llega al plato del domo (plato #1) pasando directamente por un condensador obteniendo la mezcla en forma líquida. Esta mezcla tendrá que tener menor punto de ebullición que la mezcla que salga en el último plato. Como se muestra en la Figura 2.9 el condensado de los vapores pasa a un deposito o acumulador. Este depósito tiene como se observa 2 salidas. Una salida para extraer el destilado de vapor y otra para el destilado líquido. Si no existe la salida de vapor, entonces se dice que el condensador es total. De la salida líquida una parte o la totalidad del líquido contenido en el acumulador se hace retornar a la torre (reflujo) para así ayudar a corregir y aumentar la fracción molar de los productos que se extraen de la torre. Estos flujos serán controlados por llaves mecánicas o en su mayoría por dispositivos mecánicos manejados por un simple controlador, como puede ser un P.D., un P.I.D., entre otros.



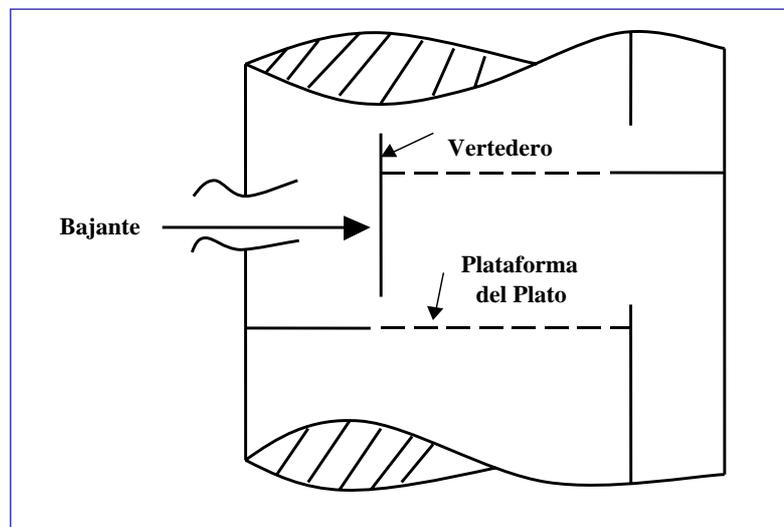
**Fig. N° 2.9.** Esquema de columna de destilación de n platos, condensador <sup>[16]</sup>

### 2.2.8.2.1 Torre de Platos

Los platos son el componente de trabajo de la columna de destilación y cumplen la función de la etapa de equilibrio, es decir, donde ocurre la transferencia de masa entre el líquido y el vapor. Un plato consiste de los siguientes componentes:

- Vertedero de salida: retiene parte del líquido que proviene del plato superior.
- Bajante: por donde se cola el líquido hacia el plato inferior.
- Plataforma del plato, o bandeja.

La Figura 2.10 muestra una sección de columna en la cual se pueden apreciar los componentes básicos de una bandeja.



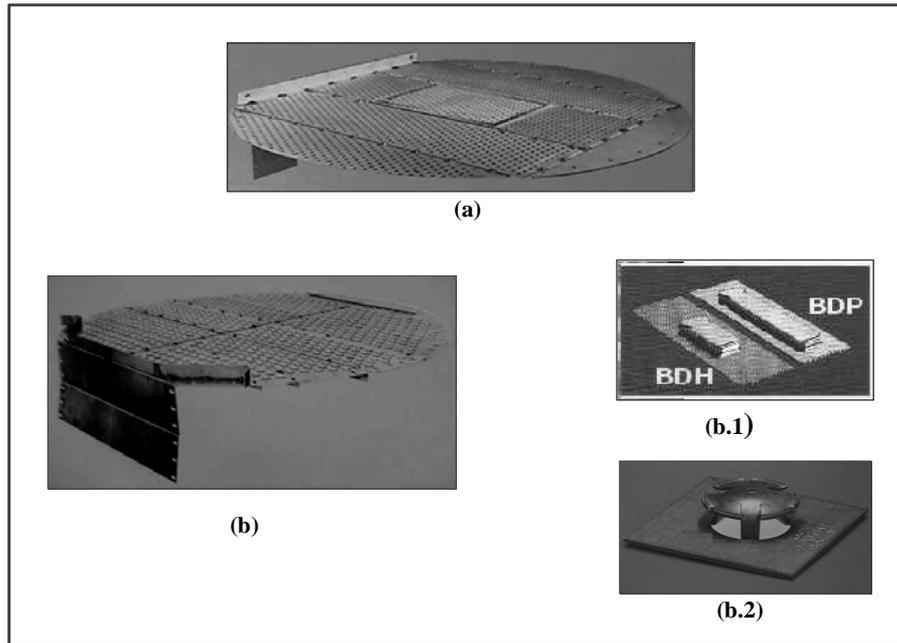
**Fig. N° 2.10** Componentes de platos <sup>[7]</sup>

Entre los diversos platos se encuentran:

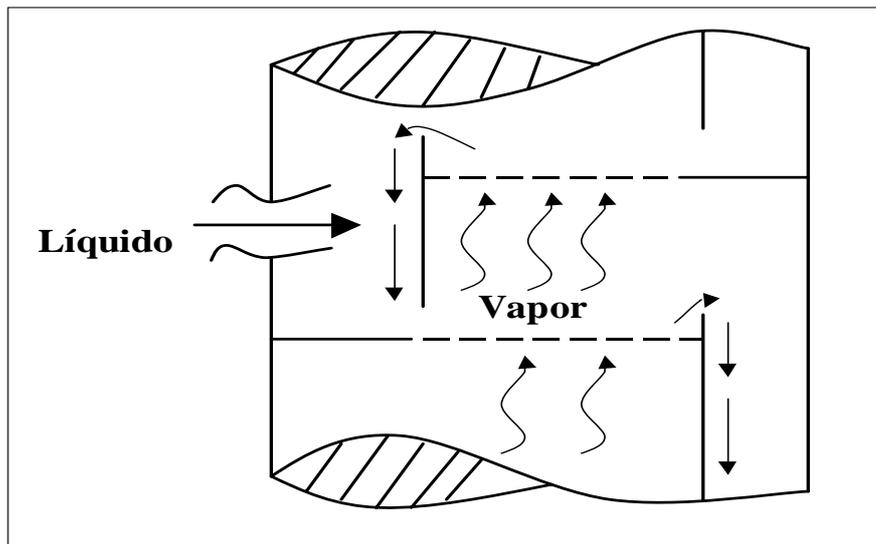
- a. Plato Perforado: Los platos tipo perforado son láminas de metal con agujeros por donde pasa el vapor proveniente del plato inferior

directamente al líquido, con la finalidad de que exista un contacto íntimo entre el líquido y el vapor; el líquido no fluye por las perforaciones por la acción de circulación del vapor. Si la velocidad del vapor disminuye, es posible que parte del líquido o todo se drene por las perforaciones, provocando inestabilidad hidráulica y disminuyendo la eficiencia de la columna.

- b. Plato de válvulas: Es una modificación del plato perforado que consiste en aberturas en el plato y una cubierta de válvulas con movimiento vertical para cada abertura, que proporciona un área abierta variable; ésta debe su variabilidad al flujo de vapor que inhibe la fuga de líquido por la abertura a bajas tasas de vapor. Por lo tanto, este tipo de plato opera a un intervalo mayor de tasas de flujo que el plato perforado, con un costo sólo un 20% mayor que el del plato perforado. En los platos tipo válvula, una tapa móvil cubre los orificios de la bandeja; la tapa se abre o se cierra dependiendo del flujo de vapor. Están diseñados para minimizar el drenaje o “purga” que se presenta cuando el flujo de gas es bajo, puesto que la válvula tiende a cerrarse cuando baja el flujo de gas, de modo que el área total varía para mantener un balance dinámico de presión en el plato.
- c. Plato de Capuchones o de Campanas de Burbujeo: En este tipo de plato, el vapor o gas se eleva a través de las aberturas del plato hacia el interior de los capuchones. Después el gas fluye por la ranuras de la periferia de cada tapa y las burbujas fluyen hacia arriba por el líquido que fluye. Su costo es casi el doble que el de los platos.<sup>[17]</sup>

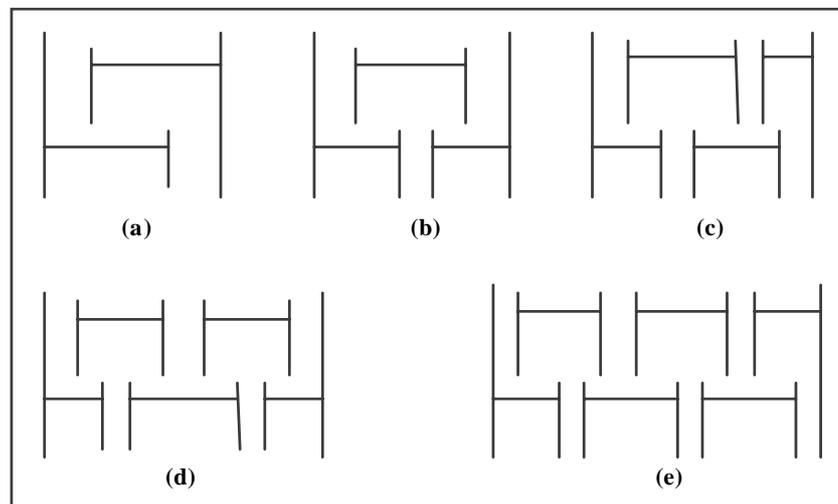


**Fig. N° 2.11** Tipos de platos: (a) Plato tipo Tamiz, (b) Plato de válvulas: (b.1) Rectangulares (NUTTER), (b.2) Válvula redonda (Koch) [8].



**Fig. N° 2.12** Trayectoria del líquido y el vapor en una columna de platos <sup>[17]</sup>

Para complementar la clasificación de los platos se debe tomar en cuenta el número de los bajantes o pasos. Se tienen platos entre uno y cinco pasos (Figura 2.13) e incluso se pueden combinar dentro de una columna siempre y cuando sea estable hidráulicamente. Para una columna de diámetro fijo, mientras mayor sea el número de pasos, mayor será el caudal de líquido que podrá manejar, pero la transferencia de masa entre el líquido y el vapor disminuirá debido a que el tiempo de residencia será menor por la reducción del área de burbujeo, lo que se traduce en menor eficiencia. <sup>[17]</sup>



**Fig. N° 2.13** Tipos de pasos en los platos: (a) un paso, (b) dos pasos, (c) tres pasos, (d) cuatro pasos, (e) cinco pasos. <sup>[17]</sup>

## 2.2.9 SIMULACIÓN DE PROCESOS DE GAS

La simulación de procesos de gas es una técnica que permite predecir en forma rápida y confiable el comportamiento de un proceso o planta de gas, a partir de una representación matemática y realista del mismo. En los últimos años esta técnica se ha convertido en una pieza fundamental para el diseño, evaluación y optimización de los diferentes procesos encontrados en la industria del gas natural, desde su producción hasta su comercialización.

La existencia en el mercado de una gran variedad de paquetes de computación para la simulación de procesos, cada vez con mayor capacidad para simular cualquier tipo de proceso, por más complejo que éste sea y con interfaz usuario-simulador más amigable, permite al ingeniero de procesos incorporar estas herramientas de cálculos en su trabajo cotidiano, dándole así un uso imprescindible y frecuente en su área que redundará en un mejoramiento de su productividad y tiempo de respuesta.

### **2.2.9.1 Utilidad de los Simuladores**

- Para el diseño de nuevas unidades y procesos, así como también en el análisis de opciones en el diagrama de flujo del proceso o de sensibilidades de parámetros claves en el mismo (calidad de gas, condiciones de operación, flujos de alimentación, especificaciones de productos, entre otros).
- En la readaptación de equipos existentes, a fin de mejorar su funcionamiento, darles nuevos usos o ampliar sus capacidades.
- Los simuladores sirven de apoyo en la operación de plantas o unidades afectadas por cambios de alimentaciones, nuevas especificaciones de productos, ineficiencia energética, etc., lo cual induce a elaborar estudios de conservación o aprovechamiento óptimo de la energía, detección de “cuellos de botellas”, y en general, de optimización del proceso.

### **2.2.9.2 Aplicaciones de la Simulación**

La simulación es conveniente cuando:

- Existe una formulación matemática analítica. Los modelos matemáticos utilizados para modelar un reactor nuclear o una planta química, son imposibles de resolver en forma analítica sin realizar serias simplificaciones.
- No existe el sistema real, el problema del ingeniero que tiene que diseñar un sistema nuevo. El diseño del sistema mejorara notablemente si se cuenta con

un modelo adecuado para realizar experimentos. Los experimentos son posibles debido a impedimentos económicos, de seguridad de calidad o éticos.

- El sistema evoluciona muy lentamente o muy rápidamente. Un ejemplo de dinámica lenta es el problema de los científicos que estudian la evolución del clima. Ellos deben predecir la conducta futura del clima dada las condiciones actuales, no pueden esperar a que un tornado arrase una ciudad para luego dar el mensaje de alerta, por el contrario, existen fenómenos muy rápidos que deben ser simulados para poder observarlos en detalles, por ejemplo: una explosión.

### **2.2.9.3 Servicios que presta la Simulación.**

- Proceso de Manufactura: Ayuda a detectar cuellos de botellas, a distribuir personal, determinar la política de producción.
- Plantas Industriales: Brinda información para establecer las condiciones óptimas de operación y para la elaboración de procedimientos de operación y de emergencias.
- Sistemas Públicos: Predice la demanda de energía durante las diferentes épocas del año, anticipa el comportamiento del clima, predice la forma de propagación de enfermedades.
- Sistemas de Transporte: Detecta zonas de posibles congestionamientos, zonas con mayor riesgo de accidentes, predice la demanda para cada hora del día.
- Construcción: Predice el efecto de los vientos y temblores sobre la estabilidad de los edificios, provee información sobre las condiciones ambientales en el interior de los mismos, detecta las partes de las estructuras que deben ser reforzadas.
- Diseño: Permite la selección adecuada de materiales y formas. Posibilita estudiar la sensibilidad del diseño con respecto a parámetros no controlables.
- Educación: Es una excelente herramienta para ayudar a comprender un sistema real debido a que puede expandir, comprimir y detener el tiempo,

además, es capaz de brindar información sobre variables que no pueden ser medidas en el sistema real.

- Capacitación: Dado que el riesgo y los costos son casi nulos, una persona puede utilizar el simulador para aprender por si mismo, utilizando el método más natural para aprender: el de prueba y error. <sup>[18]</sup>

## **2.2.10 SIMULADOR HYSYS**

El programa HYSYS es un simulador desarrollado por la Empresa HYPROTECH LTD, que permite predecir las propiedades de los fluidos en diferentes plantas de procesos, donde puede estar involucrados gran variedad de equipos, tales como: separadores, intercambiadores de calor, torres de destilación, bombas, compresores, entre otros. Este programa realiza los cálculos de estado estacionario y permite predecir las propiedades y variables de acuerdo a la composición química de los fluidos involucrados.

El uso de HYSYS se desarrolla en un ambiente interactivo entre el usuario y la computadora, en el cual se realiza el montaje del esquema a simular de manera sencilla siguiendo la secuencia del proceso. La estructura operacional de programa de simulación, tiene una secuencia de botones o menús, que permiten la introducción y especificación de datos, selección de equipos y operaciones necesarias para llevar a cabo la simulación.

Dentro de los equipos de separación, podemos encontrar que este simulador de procesos cuenta con cuatro tipos básicos de columnas: Absorber, Reboiled Absorber, Refluxed Absorber y Distillation. Todos estos tipos tienen como mínimo una sección de etapas de equilibrio que pueden ser teóricas o reales dependiendo de la eficiencia especificada. Debido a la complejidad de los cálculos realizados, la columna de destilación requiere que la corriente de alimentación esté completamente definida.

Como cualquier otra operación en HYSYS, la columna tiene asociado un número de grados de libertad, los cuales son determinados por la configuración de la columna. Para poder comenzar los cálculos de la columna, el número de grados de libertad debe ser cero. <sup>[19]</sup>

En la tabla 2.1 se identifica el número de grados de libertad que por definición tiene cada tipo de columna. No todas las combinaciones de especificaciones llevarán a la solución del problema.

**TABLA 2.1** Especificaciones de los Tipos Básicos de Columnas en HYSYS

<b>TIPO DE COLUMNA</b>	<b>GRADOS DE LIBERTAD</b>	<b>ESPECIFICACIONES SUGERIDAS</b>
<b>Absorber</b>	<b>0</b>	<b>N/A</b>
<b>Reboiled Absorber</b>	<b>1</b>	<b>Flujo de vapor de tope, calor del rehervidor</b>
<b>Refluxed Absorber (condensador total)</b>	<b>1</b>	<b>Razón de flujo, flujo de vapor de tope</b>
<b>Refluxed Absorber (condensador parcial)</b>	<b>2</b>	<b>Flujo del destilado, razón de reflujo, calor del condensador</b>
<b>Distillation (condensador total)</b>	<b>2</b>	<b>Razón de reflujo, flujo de vapor de tope, flujo de fondo</b>
<b>Distillation (condensador parcial)</b>	<b>3</b>	<b>Razón de reflujo, flujo de destilado, flujo de vapor de tope, flujo de fondo</b>

Algunas reglas generales para seleccionar las especificaciones son las siguientes:

- Evite colocar todas las especificaciones en el tope o en el fondo.
- Para especificaciones de composición, preferiblemente utilice las impurezas en lugar de la pureza, es decir; especifique el clave liviano en el fondo o el clave pesado en el tope.

- Evite especificar la temperatura y el calor (Duty) del condensador o el rehervidor.

HYSYS muestra una serie de colores en los equipos que le permite al usuario identificar el estado de desarrollo en el que se encuentra cada uno de los equipos sobre el PFD. De esta manera el color rojo significa que el equipo no tiene conectado a él, el número mínimo de corrientes de materia y/o de energía, el color gris con líneas amarillas significa que posee todas las conexiones, pero requiere de una o más entradas de datos para poder resolver las incógnitas presentes en el equipo. El color gris con líneas negras determina el estado de convergencia o definición completa del equipo.

Para las corrientes energéticas o de materia existe otro código. Las corrientes de materia tienen un color azul claro cuando no han sido resueltas por la deficiencia de datos, en ellas deben definirse algunas condiciones de alimentación, la composición, presión, temperatura y caudal; una vez definida la corriente adopta una coloración azul oscuro. Las corrientes de energía tienen un color terracota claro cuando no están definidas y pasan a oscuro una vez definidas. Estos son los códigos de colores preestablecidos, pero si desea se pueden cambiar.

[21]

Dentro de las ventajas que ofrece el simulador, se tiene:

- La información es proporcionada, más bien transferida en medio de aplicaciones.
- Todas las aplicaciones usan modelos termodinámicos comunes.
- Todas las aplicaciones usan flujos flujogramas topológicos comunes.
- El usuario puede alternar entre modelos de aplicaciones en cualquier momento, obteniendo el más completo entendimiento del proceso.<sup>[20]</sup>

### **2.2.11 MÉTODO TERMODINÁMICO PENG ROBINSON (PR)**

Las ecuaciones de estado relacionan la densidad, temperatura, presión y composición del fluido en estudio. Son aplicables a componentes puros y mezclas de multicomponentes, en fase gaseosa, líquida y/o sólida; además predicen con buena precisión cambios de entalpía, entropía, fugacidades y equilibrio entre fases para sistemas de agua-hidrocarburos. Las partes esenciales de un simulador de procesos son sus modelos matemáticos, y estos se fundamentan en las ecuaciones de estado. Entre las más utilizadas en la industria petrolera se encuentran: Soave-Redlich-Kwong (SRK) y Peng-Robinson (PR).

La selección de la ecuación a utilizar en la simulación de un caso de estudio, debe hacerse tomando en cuenta las limitaciones que presentan cada una de ellas. Para las aplicaciones de gas, crudo y petroquímica se recomienda el uso de la ecuación Peng-Robinson. Esta ecuación consume menos tiempo de computación que otras ecuaciones y puede ser aplicable en un amplio rango de condiciones. Además resuelve cualquier sistema simple, de dos o tres fases con un alto grado de eficiencia.

La ecuación de estado Peng - Robinson (PR) es una modificación de la ecuación de estado Soave - Redlich - Kwong (SRK) y fue publicada por Peng y Robinson en 1976. La ecuación de PR da excelentes resultados de 0 a 5.000 psi y en un extenso rango de temperatura, desde -60 °F hasta 1.200 °F. Las densidades estimadas pueden alcanzar desviaciones del 10 al 20%. No se recomiendan para sistemas muy alejados de la idealidad. Las aplicaciones típicas en las cuales este método reportan mejores resultados corresponden a desetanizadoras, separadores de etano - etileno, propano - propileno y absorbedores de la cola liviana. La ecuación de PR fue diseñada para mejorar las predicciones de la ecuación SRK para la densidad del líquido pobre, introduciendo un término dependiente de la temperatura más general. La ecuación es la siguiente:

$$P = \frac{RT}{(V-b)} - \frac{a(T)}{V(V+b)} + b(V-b) \quad \text{Ec. N° 2.4}$$

Donde:

$$b = \sum_i x_i b_i$$

$$b = 0.077796 T_{ci} / P_{ci}$$

$T_{ci}$ ,  $P_{ci}$  = Temperatura y Presión crítica del componente i

$$a(T) = \sum_i \sum_j x_i x_j (a_i a_j)^{1/2} (1 - k_{ij})$$

$$a_i = a_{ci} a_i$$

$$a_{ci} = 0.457235 (RT_{ci})^2 / P_{ci}$$

$$a^{0.5} = 1 + m_i (1 - T_{ri}^{0.5})$$

$$m_i = 0.37646 + 1.54226 \omega_i^2$$

$K_{ij}$  = constante de interacción binaria para los componentes i y j <sup>[19]</sup>.

## 2.2.12 PLANTA DE EXTRACCIÓN SAN JOAQUÍN

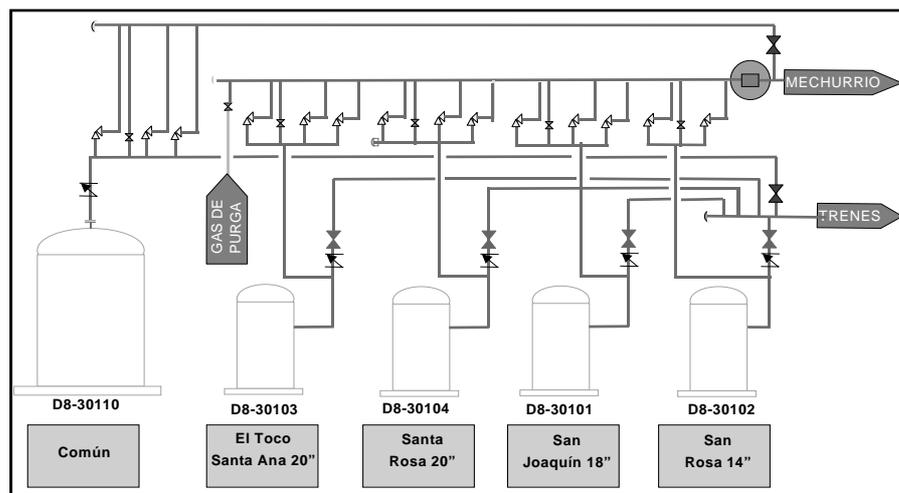
La Planta de Extracción San Joaquín está ubicada en el Campo de San Joaquín a 12 kilómetros al Oeste de Anaco, en el Estado Anzoátegui. La planta está diseñada para operar en dos modalidades: Rechazo de Etano y Recobro de Etano. En la modalidad de Rechazo de Etano, el diseño corresponde a una recuperación del 90% de propano. En la modalidad de Recuperación de Etano, corresponde a una recuperación aproximada del 40% de etano.

Originalmente, su capacidad de procesamiento fue de 800 MMSCFD de gas de alimentación a través de dos trenes de procesos idénticos con una capacidad de

400 MMSCFD cada uno. Luego en el año 1989 fue ejecutado el proyecto “San Joaquín 1000”, que elevó la capacidad de procesamiento de la planta. Actualmente, el flujo de gas alimentado es de 1.000 MMSCFD, cada tren procesa el 50% de la alimentación con facilidades de entrada y áreas de utilidad en común.

➤ **Instalaciones de Alimentación**

La alimentación consiste en cinco corrientes provenientes del norte de Monagas, Área mayor de Anaco (AMA) y Área Mayor de Oficina (AMO), Santa Rosa, Santa Ana, San Joaquín y El Toco, combinándose en cuatro líneas de alimentación de gas natural; el cual entra a presión controlada a cinco separadores trifásicos en paralelo (Figura 2.14), cuya función es atrapar el agua y algunos hidrocarburos líquidos de los gases. Los depuradores de entrada correspondientes a San Joaquín (línea 18”), Santa Rosa (14”), El Toco - Santa Ana (20”), Santa Rosa (línea 20”) y el separador común, operan a 110 °F y 985 PSIG. Estos son separadores de tres fases, de manera y los vapores provenientes de éstos se combinan en un cabezal común de 30” de diámetro interno y luego se separan hacia los dos trenes.



**Fig. N° 2.14** Separadores de entrada [20]

### ➤ **Deshidratación con glicol del gas de entrada**

El gas proveniente de los separadores de entrada a un caudal de 500 MMSCFD es combinado con el gas proveniente del depurador de descarga del compresor superior del estabilizador. Esta corriente luego fluye a través de dos filtros/separadores de alta eficiencia operando en paralelo a fin de extraer pequeñas partículas líquidas y sólidas. A continuación el gas es deshidratado con trietilenglicol (TEG) hasta alcanzar un contenido de agua correspondiente a un punto de rocío de 26°F. Este proceso es llevado a cabo a contracorriente en un contactor (torre de absorción) a 980 PSIG de presión en donde entra en contacto con una solución de TEG pobre, alimentada por el tope de la columna a un caudal entre 80 y 85 GPM (Figura 2.15).

La solución rica de TEG (con alto contenido de agua) que sale por la parte inferior del contactor se regenera en un rehervidor de fuego directo a 380°F.



**Fig. N° 2.15** Torre contactora de trietilenglicol <sup>[20]</sup>

➤ **Enfriamiento del gas de entrada y Válvula J-T**

El gas deshidratado que sale del contactor de TEG se divide en cuatro corrientes que se enfrían hasta 64°F en cuatro intercambiadores de calor que operan en paralelo. Una corriente se enfría hasta 63°F mediante intercambio de calor en el intercambiador de gas caliente/gas de alta presión (Figura 2.16). Otra corriente se enfría hasta 64°F mediante intercambio de calor con líquido condensado en el calentador de condensado del separador de entrada al expansor de alta presión. La tercera corriente es enfriada hasta 55°F mediante intercambio de calor con líquido condensado en el calentador de condensado del separador de salida del expansor de alta presión. La cuarta corriente es enfriada hasta los 64°F proporcionando calor al rehervidor lateral de la torre desetanizadora.



**Fig. N° 2.16** Intercambiador gas caliente/gas de alta presión <sup>[20]</sup>

Las corrientes luego son combinadas y fluyen hacia el separador de entrada de la válvula Joule Thompson (J-T) de alta presión, donde el líquido condensado se separa del vapor. El vapor proveniente del separador de entrada pasa a través de la válvula J-T (Figura 2.17) de alta presión (expansión isoentálpica), donde la

presión se reduce hasta 850 psig y por consiguiente se produce una disminución de temperatura hasta 51 °F.

En este proceso se genera una condensación de líquidos, los cuales son llevados junto al separador de salida del expansor de alta presión. El vapor proveniente de dicho separador se dirige hacia la sección de deshidratación con tamices moleculares y el líquido es llevado hacia el sistema de estabilización.



**Fig. N° 2.17** Válvula JT de alta presión [20]

#### ➤ **Deshidratación con tamices moleculares**

El gas proveniente del separador de salida de la zona de alta presión, pasa a través de dos filtros/separadores de alta eficiencia (filtros/separadores de entrada del deshidratador) operando en paralelo, los cuales contienen una serie de elementos filtrantes mecánicos a fin de extraer partículas líquidas y sólidas de mayor diámetro. Posterior al filtrado, el gas se divide en dos corrientes paralelas que entran a los lechos de sílica gel.

En la parte inferior de los equipos se encuentran unas botas que retienen las partículas de líquido arrastradas, que posteriormente serán drenadas hacia el sistema de estabilización de condensado. Estos lechos se han incluido al proceso como protección para lechos del tamiz molecular, ya que extraen cualquier hidrocarburo parafínico contenido en el gas. Los tamices moleculares (Figura 2.18), constituyen la segunda etapa de deshidratación profunda, logrando un contenido de agua a menos de 0.1 partes por millón en volumen. El sistema consta de cuatro torres de adsorción; tres de ellas siempre están activas mientras la cuarta es regenerada. A efectos de regenerar cada lecho, se utilizan 11 MMSCFD (14.8 MMSCFD máximo) de gas residual seco, proveniente del depurador inter-etapas del compresor de gas residual que se calienta hasta 600 °F en un horno de fuego directo. A continuación el gas fluye hacia arriba a través del lecho, extrayendo el agua absorbida. El gas caliente que sale del lecho se enfría hasta 120 °F en el enfriador de gas de regeneración. El período de operación es de 24 horas, y luego se saca de servicio la torre siguiente para ser regenerada durante 8 horas.



**Fig. N° 2.18** Tamices moleculares <sup>[20]</sup>

➤ **Enfriamiento del gas de entrada y expansores – compresores**

El gas proveniente de los tamices fluye a través de dos filtros de polvillo localizados a la salida del deshidratador donde se extraen el polvo fino del tamiz molecular que haya sido arrastrado. Una vez deshidratado, el gas es enfriado a  $-27^{\circ}\text{F}$ , en tres intercambiadores de calor operando en paralelo. Una vez deshidratado, el gas es enfriado a  $-27^{\circ}\text{F}$  en tres intercambiadores de calor operando en paralelo (Figura 2.19). La primera corriente es enfriada a  $-16^{\circ}\text{F}$  mediante intercambio de calor con gas residual frío. La segunda corriente pasa por el precalentador de alimentación de alta presión de la torre desetanizadora enfriándose hasta  $-44^{\circ}\text{F}$  al intercambiar calor con líquidos condensados y la tercera se enfría hasta  $-58^{\circ}\text{F}$  en el precalentador de la alimentación de baja presión de la torre desetanizadora.



**Fig. N° 2.19** Intercambiador gas frío/gas de baja presión [20]

Las corrientes se combinan separándose el líquido condensado de la fase gas en el separador de entrada al expansor de baja, este condensado conforma la alimentación de alta de la torre desetanizadora. El vapor proveniente del separador entra a la segunda etapa de expansión isoentrópica al fluir a través de un expansor/compresor (Figura 2.20), donde es recuperada la máxima cantidad de

gas licuado al reducir la presión a 225 psig con una reducción de temperatura a – 105 °F. La energía extraída del expansor es aproximadamente 9.540 BHP y se utiliza para comprimir el gas residual. El líquido condensado se separa del vapor en el separador de salida del expansor. El cual es recomprimido para ser transportado al mercado interno y, los líquidos constituyen la alimentación de baja presión a la desetanizadora los cuales son calentados para ser enviados al plato N°5 de la torre desetanizadora.



**Fig. N° 2.20** Expansor/Precompresor [20]

### ➤ **Torre Desetanizadora**

La torre desetanizadora es una columna de destilación (Figura 2.21) que tiene como objetivo separar finalmente los productos más pesados del gas natural (LGN). Dicha torre contiene 28 platos y opera a 190 psig. La columna posee un rehervidor lateral y un rehervidor de fondo. El calor de reebullición para el rehervidor lateral lo proporciona el 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. El producto líquido de

fondo proveniente de la torre desetanizadora es bombeado a través del enfriador de aire de producto de fondo y combinado con el producto líquido de fondo de la torre estabilizadora.



Fig. N° 2.21 Torre Desetanizadora <sup>[20]</sup>

### ➤ **Compresión del gas natural**

El gas residual proveniente de la torre de destilación es comprimido por un compresor acoplado al eje del expansor, hasta una presión de 240 psig y luego es enfriado hasta 120 °F en el enfriador de descarga del expansor/compresor. Luego el gas residual es recomprimido hasta una presión de 1.030 psig, en dos compresores centrífugos (Figura 2.22) impulsados por turbinas a gas operando en paralelo.

Para cada compresor, se proporcionan depuradores de succión, enfriadores y separadores interetapas. Finalmente el gas residual de descarga se enfría hasta 121 °F en los enfriadores de descarga del compresor de gas residual antes de ser combinado con el gas residual proveniente del segundo tren.



**Fig. N° 2.22** Turbocompresor Centrífugo [20]

➤ **Estabilizador de condensados**

El sistema estabilizador de condensados (Figura 2.23) tiene como función extraer agua e hidrocarburos livianos de los líquidos condensados. Las alimentaciones a dicho sistema son: los líquidos provenientes de las instalaciones de entrada a la planta, las mezclas de vapor/líquido que vienen de los calentadores de condensado de los separadores de entrada y salida del expansor de alta presión, los filtros de carbón activado y sílica gel antes de los tamices moleculares, la corriente líquida proveniente del separador de descarga de tope del estabilizador, la mezcla de estas corrientes es conducida al tanque de alimentación del estabilizador.

Además de las alimentaciones anteriormente mencionadas, el tanque flash del sistema estabilizador recibe los hidrocarburos pesados provenientes de la Planta de Refrigeración San Joaquín (RSJ), la cual está localizada aproximadamente a 5 kilómetros al Noroeste de la ciudad de Anaco; específicamente dentro de la Planta Compresora San Joaquín Booster y fue diseñada como respaldo para la Planta de Extracción San Joaquín. El tanque flash

del sistema estabilizador de condensados (tanque de alimentación), opera a 69 °F y 410 PSIG, y es un separador de tres fases, donde el agua o glicol atrapados que fueron arrastrados desde el contactor de glicol se pueden extraer del sistema.

El vapor proveniente de este tanque se envía al depurador de succión del compresor superior del estabilizador, mientras que el líquido sedimenta a la parte superior de la columna del estabilizador. El estabilizador de condensado 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 de operación del estabilizador ayudarán a mantener la “parafina” disuelta en el condensado al mismo tiempo que rechazará cualquier agua que se encuentre en la alimentación al vapor superior, el cual 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.

Este sistema posee dos compresores superiores en el estabilizador para manejar un máximo de aproximadamente 14.9 MMSCFD. Un compresor estará en funcionamiento mientras que el otro estará de reserva. Un depósito cilíndrico de compensación con un tiempo normal de residencia de 30 minutos se proporciona a fin de recolectar los líquidos de los fondos del estabilizador.

Los líquidos son bombeados mediante las bombas fondo del estabilizador y luego son enfriados a 120 °F, antes de ser mezclados con el producto líquido de fondo proveniente de la torre desetanizadora; esta corriente combinada constituye el producto de LGN, transportado a través del poliducto hacia las instalaciones de la Planta de Fraccionamiento de Jose. Un sistema de aceite caliente, proporcionado para cada tren, se utiliza para calentar el rehervidor en el fondo del estabilizador. El aceite caliente proveniente del rehervidor se recibe en el tanque

de compensación de aceite caliente que tanque opera a 385 °F y 20 PSIG y tiene aproximadamente 5 minutos de tiempo de residencia. Se utiliza un colchón de gas.

El producto líquido de fondo proveniente de la torre desetanizadora se bombea y se combina con el producto líquido del fondo de la torre estabilizadora. Esta corriente combinada constituye el producto de LGN que se envía por poliducto hasta la Planta de Fraccionamiento de Jose.

En las Tablas 2.2 y 2.3 se muestran la composición del gas a venta y de los líquidos del gas natural (LGN) producidos en la Planta de Extracción San Joaquín<sup>[23]</sup>. En el apéndice A se muestra un resumen con las especificaciones del gas destinado a venta, de acuerdo a la Norma COVENIN 3568:2-2000.<sup>[20]</sup>

**Tabla 2.2** Composición del gas natural a venta

<b>COMPONENTE</b>	<b>% MOLAR</b>
<b>CO<sub>2</sub></b>	<b>8.16</b>
<b>Metano</b>	<b>83,63</b>
<b>Etano</b>	<b>7,89</b>
<b>Propano</b>	<b>0,28</b>
<b>I – Butano</b>	<b>0,02</b>
<b>N – Butano</b>	<b>0,02</b>
<b>H<sub>2</sub>S</b>	<b>8 – 10 ppm</b>
<b>H<sub>2</sub>O</b>	<b>0,1 ppm</b>

**Tabla 2.3** Composición de LGN producido

<b>COMPONENTE</b>	<b>% MOLAR</b>
<b>Etano</b>	<b>1,118</b>
<b>Propano</b>	<b>58,636</b>
<b>I – Butano</b>	<b>11,641</b>
<b>N – Butano</b>	<b>15,743</b>
<b>I – Pentano</b>	<b>4,697</b>
<b>N – Pentano</b>	<b>3,288</b>
<b>Hexanos</b>	<b>4,877</b>



**Fig. N° 2.23** Torre estabilizadora de condensado

## CAPÍTULO III

### MARCO METODOLÓGICO

#### 3.1 TIPO DE INVESTIGACIÓN

El objetivo de esta investigación fue analizar el comportamiento del sistema de estabilización de condensados de los trenes “A” y “B” de la Planta de Extracción San Joaquín, con relación al incremento de las corrientes de alimentación del sistema; las cuales principalmente provienen del separador de entrada y salida de la zona de alta presión de esta planta, y en particular estudiar el aumento de la corriente procedente de la Planta RSJ, como consecuencia de la puesta en marcha del proyecto de aumento de recobro de líquidos en la misma.

Por lo antes expuesto, y tomando en cuenta el nivel de conocimiento este estudio se ubica dentro de la categoría de Investigación Descriptiva, basándose en la utilización de criterios sistemáticos que comprenden la descripción, registro, análisis e interpretación, con el fin de establecer el comportamiento del sistema en estudio. Para llevar a cabo una investigación de tipo descriptiva, es necesario hacer uso de técnicas específicas para la recopilación de la información a utilizar, dentro de éstas se encuentran: la observación de campo, la revisión de documentos e informes relacionados con el tema a desarrollar, así como también la realización de entrevistas, ya sean formales o informales.

Según **Malhotra Naresk (1997)**, **“La Investigación Descriptiva tiene como objetivo principal delinear algo, generalmente las características de un entorno o su funcionamiento, es decir; describir sistemáticamente el comportamiento de una variable haciendo uso de la estadística descriptiva”** (p.90).

Es importante señalar que la investigación se apoyó en una investigación de campo, debido a que los datos recopilados fueron obtenidos en forma directa en el propio sitio de estudio.

**Sabino (1992)**, señala al respecto que los estudios de campo **“Son aquellos que tienen condiciones de recoger datos primarios directamente dentro de la realidad”**.

### **3.2 POBLACIÓN Y MUESTRA**

El presente trabajo se realizó en la empresa PDVSA GAS, Distrito Anaco; específicamente en las instalaciones de la Planta de Extracción San Joaquín. La población en estudio de este proyecto, estuvo conformada por el sistema de estabilización de condensados del tren de procesos “A” y por el sistema de estabilización del tren de procesos “B” de dicha planta.

La población esta definida por **Mirian Ballestrini (2002)**, como: **“Estadísticamente hablando, por población se entiende un conjunto finito o infinito de personas, casos o elementos que presentan características comunes”** (p. 137).

La muestra utilizada para el desarrollo de este trabajo, estuvo conformada por la misma población en estudio.

La muestra esta definida por **Mirian Ballestrini (2002)**, como: **“Es una parte de la población, es decir; un número de individuos u objetos seleccionados científicamente, cada uno de los cuales es un elemento del universo. La muestra es obtenida con el fin de investigar, a partir del conocimiento de sus características particulares”** (p. 141).

### 3.3 TÉCNICAS E INSTRUMENTOS DE RECOLECCIÓN DE DATOS

Las técnicas empleadas para la recolección de los datos necesarios para el desarrollo de este estudio fueron muy variadas, dentro de estas se incluyen la observación realizada directamente en el área objeto de estudio, la revisión documental del material relacionado con el tema y la interacción directa con el personal que trabaja en las instalaciones de planta.

Las técnicas antes mencionadas son explicadas brevemente a continuación:

**Observación Directa:** Se realizaron visitas de campo (Apéndice A), con la finalidad de percibir las condiciones reales del sistema estabilizador de condensados que corresponde a cada uno de los trenes de proceso, lo que permitió a su vez una mejor comprensión del área en estudio.

**Revisión Documental:** La técnica utilizada para recolectar la información es de tipo documental, debido a que los parámetros a evaluar se obtienen de varias fuentes, tales como: continuas revisiones bibliográficas por medio de consultas a manuales, informes técnicos y reportes operacionales de las variables involucradas; formando las bases primordiales para el desarrollo del trabajo.

**Entrevistas Informales:** Representa una técnica de gran utilidad, que permitió establecer un proceso de comunicación verbal recíproca con el personal que labora dentro de las instalaciones de la planta, lo que permitió la recolección de información adicional basada en la experiencia y conocimiento de dicho personal.

### 3.4 DESARROLLO DEL TRABAJO

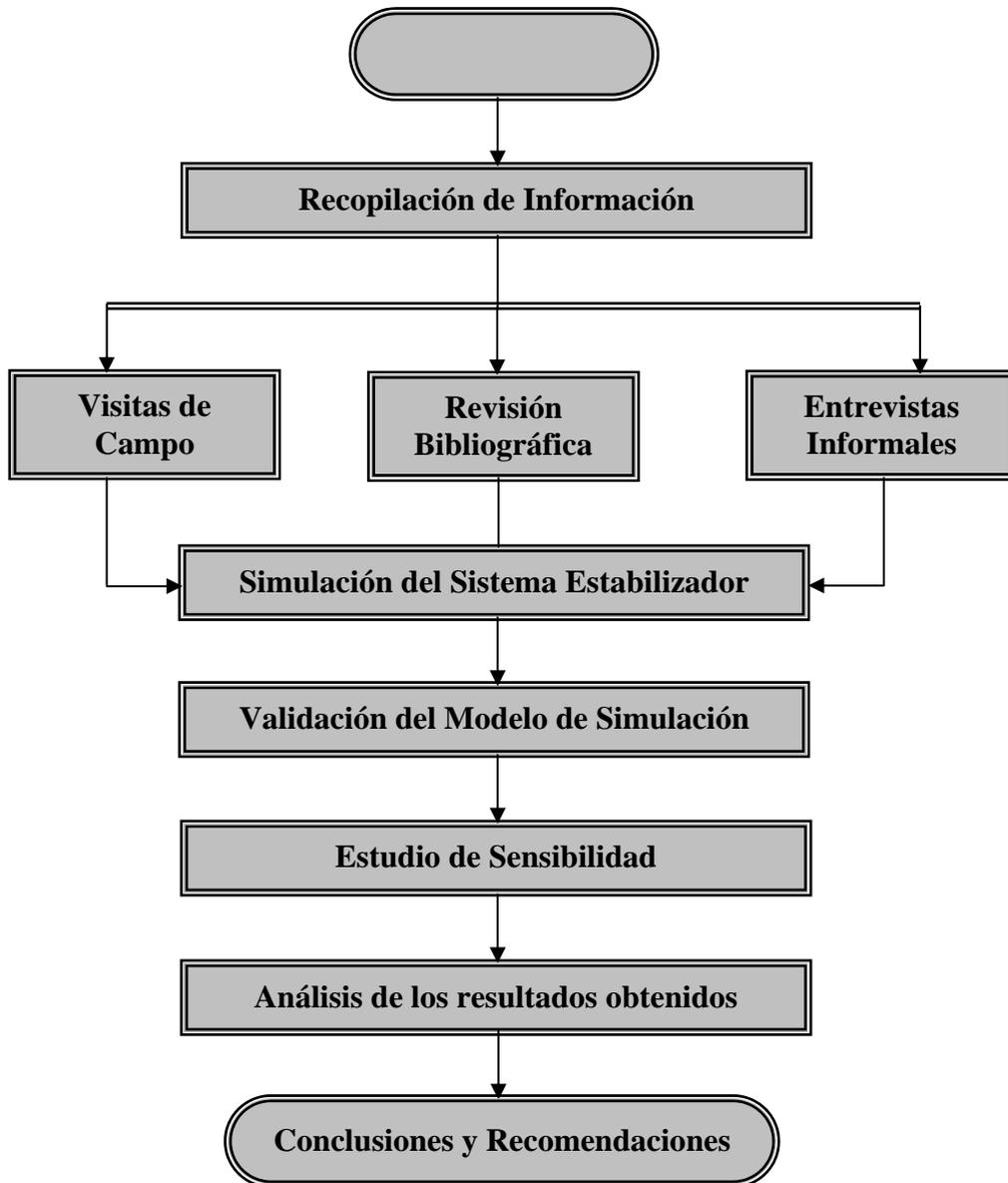


Fig. N° 3.1 Diagrama de Flujo del Proceso Metodológico

#### 3.4.1 Recopilación de Información

Esta es la primera etapa y la más importante dentro de una investigación, porque de ella depende la confiabilidad de la información procesada para el análisis e

influye de manera significativa en los resultados obtenidos. Esta etapa consistió en vistas de campo, entrevistas y recopilación de información referente al gas natural y a su procesamiento en las instalaciones de la Planta de Extracción San Joaquín, con la finalidad de conocer las condiciones normales de operación de los equipos, que intervienen en el proceso de extracción de líquidos del gas natural, haciendo énfasis en la recolección, análisis y estudio de toda la información referente al diseño y funcionamiento del sistema de estabilización de cada uno de los trenes de proceso de la planta.

Igualmente, para la elaboración del modelo de simulación del sistema estabilizador, fue necesario el adiestramiento y revisión de los manuales referentes al simulador de procesos HYSYS, versión 3.2 de Aspentech, hojas de especificaciones de los equipos a simular (data sheet) y las condiciones de operación de los mismos.

### **3.4.2 Realización del modelo de simulación del sistema de estabilización a condiciones de diseño.**

Para la elaboración del modelo de simulación se aplicó la siguiente metodología:

- a) Recopilación de la información teórica sobre el proceso de extracción de líquidos.
- b) Recopilación de la información necesaria para elaborar el modelo de simulación: data sheet de los equipos, características de las corrientes involucradas en el proceso, diagramas de flujo.
- c) Construcción del modelo de simulación del sistema estabilizador.
- d) Realización de la corrida del modelo y observar el reporte final generado de los resultados obtenidos.
- e) Verificación de los resultados obtenidos. En caso de obtener resultados erróneos, se debe proceder a la corrección de los mismos.

- f) Realizar otras corridas con la finalidad de confirmar que ya no existen errores en el modelo de simulación planteado.

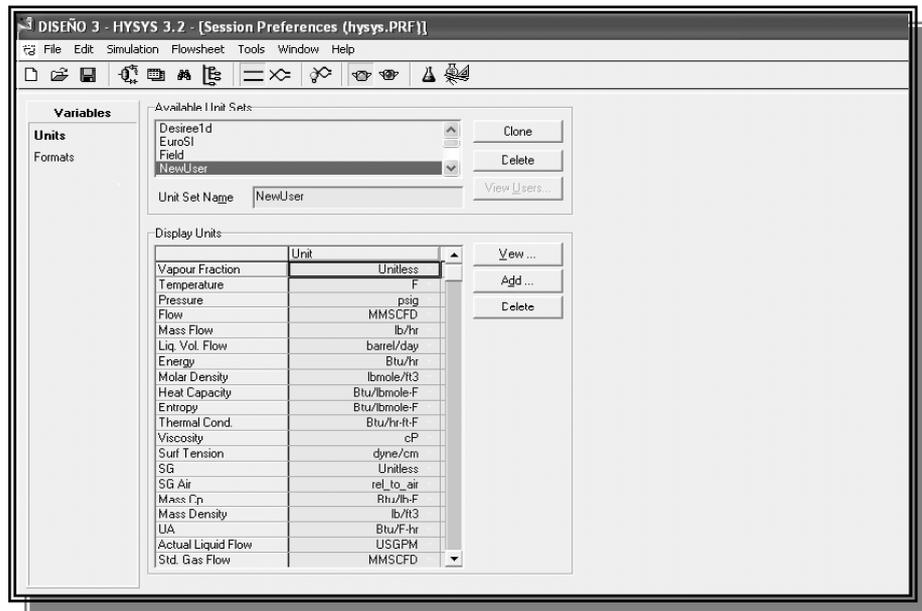
La simulación fue realizada con el simulador HYSYS, para ello se tomaron en cuenta las siguientes consideraciones:

- a) Los datos para la simulación de los equipos, fueron recopilados mediante las hojas de especificación de los equipos (data sheet) que intervienen en el sistema de estabilización de condensados.
- b) Se escogió la ecuación Peng Robinson, para el cálculo de las propiedades físicas y termodinámicas del sistema.
- c) En la simulación no se consideró la modalidad de recuperación de etano, ya que la Planta de Extracción San Joaquín actualmente se encuentra trabajando bajo la modalidad de rechazo de etano.
- d) Sólo se simuló el sistema de estabilización del tren “A”, ya que el tren “B” presenta un diseño idéntico.
- e) Cada equipo simulado esta identificado por su correspondiente código de identificación (TAG).

### **3.4.2.1 Definición del sistema de unidades**

El primer paso para la construcción de un nuevo caso de simulación es elegir el conjunto de unidades con el que se prefiere trabajar. HYSYS no permite modificar los tres conjuntos de unidades básicos (SI, EuroSI, Field) que trae incorporado, pero si posibilita generar a partir de ellos, un nuevo set que se ajuste a nuestras preferencias.

De acuerdo a las exigencias del sistema a modelar se definió trabajar la simulación con una combinación del Sistema de Unidades Inglés y del Sistema de Unidades Field, lo que permitió manejar las variables con las unidades empleadas en la Planta de Extracción San Joaquín (Figura 3.2).



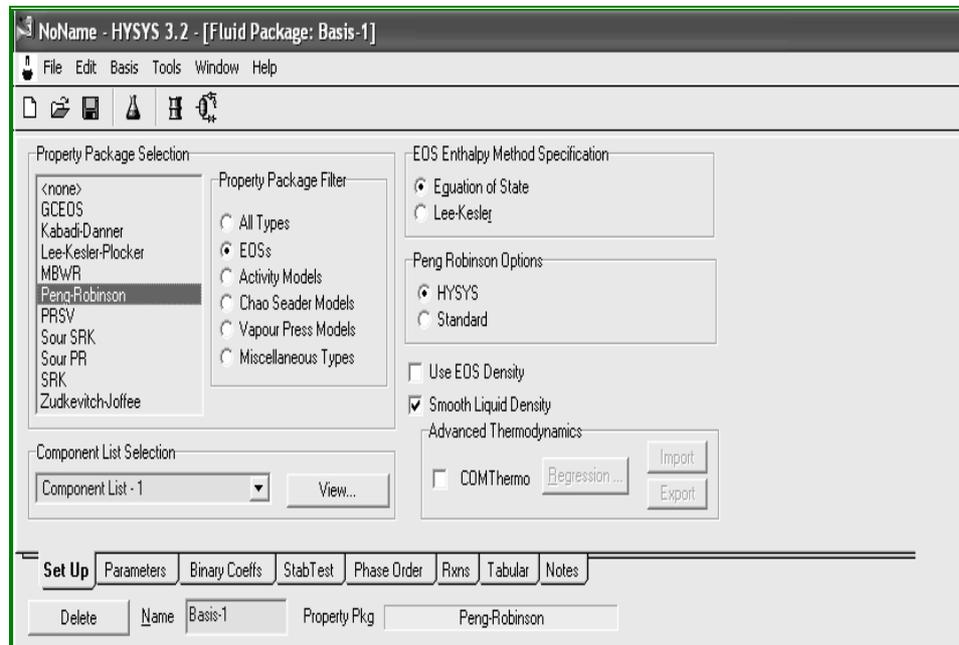
**Fig. N° 3.2** Sistema de Unidades en HYSYS.

### 3.4.2.2 Definición del método termodinámico

El próximo paso fue escoger la ecuación de estado, ya que en ella se fundamentan los modelos matemáticos, que constituyen las partes esenciales de un modelo de simulación. El diseño de torres requiere de la predicción del comportamiento en el equilibrio de una mezcla líquido – vapor, el cual depende principalmente de la naturaleza de las especies químicas que constituyen la mezcla y de las condiciones de operación de la unidad en estudio.

HYSYS propone en su base de datos una gran cantidad de ecuaciones de estado, para diferentes fluidos y condiciones. La ecuación utilizada fue Peng Robinson, seleccionada en función a las características de los componentes presentes, y de los rangos de temperatura y presión manejados en la planta. Además de ser sugerida para los procesos de simulación de plantas de extracción de líquidos del gas natural, por ser aplicable a componentes puros y mezcla de

multicomponentes en fase gaseosa y líquida. En la Figura 3.3 se observa la ventana para la selección de la ecuación de estado.

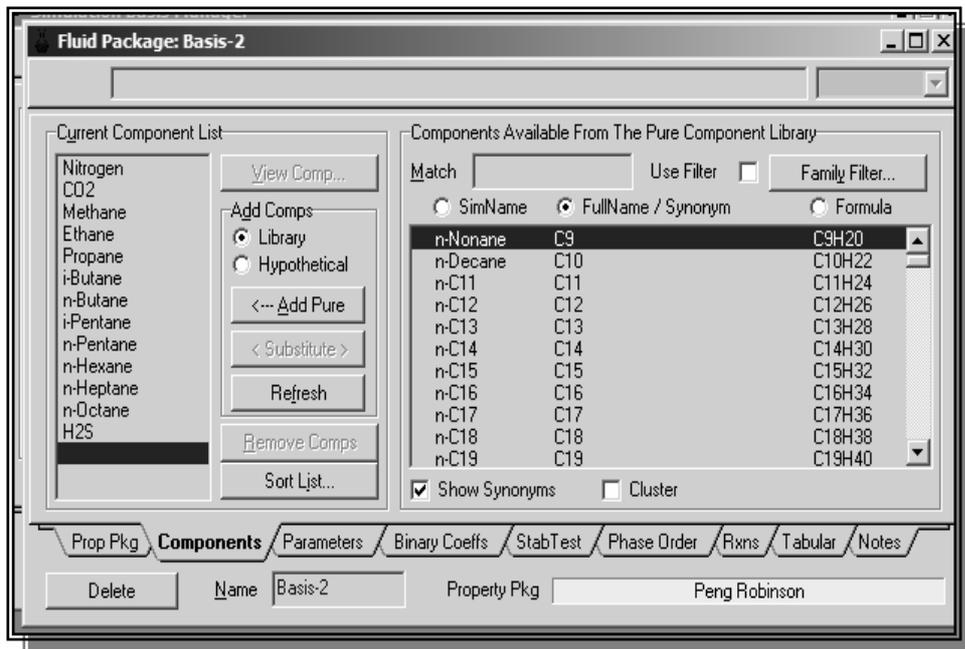


**Fig. N° 3.3** Ecuaciones de Estado en HYSYS.

### 3.4.2.3 Composición de las corrientes

El simulador de procesos HYSYS posee una extensa librería de componentes (considerándose alrededor de 800 componentes), dentro de los listados podemos mencionar: hidrocarburos, componentes inorgánicos, aminas, refrigerantes, ácidos halógenos, aldehidos, nitrilos, fenoles, entre otros.

Se definieron los componentes químicos, correspondientes a cada una de las corrientes involucradas en el sistema de estabilización, en la ventana Component List View (Figura 3.4). Todos los componentes se agregaron a una sola lista, ya que todos serán regidos por el mismo paquete termodinámico.



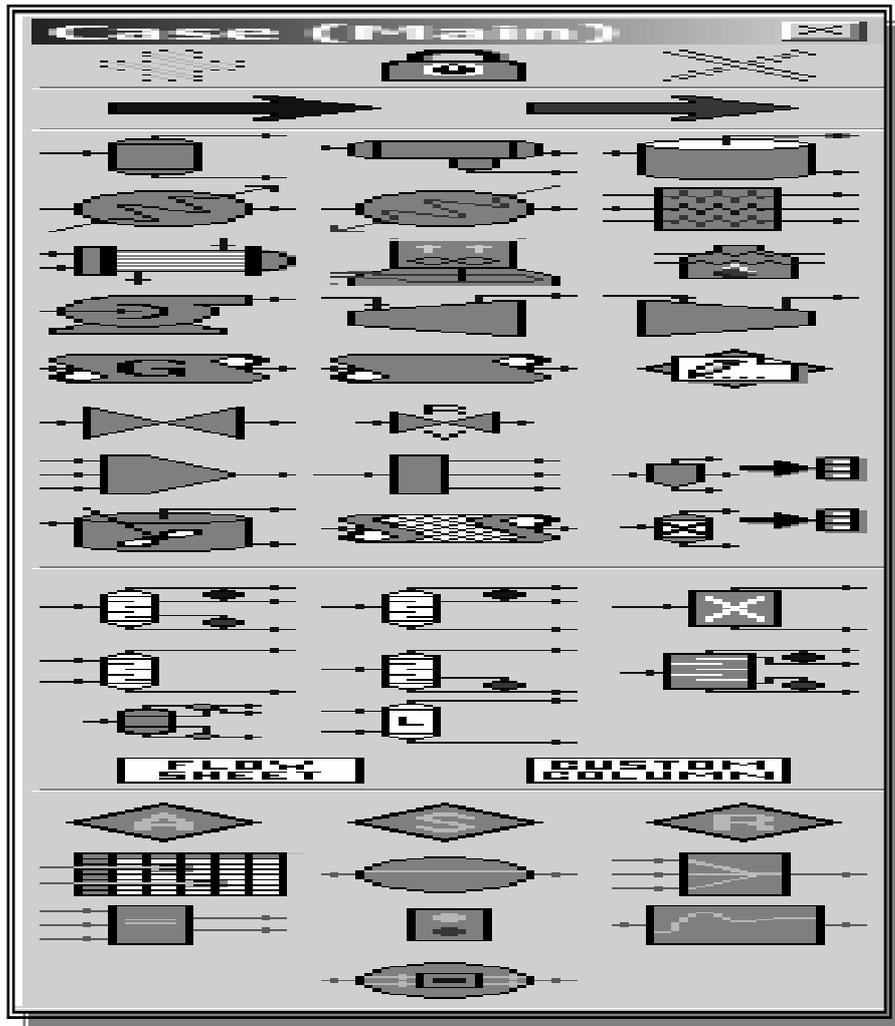
**Fig. N° 3.4** Selección de los Componentes

### 3.4.2.4 Construcción del diagrama del sistema estabilizador

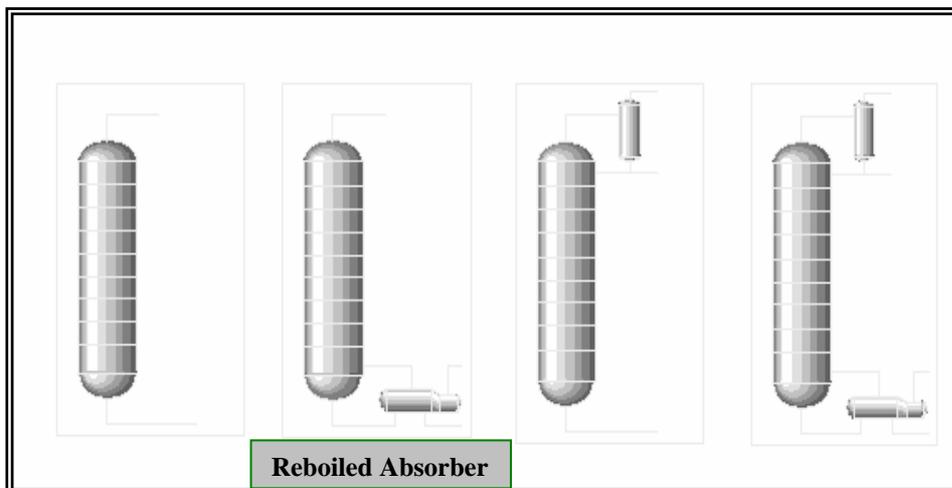
En el PFD del simulador se colocaron los equipos utilizados en la construcción del modelo de simulación, los cuales fueron seleccionados de la caja de herramientas (Figura 3.5), que cuenta con cuatro zonas. La primera contiene las corrientes de materia (color azul) y energía (color rojo). La segunda zona son las operaciones unitarias, segmentos de tuberías y otros, en la tercera se encuentran las columnas y en la última los controladores. Entre los equipos utilizados para la simulación del sistema estabilizador se tienen los siguientes: estabilizador de condensados, tanque flash de líquido de alimentación, tanque pulmón de fondo, rehervidor de fondo del estabilizador, depurador de succión del compresor de tope, entre otros; ubicando las respectivas corrientes de entrada y salida de cada uno de los equipos. La elección del tipo de columna a utilizar para simular la torre estabilizadora (D8.20404), se basó en los equipos que requiere la columna a simular. En el simulador de procesos HYSYS, los tipos básicos de columnas son:

- Absorber: Solo tiene la sección con etapas de equilibrio.
- Reboiled Absorber: Adicional a la sección con etapas de equilibrio, tiene un rehervidor en el fondo de la columna.
- Refluxed Absorber: Adicional a la sección con etapas de equilibrio, tiene un condensador en el tope de la columna.
- Distillation: Tiene la sección con etapas de equilibrio, rehervidor de fondo y condensador de tope.

Para la construcción del modelo de simulación del sistema estabilizador de la planta, se seleccionó la columna Reboiled Absorber (Figura 3.6).



**Fig. N° 3.5** Caja de herramientas de equipos



**Fig. N° 3.6** Tipos Básicos de Columnas en HYSYS

Para la realización del modelo de simulación a condiciones de diseño, se especificaron los equipos con sus correspondientes códigos de identificación (TAG), los cuales se muestran en la Tabla 3.1, de igual forma se especifica la identificación de las válvulas y de los mezcladores en las Tablas 3.2 y 3.3 respectivamente.

**Tabla 3.1** Equipos del Sistema de Estabilización de Condensados

<b>TAG</b>	<b>EQUIPO</b>
<b>D8.10302</b>	<b>Contactador de Trietilenglicol de Alta Temperatura</b>
<b>D2.10301</b>	<b>Intercambiador de gas frío/ gas de baja presión</b>
<b>D8.10305</b>	<b>Separador de entrada de la válvula J-T de alta presión</b>
<b>D8.10306</b>	<b>Separador de salida de la válvula J-T de alta presión</b>
<b>D2.10328</b>	<b>Calentador de condensados del sep. de entrada de la J-T</b>
<b>D2.10329</b>	<b>Calentador de condensados del sep. de salida de la J-T</b>
<b>D8.10403</b>	<b>Tanque Flash de Líquido de Alimentación</b>
<b>D8.10404</b>	<b>Estabilizador de Condensados</b>

**Continuación Tabla 3.1** Equipos del Sistema de Estabilización de Condensados

<b>D8.10405</b>	<b>Tanque Pulmón de Fondo del Estabilizador</b>
<b>D3.10406</b>	<b>Bomba de Fondo del Estabilizador</b>
<b>D2.10404</b>	<b>Enfriador de Productos del Estabilizador</b>
<b>D8.10406</b>	<b>Depurador de Succión del Compresor de Tope</b>
<b>D4.10401</b>	<b>Compresor de Tope de la Torre Estabilizadora</b>
<b>D2.10405</b>	<b>Post – enfriador del Compresor de Tope</b>
<b>D8.10407</b>	<b>Depurador de Succión del Compresor de Tope</b>

**Tabla 3.2** Mezcladores utilizados en la simulación del Sistema Estabilizador de Condensados

<b>TAG</b>	<b>EQUIPO: MEZCLADOR</b>
<b>MIX - 100</b>	<b>Entrada de las corrientes: 24 y 83.A</b>
<b>MIX - 101</b>	<b>Entrada de las corrientes: 29, 26, 27 y 28</b>
<b>MIX - 102</b>	<b>Entrada de las corrientes: 32, 35 y RSJ</b>
<b>MIX - 103</b>	<b>Entrada de las corrientes: 76 y 72</b>

**Tabla 3.3** Válvulas utilizadas en la simulación del Sistema Estabilizador de Condensados

<b>TAG</b>	<b>EQUIPO: VÁLVULA</b>
<b>VLV - 100</b>	<b>Corriente entrante: 24.A ; Corriente saliente: 24.B</b>
<b>VLV – 101</b>	<b>Corriente entrante: 25.1 ; Corriente saliente: 25.1<sup>a</sup></b>
<b>VLV - 102</b>	<b>Corriente entrante: 25.2 ; Corriente saliente: 25.2<sup>a</sup></b>
<b>VLV - 103</b>	<b>Corriente entrante: 25.4 ; Corriente saliente: 25.4A</b>

**Continuación Tabla 3.3** Válvulas utilizadas en la simulación del Sistema  
Estabilizador de Condensados

<b>VLV - 104</b>	<b>Corriente entrante: 30 ; Corriente saliente: 30.A</b>
<b>VLV - 105</b>	<b>Corriente entrante: 31.A ; Corriente saliente: 32</b>
<b>VLV - 106</b>	<b>Corriente entrante: 25.3 ; Corriente saliente: 25.3<sup>a</sup></b>
<b>VLV - 107</b>	<b>Corriente entrante: 34.A ; Corriente saliente: 35</b>

El diagrama de simulación creado, se basó en el diagrama de flujo del proceso de estabilización de la Planta de Extracción San Joaquín, empleando datos de diseño del tren “A”. Los parámetros dados a los equipos que conforman el sistema de estabilización simulado están especificados en la Tabla 3.4.

**Tabla 3.4** Parámetros dados al simulador referente a los equipos que conforman el sistema de estabilización de condensados.

<b>EQUIPOS</b>	<b>CARACTERÍSTICAS</b>
<b>Tanque de Estabilización (D8. 10403)</b>	<b>Tipo: Separador de tres fases Geometría: Cilindro Horizontal <math>\Delta P</math>: 0 Kpa</b>
<b>Separador de Estabilización (D8.10407)</b>	<b>Geometría: Cilindro horizontal <math>\Delta P</math>: 0 KPa</b>
<b>Torre de Estabilización (D8.10404)</b>	<b>Número de etapas teóricas: 21 etapas Presión en el condensador: 2.756 KPa Presión en el rehervidor: 2.783 KPa <math>\Delta P</math> en el condensador: 0 KPa <math>\Delta P</math> en el rehervidor: 0 psig Entrada de corrientes: 70 en el plato 1 Eficiencia de las etapas: 100%</b>

**Continuación Tabla 3.4** Parámetros dados al simulador referente a los equipos que conforman el sistema de estabilización de condensados.

<b>Separador de Estabilización (D8.10406)</b>	<b>Geometría: Cilindro Horizontal</b> <b><math>\Delta P</math>: 0 Kpa</b>
<b>Enfriador de salida del compresor de tope del estabilizador (D2.10405)</b>	<b><math>\Delta P</math> de la corriente del proceso: 34,47 Kpa</b> <b>Temperatura de entrada del aire: 77 °F</b> <b>Temperatura de salida: 78,69 °F</b>
<b>Compresor de Estabilización (D4.10401)</b>	<b>Tipo: Centrifugo</b> <b>Eficiencia adiabática: 75%</b> <b>Eficiencia politrópica: 77,143%</b>
<b>Tanque Pulmón (D8.10405)</b>	<b>Tipo: Tanque</b> <b><math>\Delta P</math>: 0 Kpa</b> <b>Nivel de Líquido: 50%</b>
<b>Enfriador de Productos del Estabilizador (D2.10404)</b>	<b><math>\Delta P</math> de la corriente del proceso: 34,47 Kpa</b> <b>Temperatura de entrada del aire: 77 °F</b> <b>Temperatura de salida: 87,57 °F</b>

En la validación a condiciones de diseño se utilizaron las condiciones y composiciones del gas de alimentación mostradas en las tablas 3.5 y 3.6. La composición molar y los parámetros establecidos, para las corrientes de alimentación del sistema estabilizador procedentes de la Planta de refrigeración san Joaquín (Corriente RSJ), del separador de entrada de la válvula Joule Thompson de alta presión (Corriente 31) y del separador de salida de la válvula Joule Thompson de alta presión (Corriente 34); se presentan en la Tabla 3.5 y 3.6 respectivamente.

**Tabla 3.5** Composición de diseño del gas de alimentación de la planta SJE

<b>COMPONENTE</b>	<b>COMPOSICIÓN MOLAR (%MOL)</b>
<b>N2</b>	<b>0,226</b>
<b>CO2</b>	<b>8,476</b>
<b>Metano</b>	<b>75,052</b>
<b>Etano</b>	<b>8,528</b>
<b>Propano</b>	<b>4,667</b>
<b>i – Butano</b>	<b>0,942</b>
<b>Butano</b>	<b>1,133</b>
<b>Pentano</b>	<b>0,357</b>
<b>I – Pentano</b>	<b>0,278</b>
<b>Hexano</b>	<b>0,197</b>
<b>Heptano</b>	<b>0,144</b>
<b>Total</b>	<b>100</b>

**Tabla 3.6** Condiciones de diseño del gas de alimentación a la planta SJE

<b>Gas de Alimentación (MMSCFD)</b>	<b>500</b>
<b>Temperatura (°F)</b>	<b>111,5</b>
<b>Presión (Psia)</b>	<b>1.005</b>

**Tabla 3.7** Composición Molar de las Corrientes de Alimentación

COMPONENTE	COMPOSICIÓN MOLAR		
	CORRIENTE RSJ (Kgmol/h)	CORRIENTE 31 (%Mol)	CORRIENTE 34 (%Mol)
N2	0,0188	0,0372	0,0283
CO2	7,8666	6,3012	5,8422
Metano	21,8827	29,2309	24,7758
Etano	10,989	11,3658	11,4180
Propano	17,463	14,8939	16,7310
I - Butano	7,6103	5,5208	6,5887
Butano	11,0878	8,4770	10,2522
Pentano	7,3922	4,7900	5,8291
I - Pentano	6,9184	4,5304	5,4449
Hexano	12,3608	6,4248	6,6943
Heptano	15,171	8,4241	6,3938
Octano	8,6899	0,0038	0,0018
Nonano	1,1912	0,0002	0,0001
Decano	0,0034	0,0000	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0000

**Tabla 3.8** Parámetros de las Corrientes de Alimentación.

PARÁMETROS	CORRIENTE RSJ	CORRIENTE 31	CORRIENTE 34
Temperatura (°F)	120	63,03	49,85
Presión (Psia)	1.246	979,8	774,7

El sistema estabilizador cuenta con dos equipos principales, el primero de ellos es el tanque de estabilización (D8.10403), este es un separador trifásico donde se logra la separación de los hidrocarburos líquidos (corriente 70), hidrocarburos livianos (corriente 76) y otra corriente de agua. La corriente 70 entra a la torre de estabilización (D8.10404) con el fin de lograr una separación más efectiva de los hidrocarburos. La torre estabilizadora está conformada por 21 bandejas, la cual consta en la sección superior de 9 bandejas de válvulas de un solo paso con un diámetro interno de 60" y las 12 restantes, son válvulas de dos pasos con un diámetro de 72" ubicadas en la sección inferior. Además la torre estabilizadora cuenta con un rehervidor de fondo, el cual se simuló unido a ella. La corriente gaseosa 72 obtenida en la torre se combina con el gas proveniente del tanque de estabilización para separar el condensado que pudo formarse por la combinación de temperaturas en el separador D8.10406. Luego la fase gaseosa separada (corriente 78) pasa por el compresor de tope de la torre estabilizadora (D4.10401), para aumentar la presión a 915 psi. Posteriormente pasa a través de un enfriador de aire (D2.10405) para disminuir la temperatura del gas a 120 °F. Seguidamente es dirigido hacia el depurador de descarga (D8.10407) del compresor de tope de la torre estabilizadora antes de ser recirculado al proceso. El depurador de descarga extrae toda el agua condensada del gas y vacía el agua bajo control de nivel hacia el sistema de drenaje abierto.

Por el fondo de la torre de estabilización se forman los líquidos (LGN), que se envían por bombas a un sistema de enfriamiento para combinarse con el LGN de la torre desetanizadora, para finalmente enviarse a la Planta de Fraccionamiento Jose, a través de 113 kilómetros de poliducto. El modelo de simulación del sistema de estabilización de la planta realizado en el simulador HYSYS, puede observarse en la Figura 3.7.

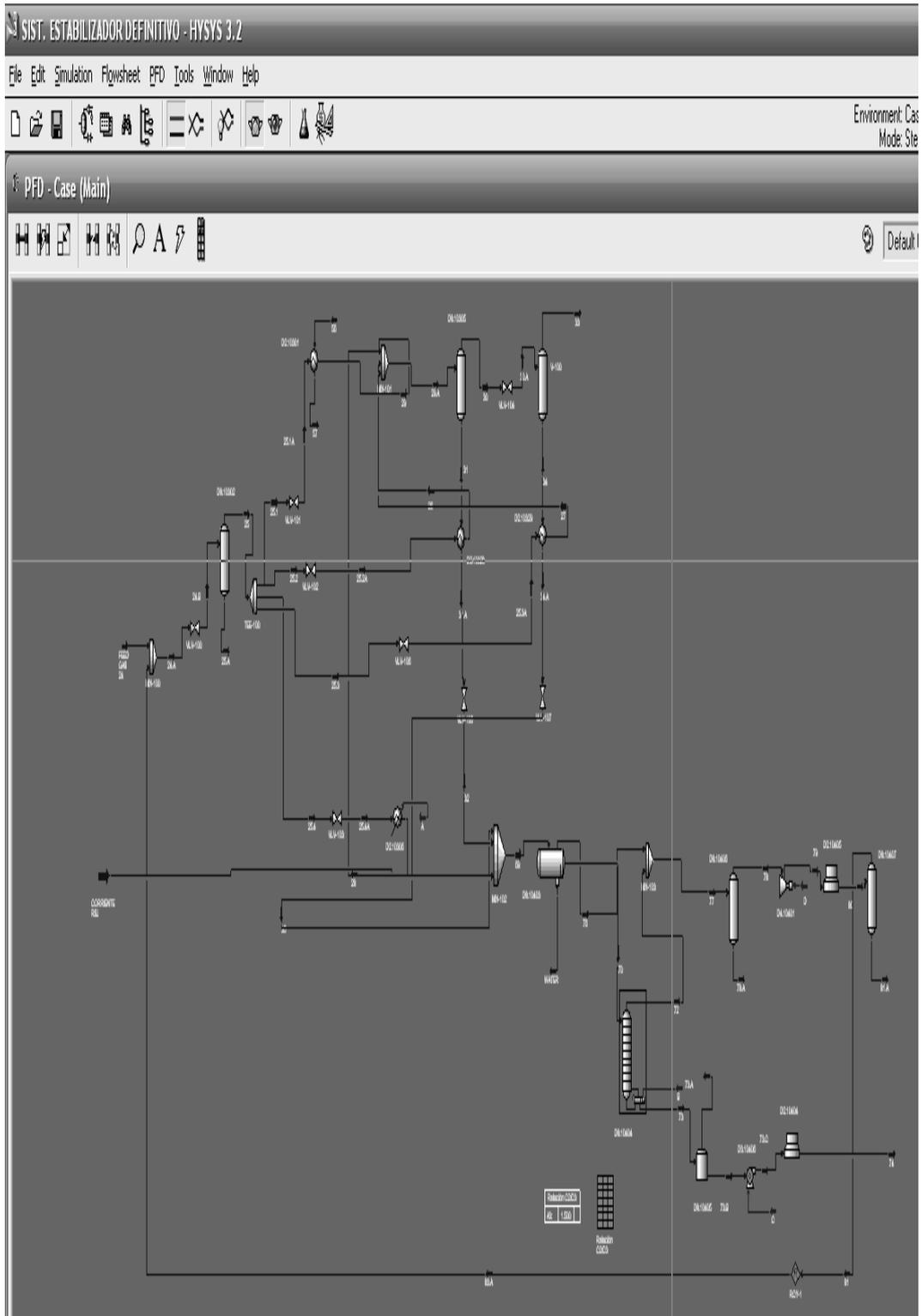


Fig. N° 3.7 Modelo de simulación del sistema de estabilización de la planta

### 3.4.2.5 Corrida de la simulación

En la fase final de toda simulación se procede a realizar la corrida, para así obtener resultados en cuanto a los cálculos de las propiedades físicas y termodinámicas de las corrientes de salida del sistema en estudio. En la Figura 3.8 se muestra uno de los reportes de resultados generados por el simulador

		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
12	Std. Ideal Liq. Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	28.74	25.48	32.58
13	Act. Liq. Flow (USGPM)	465.9	---	465.9
14	Z Factor	---	0.8893	5.859e-002
15	Wilson K	15.02	15.87	14.34
16	User Property	---	---	---
17	Cp/(Cp - R)	1.136	1.218	1.083
18	Cp/Cv	1.134	1.377	1.083
19	Heat of Vap. (Btu/lbmole)	8790	8790	8790
20	Kinematic Viscosity (cSt)	---	0.4898	0.2876
21	Liq. Mass Density (Std. Cond) (lb/ft <sup>3</sup> )	22.67	---	33.30
22	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (barrel/day)	4.859e+004	---	1.723e+004
23	Liquid Fraction	0.3741	0.0000	1.000
24	Molar Volume (ft <sup>3</sup> /lbmole)	12.89	19.82	1.306
25	Mass Heat of Vap. (Btu/lb)	260.9	---	---
26	Phase Fraction [Molar Basis]	0.6259	0.6259	0.3741
27	Surface Tension (dyne/cm)	11.61	---	11.61
28	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	---	1.343e-002	6.141e-002
29	Viscosity (cP)	---	1.021e-002	0.1654
30	Cv (Semi-Ideal) (Btu/lbmole-F)	14.62	9.091	23.88
31	Mass Cv (Semi-Ideal) (Btu/lb-F)	0.4341	0.3524	0.5093
32	Cv (Btu/lbmole-F)	14.65	8.044	23.88
33	Mass Cv (Btu/lb-F)	0.4348	0.3118	0.5093
34	Cv (Ent. Method) (Btu/lbmole-F)	26.51	8.043	---
35	Mass Cv (Ent. Method) (Btu/lb-F)	0.7871	0.3118	---
36	Cp/Cv (Ent. Method)	0.6264	1.377	---
37	Reid VP at 37.8 C (psia)	---	---	2.699715e+02
38	Reid VP at 37.8 C (psia)	4.24245e+02	---	4.52005e+02

Fig. N° 3.8 Reporte final de resultados

### **3.4.3 Validación del modelo de simulación**

Una vez realizado el modelo de simulación del sistema de estabilización a condiciones de diseño, se examinaron las variables de cada corriente y se verificaron las especificaciones de los equipos involucrados, con la finalidad de validar este modelo. La validación consistió en utilizar las condiciones de diseño de los equipos para reproducir el comportamiento del sistema en estudio, utilizando un porcentaje de desviación entre el valor de diseño y el simulado inferior al 5 por ciento, éste es el resultado de criterios de ingeniería empleados en la Gerencia Técnica de Procesamiento en PDVSA GAS.

### **3.4.4 Elaboración de las propuestas**

Realizada la validación del modelo de simulación a condiciones de diseño, se procedió al estudio de los diversos casos planteados, los cuales incluyen variaciones en el flujo de las corrientes de alimentación del sistema estabilizador, principalmente el incremento de la corriente de condensado procedente de la planta RSJ, con la finalidad de realizar la evaluación de los equipos que integran este sistema; para identificar su capacidad.

### **3.4.5 Cálculos efectuados para la verificación de resultados**

#### **3.4.5.1 Cálculo de la Relación Etano – Propano ( $C_2/C_3$ )**

Esta relación es un parámetro que se utiliza como indicador del control de calidad, de los condensados en el fondo de las torres de destilación.

$$C_2 / C_3 = \frac{\text{FlujoMolarde}C_2}{\text{FlujoMolarde}C_3} \qquad \text{Ec. N}^\circ \text{ 3.1}$$

Donde:

$C_2/C_3$  = Relación existente entre el componente etano y el propano en el fondo de la torre de estabilización.

Flujo Molar de  $C_2$ : Flujo Molar del etano en el fondo de la torre estabilizadora.

Flujo Molar de  $C_3$ : Flujo Molar del propano en el fondo de la torre estabilizadora.

### **3.4.5.2 Cálculo del porcentaje de desviación para las variables utilizadas en la simulación.**

$$\% \text{Desviación} = \left( \frac{X_1 - X_2}{X_1} \right) * 100 \quad \text{Ec. N}^\circ \text{ 3.2}$$

donde:

%Desviación: Porcentaje de desviación

$X_1$ : Valor simulado

$X_2$ : Valor real.

### **3.4.6 Análisis de la información obtenida**

De la información obtenida y su subsecuente tabulación, se puede obtener información respecto a los efectos ocasionados por el aumento de flujo al sistema de estabilización de condensados, con la finalidad de estimar la desviación existente entre las condiciones de funcionamiento recomendadas según el diseño del sistema y las condiciones resultantes de la simulación. El análisis de estos resultados nos conlleva a establecer los criterios más apropiados para realizar la selección de las condiciones óptimas de operación de las variables involucradas en el sistema estabilizador.

## **CAPÍTULO IV**

### **DISCUSIÓN DE RESULTADOS**

En este capítulo se presentarán y analizarán los resultados obtenidos del estudio de sensibilidad realizado al sistema de estabilización de condensados de la Planta de Extracción San Joaquín, basado en crear diferentes escenarios de operación a partir del incremento de los líquidos que alimentan a este sistema: separador de entrada y separador de salida de la Válvula J-T (Joule Thompson) de alta presión y principalmente los líquidos procedentes de la Planta RSJ (Refrigeración San Joaquín).

#### **4.1 VALIDACIÓN DEL MODELO DE SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE ESTABILIZACIÓN A CONDICIONES DE DISEÑO**

La simulación a condiciones de diseño del sistema estabilizador de los trenes “A” y “B” de la Planta de Extracción San Joaquín, se llevó a cabo mediante el simulador de procesos HYSYS, tal y como se explicó en el capítulo anterior. El modelo de simulación a condiciones de diseño se considera validado, ya que los valores obtenidos por el simulador y los determinados por las condiciones de diseño (tomados del manual de diseño de la planta), arrojaron un porcentaje de desviación inferior al 5 por ciento.

En la Tabla 4.1 se muestran los resultados obtenidos de la simulación y los considerados de las condiciones de diseño, con sus respectivos porcentajes de desviación.

**Tabla 4.1** Valores de diseño y simulados a condiciones de diseño

<b>VARIABLE</b>	<b>VALOR DEL SIMULADOR</b>	<b>VALOR DE DISEÑO</b>	<b>PORCENTAJE DE DESVIACIÓN</b>
<b>Temperatura de entrada a la válvula J-T (°F)</b>	<b>63,03</b>	<b>64</b>	<b>-1,52</b>
<b>Temperatura de salida de la válvula J-T (°F)</b>	<b>49,85</b>	<b>51</b>	<b>-2,30</b>
<b>Temperatura de entrada al tanque flash del estabilizador (°F)</b>	<b>72</b>	<b>69</b>	<b>4,19</b>
<b>Temperatura de entrada a la torre estabilizadora (°F)</b>	<b>72</b>	<b>69</b>	<b>4,19</b>
<b>Relación C2/C3 de la estabilizadora (%)</b>	<b>1,047</b>	<b>1,5</b>	<b>-0,0432</b>

En las Tablas 4.2 y 4.3 respectivamente, se mostró la comparación de los calores (Duty) y potencia de diseño de los equipos que intervienen en la simulación del sistema estabilizador de condensados, con sus correspondientes valores tanto para las condiciones de diseño como para los reportados mediante el simulador; se puede observar que el porcentaje de desviación para los calores a condiciones de diseño fueron bajos (menores a 1%). La mayor diferencia se mostró en el D2.10405, equipo asociado a la zona de estabilización, reflejándose un valor de diseño aproximadamente dos veces mayor al reportado por la simulación a condiciones de diseño, esto se debe a que la filosofía de operación

original de la Planta de Extracción San Joaquín (800 MMPCND) contemplaba el uso de un turbo expansor en la zona de alta presión, filosofía que cambio cuando se aumento la capacidad de extracción (1.000 MMPCND) disminuyendo de esta manera los hidrocarburos condensables en la zona de alta presión.

**Tabla 4.2** Calores de los equipos simulados

<b>TAG</b>	<b>EQUIPO</b>	<b>DUTY DE DISEÑO (MMBtu/hr)</b>	<b>DUTY DEL SIMULADOR (MMBtu/hr)</b>
D2.10301	Intercambiador de calor gas/gas de alta presión	28,50	28,7
D2.10328	Intercambiador del separador de entrada de la válvula J-T	0,22	0,21
D2.10329	Intercambiador del separador de salida de la válvula J-T	0,57	0,57
D2.10405	Enfriador del compresor de tope de la estabilizadora	2,03	0,83
D2.10306	Rehervidor lateral de la torre desetanizadora	6,0	6

**Tabla 4.3** Potencia del equipo rotativo

<b>TAG</b>	<b>EQUIPO</b>	<b>VALOR DE DISEÑO (HP)</b>	<b>VALOR DE SIMULACIÓN (HP)</b>
D4.10401	Compresor de Tope de la Estabilizadora	700	250

## 4.2 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Las sensibilidades realizadas tuvieron como objetivo cuantificar los cambios en el sistema de estabilización de ambos trenes de la planta de Extracción San Joaquín (SJE), como consecuencia del incremento de las corrientes de alimentación de dicho sistema; conformadas principalmente por las corrientes de condensados 32 y 35, que se derivan del gas de alimentación de ésta planta; además de la corriente procedente de la planta de Refrigeración San Joaquín (RSJ). En la tabla N° 4.4 se muestran los valores de GPM (riqueza del gas natural) en la corriente de gas de alimentación empleados para las sensibilidades, los mismos se obtuvieron de diferentes muestras de gas tomadas en la Planta de Extracción San Joaquín por un periodo de un mes, a las cuales se les hizo el estudio cromatográfico correspondiente.

**Tabla 4.4** Riqueza del gas natural en la alimentación de la planta

COMPONENTES	CROMATOGRAFÍA DE GAS DE ENTRADA A PLANTA SJE		
	2,02	2,16	2,39
N2	0,00141	0,01134	0,00163
CO2	0,07507	0,07419	0,06144
C1	0,78114	0,76635	0,78538
C2	0,0755	0,07672	0,07258
C3	0,03995	0,04191	0,04522
IC4	0,00849	0,00916	0,01061
NC4	0,01037	0,01129	0,01279
IC5	0,00308	0,00346	0,00422
NC5	0,00221	0,00244	0,00298
C6	0,00154	0,0017	0,0019
C7	0,00083	0,00095	0,00086
C8	0,00037	0,00045	0,00036
C9	0,00004	0,00004	0,00003
<b>Total</b>	<b>1,00</b>	<b>1,00</b>	<b>1,00</b>

Las características de las corrientes de condensados procedentes de RSJ que serán enviadas a las torres estabilizadoras de SJE, así como las tasas de líquidos (4.976 BPD, 6220 BPD y 7.146 BPD) empleadas en el análisis de sensibilidad fueron obtenidas de la fase de visualización del estudio denominado “Aumento de Recobro de Líquidos de RSJ”; realizado por la Gerencia de Procesamiento de Gas.

#### 4.2.1 Sensibilidad para la corriente de RSJ con una tasa de 4.976 BPD

Para el primer caso de sensibilidad se planteó la corriente de RSJ con una tasa de líquidos producidos igual a 4.976 barriles por día, los valores empleados para dicha corriente se muestran en la Tabla 4.5; mientras que la riqueza del gas natural en la alimentación a la planta varió de 2,02 a 2,39 (Tabla 4.4).

**Tabla 4.5** Corriente de RSJ (4.976 BPD)

<b>Corriente Planta Refrigeración San Joaquín</b>	
<b>Q líquidos producido (BPD)</b>	<b>4.976</b>
<b>N2</b>	<b>2,00E-04</b>
<b>CO2</b>	<b>0,06386</b>
<b>C1</b>	<b>0,23518</b>
<b>C2</b>	<b>0,04798</b>
<b>C3</b>	<b>0,07574</b>
<b>IC4</b>	<b>0,04655</b>
<b>NC4</b>	<b>0,06697</b>
<b>IC5</b>	<b>0,05045</b>
<b>NC5</b>	<b>0,04858</b>
<b>NC6</b>	<b>0,1271</b>
<b>NC7</b>	<b>0,14147</b>
<b>NC8</b>	<b>0,084472</b>
<b>NC9</b>	<b>0,01106</b>
<b>NC10+</b>	<b>8,00E-05</b>

En la Tabla 4.6, se observa el efecto ocasionado por el incremento de las corrientes de alimentación del sistema estabilizador, para las condiciones ya planteadas.

**Tabla 4.6** Sensibilidad a 4.976 BPD procedentes de RSJ

	<b>RIQUEZA DEL GAS NATURAL</b>		
	<b>2,02</b>	<b>2,16</b>	<b>2,39</b>
<b>Calor del D2.10301(MMBTU/hr)</b>	<b>28.48</b>	<b>29.18</b>	<b>29.57</b>
<b>Calor de D2.10328 (MMBTU/hr)</b>	<b>0,1457</b>	<b>0,1471</b>	<b>0,1481</b>
<b>Calor del D2.10329 (MMBTU/hr)</b>	<b>0,5616</b>	<b>0,5759</b>	<b>0,5849</b>
<b>Calor del D2.10405 (MMBTU/hr)</b>	<b>0,7100</b>	<b>0,8236</b>	<b>0,9065</b>
<b>Calor del D2.10306 (MMBTU/hr)</b>	<b>6,030</b>	<b>6,179</b>	<b>6,259</b>
<b>Potencia del D4.10401 (HP)</b>	<b>182.5</b>	<b>229</b>	<b>263,1</b>

#### **4.2.2 Sensibilidad para la corriente de RSJ con una tasa de 6.220 BPD**

Se incrementó la corriente de condensados de la planta RSJ a una tasa equivalente a 6.220 barriles por día; la composición para esta corriente se presenta en la Tabla 4.7. Igual que en el caso anterior la riqueza del gas natural a la entrada de la Planta de Extracción San Joaquín varió de 2,02 a 2,39 (Tabla 4.4). Los efectos ocasionados por estas corrientes en el sistema estabilizador se muestran en la Tabla 4.8.

**Tabla 4.7** Corriente de RSJ (6.220 BPD)

<b>Corriente Planta Refrigeración San Joaquín</b>	
<b>Q líquidos producido (BPD)</b>	<b>6.220</b>
<b>N2</b>	<b>0,00017</b>
<b>CO2</b>	<b>0,06214</b>
<b>C1</b>	<b>0,19803</b>
<b>C2</b>	<b>0,06767</b>
<b>C3</b>	<b>0,11979</b>
<b>IC4</b>	<b>0,06887</b>
<b>NC4</b>	<b>0,10034</b>
<b>IC5</b>	<b>0,06442</b>
<b>NC5</b>	<b>0,05747</b>
<b>NC6</b>	<b>0,10796</b>
<b>NC7</b>	<b>0,0934</b>
<b>NC8</b>	<b>0,05412</b>
<b>NC9</b>	<b>0,00558</b>
<b>NC10+</b>	<b>4,00E-05</b>

**Tabla 4.8** Sensibilidad a 6.220 BPD procedentes de RSJ

	<b>RIQUEZA DEL GAS NATURAL</b>		
	<b>2,02</b>	<b>2,16</b>	<b>2,39</b>
<b>Calor del D2.10301(MMBTU/hr)</b>	<b>24,78</b>	<b>25,26</b>	<b>25,85</b>
<b>Calor de D2.10328 (MMBTU/hr)</b>	<b>0,1181</b>	<b>0,1184</b>	<b>0,1924</b>
<b>Calor del D2.10329 (MMBTU/hr)</b>	<b>0,5023</b>	<b>0,5116</b>	<b>0,5251</b>
<b>Calor del D2.10405 (MMBTU/hr)</b>	<b>0,7880</b>	<b>0,7342</b>	<b>1,009</b>
<b>Calor del D2.10306 (MMBTU/hr)</b>	<b>5,227</b>	<b>5,329</b>	<b>5,449</b>
<b>Potencia del D4.10401 (HP)</b>	<b>207,2</b>	<b>233,4</b>	<b>292,2</b>

#### 4.2.3 Sensibilidad para la corriente de RSJ con una tasa de 7.146 BPD

En la Tabla 4.9 se presentan las características de la corriente de condensado de la Planta de Refrigeración San Joaquín, para una tasa de líquidos producidos equivalente a 7.146 BPD; los valores de GPM de la corriente de gas de alimentación de la Planta de Extracción San Joaquín fueron los mismos que se utilizaron para las sensibilidades anteriores (Tabla 4.4).

**Tabla 4.9** Corriente de RSJ (7.146 BPD)

<b>Corriente Planta Refrigeración San Joaquín</b>	
<b>Q líquidos producido (BPD)</b>	<b>7.146</b>
<b>COMPONENTES</b>	<b>FRACCIÓN MOLAR</b>
<b>N2</b>	<b>0,00066</b>
<b>CO2</b>	<b>0,08387</b>
<b>C1</b>	<b>0,32933</b>
<b>C2</b>	<b>0,09634</b>
<b>C3</b>	<b>0,29819</b>
<b>IC4</b>	<b>0,09397</b>
<b>NC4</b>	<b>0,17485</b>
<b>IC5</b>	<b>0,0756</b>
<b>NC5</b>	<b>0.06373</b>
<b>NC6</b>	<b>0,06903</b>
<b>NC7</b>	<b>0,03099</b>
<b>NC8</b>	<b>0,00562</b>
<b>NC9</b>	<b>0,00098</b>
<b>NC10+</b>	<b>4,60E-04</b>

Los efectos ocasionados por este incremento en los principales equipos que conforman la planta se muestran en la Tabla 4.10

**Tabla 4.10** Sensibilidad a 7.146 BPD procedentes de RSJ

	<b>RIQUEZA DEL GAS NATURAL</b>		
	<b>2,02</b>	<b>2,16</b>	<b>2,39</b>
<b>Calor del D2.10301(MMBTU/hr)</b>	<b>28,18</b>	<b>29,02</b>	<b>29,80</b>
<b>Calor de D2.10328 (MMBTU/hr)</b>	<b>0,1447</b>	<b>0,2162</b>	<b>0,2218</b>
<b>Calor del D2.10329 (MMBTU/hr)</b>	<b>0,5550</b>	<b>0,5721</b>	<b>0,5896</b>
<b>Calor del D2.10405 (MMBTU/hr)</b>	<b>0,928</b>	<b>1,064</b>	<b>1,397</b>
<b>Calor del D2.10306 (MMBTU/hr)</b>	<b>5,969</b>	<b>6,145</b>	<b>6,306</b>
<b>Potencia del D4.10401 (HP)</b>	<b>253,3</b>	<b>305,7</b>	<b>375,7</b>

- **Intercambiadores de la sección de alta D2.10301 / D2.10328 / D2.10329 y D2.10306:** Al observar las Tablas 4.6, 4.8 y 4.10 se puede constatar un aumento en los calores de los intercambiadores de la sección de alta, debido a que fue necesario emplear mayor energía para enfriar corrientes con mayor cantidad de hidrocarburos condensables a medida que se incrementaba la corriente de RSJ; junto con la riqueza del gas natural de alimentación a la entrada de la planta SJE de donde se obtienen las corrientes 32 (separador de entrada de la válvula J-T) y 35 (separador de salida de la válvula J-T); que son enviadas al sistema estabilizador de condensados.

Sin embargo es importante resaltar que para las diferentes sensibilidades realizadas (Q=4976 BPD; Q=6220 BPD; Q=7146 BPD); el intercambiador del separador de entrada de la válvula Joule Thompson (D2.10328), presentó un cruce de temperatura identificado por el simulador al utilizar la corriente de entrada a la planta SJE correspondiente a un GPM=2,02. La situación antes planteada generó que fuese necesario

realizar un incremento de la temperatura del lado caliente de este intercambiador de 64°F hasta 78°F, el comportamiento se debió a que para este GPM la cantidad de pentanos y más pesados ( $C_5^+$ ) es la mínima de los valores de GPM seleccionados para la corriente de alimentación a la entrada de la planta, lo que se traduce en una disminución del caudal proveniente del separador de entrada de la sección de alta (D8.10305).

- **Equipos de la zona de estabilización:** Una vez estudiados los resultados obtenidos para el rehervidor de la torre estabilizadora (D2.10403), compresor de tope (D4.10401), enfriador del compresor de tope de la estabilizadora (D2.10405) y enfriador por aire (D2.10405); el comportamiento esperado para las diferentes sensibilidades fue el aumento energético de estos equipos a medida que se incrementaba la cantidad de propano y más pesados en la corriente; es por ello que el mayor requerimiento energético por parte de dichos equipos para los diferentes valores de Q se obtuvo para el GPM=2,39. El aumento del vapor de hidrocarburos en la zona de estabilización, contribuyó al ascenso en los valores de la potencia del compresor de tope y del calor del enfriador por aire. Asimismo se observó un comportamiento resaltante en esta zona debido al cruce de temperatura presentado en el intercambiador D2.10328 en el caso del GPM=2,02; donde se pudo apreciar la disminución de la temperatura de salida del lado caliente disminuyendo así la cantidad de condensados de la zona de estabilización.
- **Relación Etano-Propano:** Para las tasas de 4.976 BPD y 6.220 BPD con un GPM=2,02 y para el GPM=2,16 se obtuvieron relaciones C2/C3 mayores a 0,015, un escenario similar ocurrió para la tasa de 7.146 BPD a un GPM=2,02. De igual forma es importante señalar a medida que se incrementa la tasa de líquidos condensados procedentes de la Planta RSJ, se tiene que para temperaturas mayores a 120 °F en la corriente de alimentación de gas a la entrada de la Planta de Extracción San Joaquín no

se logra cumplir con la la relación etano – propano especificada; lo que implica el no cumplimiento de la especificación de calidad establecido para el envío de los líquidos del gas natural (LGN) exigida por la Gerencia de Fraccionamiento de Jose, debido a que la consecuencia principal de esta situación es un incremento en la presencia de etano generando la presurización en los tanques de almacenamiento de LGN de Fraccionamiento Jose; procediéndose entonces a la quema, acción que esta sujeta a penalizaciones por parte del Ministerio del ambiente, como consecuencia del daño que estas emisiones causan en el entorno, perjudicando a las comunidades aledañas y contribuyendo a la contaminación ambiental. Para estos casos fue necesario disminuir la temperatura de entrada, lo cual ocasionó un aumento de la fase líquida de hidrocarburos que se dirige a la zona de estabilización de condensados, lo que trajo como consecuencia un incremento en el calor del rehervidor de la torre estabilizadora (D2.10403), para alcanzar la relación C2/C3 especificada.

## **CAPÍTULO V**

### **CONCLUSIONES**

1. Los resultados obtenidos señalan que para temperaturas mayores a 120°F, no se logra la relación C2/C3 especificada en los parámetros de calidad del LGN.
2. La disminución de la temperatura de entrada y el aumento del GPM en la corriente de alimentación a la planta Extracción San Joaquín, favorecen el incremento de la cantidad de condensados obtenidos en la zona de estabilización.
3. A medida que se incrementa la tasa de líquidos procedentes de RSJ, es necesario aumentar el calor del rehervidor de la torre estabilizadora para lograr la relación etano-propano.
4. Las condiciones de presión para la descarga de condensados de la planta RSJ es determinada por la presión de diseño de la torre estabilizadora (470 psig).
5. Para los incrementos de flujos planteados de la tasa de líquidos (BPD) procedentes de la planta RSJ, se observa que para presiones mayores a 1231,3 psig se obtienen incrementos de la relación C2/C3 mayores a 0.015
6. El simulador comercial HYSYS puede emplearse satisfactoriamente para monitorear el comportamiento de los principales equipos que conforman el sistema estabilizador de cada uno de los trenes de la planta de Extracción San Joaquín.

## **RECOMENDACIONES**

1. Realizar el mantenimiento adecuado (preventivo) a los intercambiadores con la finalidad de mantener su eficiencia térmica.
2. Realizar el estudio adecuado para la sustitución del rehervidor de la torre estabilizadora.
3. Fijar la relación C2/C3 en el producto de fondo de la torre estabilizadora a 0,015; ya que es un parámetro obligatorio de cumplimiento hacia la planta de fraccionamiento Jose.
4. Realizar un continuo análisis operacional de las variables que intervienen en el proceso, con el fin de llevar un control de las mismas y con ello crear un historial del comportamiento de los sistemas de estabilización de condensados de ambos trenes en un momento determinado.

## BIBLIOGRAFÍA

1. PDVSA LAGOVEN, **“Historia del Petróleo”**, Venezuela (1994).
2. Flores, J.; **“Control Adaptativo Nivel – Flujo en el Tanque de Alimentación a la Estabilizadora”**. Trabajo de Grado. Universidad de los Andes (1990).
3. Quintero, N.; **“Estudio para el Aumento del Porcentaje de Recobro en la Planta de Extracción San Joaquín”**. Trabajo de Grado. Universidad Metropolitana (2002).
4. Rodríguez, S.; **“Evaluación del Sistema de Estabilización de Condensados de la Planta de Extracción San Joaquín”**. Trabajo de Grado. Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui (2005).
5. Padua, J.; **“Elementos de Ingeniería de Gas”**, CEPET (1996).
6. Martínez, M.; **“Ingeniería de Gas. Principio y Aplicaciones”**, Ingenieros Consultores F.R.L, Venezuela (1999).
7. **“Enciclopedia McGraw-Hill de Ciencia y Tecnología”**, Segunda Edición, Editorial McGraw-Hill, Vol. III (1999).
8. PDVSA CIED, **“Plantas de Extracción de Líquidos del Gas Natural”**, Caracas (2001).
9. Morales, J.; **“Manual de Plantas de Deshidratación”**, Intevep S.A, Los Teques.
10. Campbell, J.; **“Gas Conditioning and Processing”**, Seventh Edition, Vols. I y II (1992).

11. **“Turboexpansores”**, Proyecto ACCRO, Gerencia de Procesamiento de Gas, Puerto la Cruz (1992).
12. **“Curso de Adiestramiento en Turboexpansores”**, PDVSA (2003).
13. **“Compresión y Expansión del Gas”**, Programa de Especialización de Ingeniería de Gas, Puerto la Cruz (1999).
14. Pino, M.; **“Curso de Gasotecnia”**, Universidad de Oriente, Núcleo Monagas.
15. Smith, J.; **“Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química”**, Editorial McGraw-Hill, México (1998).
16. Carrasco, Y.; **“Evaluación de la eficiencia de la Planta de Extracción de Líquidos San Joaquín, para diferentes riquezas del gas natural de alimentación”**. Trabajo de Grado. Universidad de Oriente, Núcleo Monagas (2006).
17. Geankoplis, C.; **“Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias”**, Editorial McGraw-Hill, España (1964).
18. Rondón, E.; **“Actualización en Simulación de Procesos de Gas”**, INTEVEP S.A, Los Teques (1995).
19. Nuñez, J.; **“Estudio de las Propiedades de los Fluidos a través del Simulador HYSYS”**, Puerto la Cruz (2002).
20. Guarino, R.; **“Simulación de Procesos con HYSYS Plant”**, INDESA. Centro de Termofluidodinámica y Mantenimiento, Puerto La Cruz (2008).

21. PDVSA GAS Anaco, **“Manual de Operaciones: Actualización del elemento SIR N° 4, manejo del cambio (MDC) en las plantas de Extracción San Joaquín (ESJ) y planta de refrigeración San Joaquín (RSJ), S.A.”**; Venezuela, (2006).

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

<b>TÍTULO</b>	<b>Evaluación del Sistema de Estabilización de los Trenes A y B 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>Duerto O., Mionelys J.</b>	<b>CVLAC: 16.063.244 E MAIL: mionelysduerto@hotmail.com</b>
	<b>CVLAC: E MAIL:</b>
	<b>CVLAC: E MAIL:</b>
	<b>CVLAC: E MAIL:</b>

**PALÁBRAS O FRASES CLAVES:**


---

Gas Natural

---

Sistema Estabilizador

---

Tren de Proceso

---

Planta de Extracción San Joaquín

---

Corriente de Alimentación



de condensados de los trenes de proceso, de la Planta de Extracción San Joaquín. Inicialmente se procedió a la recopilación de la información correspondiente a todas las variables involucradas en el proceso de estabilización. El análisis de este sistema se llevó a cabo mediante el simulador de procesos HYSYS versión 3.2; lo que permitió realizar una serie de cambios en las condiciones de alimentación, es decir; en el flujo proveniente del separador de entrada (D8.30105) y separador de salida (D8.30106) de la Válvula Joule Thompson (JT), y de los líquidos procedentes de la Planta de Refrigeración San Joaquín (RSJ). Los resultados obtenidos demostraron que para temperaturas mayores a 120 °F y presiones superiores a 1.231,3 psig, no se logra la relación etano – propano (0,015) especificada en los parámetros de calidad del LGN establecidos por la Gerencia de Fraccionamiento de Jose. Además se concluyó que la presión de descarga de la corriente de condensados de RSJ es determinada por la presión de diseño de las torres estabilizadoras D8.10404 y D8.20404 ubicadas en los trenes de procesos “A” y “B” respectivamente de la Planta de Extracción San Joaquín.

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

#### **CONTRIBUIDORES:**

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL</b>				
<b>Salas, Roberto R</b>	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS</b>	<b>TU X</b>	<b>JU</b>
	<b>CVLAC:</b>	<b>3.413.775</b>			
	<b>E_MAIL</b>				
	<b>E_MAIL</b>				
<b>Nieves T, Nelson J</b>	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS X</b>	<b>TU</b>	<b>JU</b>
	<b>CVLAC:</b>	<b>7.445.151</b>			
	<b>E_MAIL</b>				
	<b>E_MAIL</b>				
	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS</b>	<b>TU</b>	<b>JU</b>
	<b>CVLAC:</b>				
	<b>E_MAIL</b>				

	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				

**FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:**

2009 AÑO	JULIO MES	03 DÍA
-------------	--------------	-----------

**LENGUAJE. SPA**

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

**ARCHIVO (S):**

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS. Evaluación del Sistema Estabilizador. Doc	Application/msword

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

**ALCANCE**

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

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

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

---

**Ingeniero de Petróleo**

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

---

**Pre Grado**

ÁREA DE ESTUDIO:

---

**Departamento de Petróleo**

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente, Núcleo de Anzoátegui

---

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

**DERECHOS**

---

---

---

---

---

---

---

**DE ACUERDO CON EL ARTÍCULO 44 DEL REGLAMENTO DE TRABAJOS DE GRADO: "LOS TRABAJOS DE GRADO SON DE**

**EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE Y SÓLO PODRÁN SER UTILIZADOS A OTROS FINES CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NÚCLEO RESPECTIVO, QUIEN LO PARTICIPARÁ AL CONSEJO UNIVERSITARIO”.**

**AUTOR**

---

**DUERTO O MIONELYS J**

**TUTOR**

**JURADO**

**JURADO**

---

**INGENIERO**  
ROBERTO SALAS

---

**INGENIERO**  
OLY GUERRA

---

**INGENIERO**  
JAIRO URICARE

**POR LA SUBCOMISION DE TESIS**

---

**PROFESORA**  
RAYDA PATIÑO