

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE  
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI  
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**LISTA**

**ANÁLISIS DE LAS VARIABLES A SER CONSIDERADAS  
EN EL PROCESO DE OPTIMIZACIÓN DE UNA PLANTA  
CONTROLADORA DE PUNTO DE ROCÍO.**

**REALIZADO POR:**

**SAIREN SOLEDAD CANACHE CANACHE  
LUIS ALBERTO SALAZAR CARR**

**Monografía presentada ante la Universidad de Oriente como  
requisito parcial para optar al título de:**

**INGENIERO QUÍMICO**

**PUERTO LA CRUZ, FEBRERO DE 2010**

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE**  
**NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI**  
**ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS**  
**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**ANÁLISIS DE LAS VARIABLES A SER CONSIDERADAS**  
**EN EL PROCESO DE OPTIMIZACIÓN DE UNA PLANTA**  
**CONTROLADORA DE PUNTO DE ROCÍO.**

**ASESOR ACADÉMICO**

---

Ing. Quím. Isvelia Avendaño

**PUERTO LA CRUZ, FEBRERO DE 2010**

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE**  
**NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI**  
**ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS**  
**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**ANÁLISIS DE LAS VARIABLES A SER CONSIDERADAS**  
**EN EL PROCESO DE OPTIMIZACIÓN DE UNA PLANTA**  
**CONTROLADORA DE PUNTO DE ROCÍO.**

JURADO

---

Ing. Quím. Isvelia Avendaño  
Asesor Académico

---

Ing. Químico. Luis Moreno  
Jurado Principal

---

Ing. Químico. Luis Ramírez  
Jurado Principal

**PUERTO LA CRUZ, FEBRERO DE 2010**

## **RESOLUCIÓN**

De acuerdo al artículo 57 del Reglamento de Trabajos de Grado de la Universidad de Oriente:

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

## **DEDICATORIA**

No hay meta que no pueda lograrse, todo depende de las ganas que le pongas, tu fortaleza, tu fe en Dios y en ti mismo; he recorrido un largo y difícil camino logrando hoy una de mis metas más anheladas. Por ello quiero compartir mi felicidad y dedicar mi Triunfo:

A Dios Todopoderoso y a San Miguel Arcángel, por guiarme siempre por el camino de la sabiduría y el bien. Gracias por permitirme lograr este triunfo.

A mi Madre Yamile Canache, a quien le debo todo lo que soy, por incentivar en mí las ganas de estudiar: Este triunfo es tuyo!! Espero que por fin te puedas sentir orgullosa de mí y me disculpes por no ser como tú quieres!!

A mi Padre Guillermo Rodríguez, por el cariño y el respaldo brindado, por estar a mi lado desde niña y hacerme sentir que tenía un padre.

A mis Tíos: Bocha, Guillermo y Miguel y mi Abuelos: Rosa y Guillermo, seres queridos que hoy no están presentes pero dejaron en mi una huella de fortaleza, amor y responsabilidad hacia los estudios. Donde quiera que se encuentren Los Quiero!!

A mi Padre Hernán Chacín, aunque la vida no nos ha permitido compartir como quisiéramos, se que estas allí.

A mi Prima Hermana Saraneth Rivera, por la paciencia que me ha tenido y me tiene, por soportar mi mal genio y por ayudarme en los momentos en los que lo necesité.

A mis Hermanos: Eliú y Miguel Rodríguez, espero que este triunfo les sirva de ejemplo para que en un futuro mejoren y crezcan sus ganas de estudiar y puedan ser hombres de bien.

A Mi Novio, Mi Gran Amor Luis Alberto Salazar, por todo el cariño, el respeto y la tolerancia brindada. Este trabajo es el reflejo de nuestro esfuerzo! Gracias por haberme acompañado en este reto que hoy cumplimos juntos. Te Amo!!

A mi Tía Esther Canache, por darme Su apoyo, cariño y comprensión en momentos difíciles.

A mi Niña consentida Sophia Alejandra, Por ser motivo de Alegría, Felicidad y ternura en mi vida. Te quiero mucho Hijita!!

***Sairen Canache***

Este trabajo de grado está dedicado de forma muy especial a mis padres Nellys de Salazar y Gustavo Salazar, a mis tías Betty Carr, Marilú Carr y Ligia Salazar, a mis hermanos Gustavo Salazar y Marsella Salazar, a mis primas Lilibeth Carr y Fiorella Amer y a mis tíos Ramón Salazar y Jesús Salazar ya que fueron mi apoyo incondicional en toda mi carrera y en mi estadía en la ciudad de Barcelona, ustedes mi núcleo familiar apostaron y creyeron siempre en que yo podía lograr y alcanzar esta meta muy luchada pero también muy anhelada.

Papá y mamá de verdad ustedes son la fuente o mejor dicho el impulso por el cual yo siempre me motive y me esforcé para alcanzar este escalón de mi vida, y todo con una sola intención, y es el que ustedes se sientan orgullosos y tengan la satisfacción de que todo su esfuerzo, entrega, trabajo y sacrificio no fue en vano; este logro alcanzado es la muestra de ello así que disfrútenlo que muy merecido lo tienen.

Tía Betty y Marilú ustedes de verdad que son personas muy valiosas, ustedes siempre a lo largo de mi carrera estuvieron allí como mi mayor fuente de apoyo en todo los sentidos por eso deseo que este trabajo de grado lo sientan como suyo, ya que vivieron a mi lado cada una de las dificultades que poco a poco fueron superadas para llegar hasta esta etapa tan importante y esperada.

Mis hermanos queridos de verdad que no fue fácil venirme a esta ciudad, fueron muchas las ocasiones y momentos que no pudimos compartir, pero siempre al final del túnel esta la luz y esa luz es este logro que estamos alcanzando y lo digo de ese modo porque esto es de los tres espero se sientan orgullosos y sigan brindándome su apoyo.

Lili y Fiorella mis primitas, ustedes que ahora están comenzado este camino, espero que esto les de confianza e impulso para que también logren estar en esta espectacular situación que solo se explica una vez que se está viviendo, así que no dejen que se los cuenten, póngale mucho esfuerzo, las quiero mucho.

También quiero dedicar este trabajo a todos mis amigos: Julio Mendoza, Andrés Pineda, Yolimar Paris, Lourdarelis Astudillo, Cristian García, Eucarina Maíz, Mariangel Pérez, Rosmari Marcano, Jesús Escorches, Natalia Barrios, Gabriela Flores y Daniel Zacarías, que estuvieron conmigo en todo momento apoyándome y dándome aliento quiero que sepan que aunque todos nos dispersemos siempre formarán parte de mi vida.

Y no puede faltar mi amiga, compañera de área y mi novia Sairen Canache, sai tu eres súper especial estos últimos semestre los cuales hemos compartido me has apoyado de forma incondicional, eres muy buena amiga, incomparable compañera de clase y excelente novia Te Quiero Mucho!!

*Luis Salazar*

## AGRADECIMIENTO

Al culminar esta etapa tan importante en mi vida debo agradecer a todas las personas, seres queridos, amigos, que de una u otra forma ayudaron a llevar a cabo la realización de esta meta:

A mi Madre Yamile Canache, gracias por darme todo lo que pudiste y hacer de mi la persona que soy hoy en día. Gracias por todo, Te Quiero Mucho.

A mis Hermanitas Dariana Gómez y Nelcarlys Cedeño, quienes me brindaron su amistad, su apoyo, su hombro y su confianza. Sentir que puedo contar con ustedes es importante para mí.

A mis Compañeritos de las Áreas, por lo parte de Química: Mariangel Pérez, Eucarina Maiz y Christian García... JAJAJA!! Gracias por ser mis amigos y apoyarme en momentos difíciles.

A mis Buenos Amigos Gaby, Daniel y Julio, excelentes personas que me tendieron sus manos cuando las necesite, gracias por los momentos vividos y compartidos!!

A mis Amigos Noeglis Almeida, Patricia Higuerey y David Galantón por ser apoyo incondicional a la hora de estudiar y explicarme lo que no entendía. Gracias por el cariño brindado.

A mi Tía Edelmira Canache, por ser un digno ejemplo de superación a seguir.

A los Sres. Lelys y Nicho por brindarme su apoyo, estar pendiente y desear siempre lo mejor para mí.



A la Sra. Betty Carr y a su hija Lili, por haberme abierto las puertas de su casa, brindándome asilo, comida y cariño. Gracias!

A la Familia Salazar Carr, especialmente a los Sres. Nelly y Gustavo, quienes me brindaron el calor de su hogar haciéndome sentir como en mi propia casa.

A mis Primos Noro, David, Xiomara, Carlitos, Marcos, Pedro y Miguel, espero se vean reflejados en mi espejo y les guste lo que ven. Adelante ustedes pueden!!

A la Profesora Isvelia Avendaño por las horas de asesoría académica brindadas, gracias por orientarnos en pro de culminar nuestro trabajo de grado.

*Sairen Canache*

Primero que nada quiero agradecer a Dios todo poderoso y a la Virgen del Valle por haberme dado la vida, mis padres, mis tías, mis hermanos, toda mi familia, inteligencia y salud para alcanzar este tan preciado logro, sin la vida que Dios me dio esto jamás se estaría logrando así que muchas gracias diosito.

Papá y Mamá muchísimas gracias por sus esfuerzos, regaños, educación, consejos, aliento y motivación, de verdad es que sin ustedes esto hubiera sido cuesta arriba, las palabras no alcanzan para agradecerles todo lo que tengo, soy y seré desde este momento, quiero que sepan que este logro es el comienzo de todas las cosas buenas que nos quedan por vivir, ustedes son mi razón de ser, mi eje principal de impulso, a ustedes me debo Los Quiero Muchísimo.

Mis tías Betty y Marilú ustedes son mis padres aquí en Barcelona, ustedes forman parte de este logro, ya que siempre estuvieron allí apoyándome de forma

incondicional en todo sentido y momento, de todo corazón les doy mil gracias, pero no crean que se han librado de mi este es el comienzo de una nueva etapa en la cual yo deseo y espero siempre estén presente las quiero mucho.

Gustavo Salazar mi hermano querido usted es el vivo ejemplo de la responsabilidad créame que lo responsable que ahora soy en parte lo imite de usted, muchas gracias junior Te Quiero mucho. Marsella Salazar mi hermanita tu a pesar de ser la menor de todos eres también mi ejemplo a seguir, Nina de verdad muchas gracias por tu apoyo incondicional Te Quiero Mucho negra.

Lili y Fiorella mis primitas de verdad muchas gracias por aguantar con valor todos estos años que he estado con ustedes, aunque no lo crean he aprendido bastante de ustedes espero que ustedes también lo hayan hecho de mi las quiero mucho escuinclitas.

Mis tíos Ramón, Jesús (Chuito) y Ligia por siempre estar pendiente y apoyarme en todo momento muchas gracias.

A mis amigos de estudios, fiestas, bebedera mis amigos incondicionales Julio, Cristian, el Morocho, Dariana, Eucarina, Mariangel, Gabriela, Natalia, Yolimar, Lourdarelis, que siempre me apoyaron y estuvieron allí para hacer menos forzado el estar lejos de casa se les quiere mucho y gracias por tantos momentos buenos.

Sairen Canache mi novia preciosa ya alcanzamos una de las metas pautadas, no fue fácil pero a tu lado se hizo muy agradable de verdad mi amor muchas gracias por tu apoyo incondicional, lo mejor de todo esto es haberlo logrado juntos fue un placer tenerte como compañera de clase Te Quiero Mucho!!

***Luis Salazar***

## RESUMEN

En el presente trabajo se realizó el análisis de las variables a ser consideradas en el proceso de optimización de una planta controladora de punto de rocío tomando como planta de estudio la planta de extracción de líquidos Santa Bárbara. Con el fin de analizar las variables se realizó una descripción del proceso de control de punto de rocío tanto de agua (deshidratación) como de hidrocarburos (expansión). Una vez conocido el proceso, se establecieron las variables que se manipulan y controlan en el mismo. Así mismo, se establecieron las variables externas que influyen sobre la eficiencia de operación de la planta: GPM (3,08), presión (1200 Psia), % CO<sub>2</sub> (4,81%) y H<sub>2</sub>S (0%); dichas variables dependen del Complejo Operativo Muscar quien es la planta que le envía la mezcla gaseosa a Santa Bárbara. Posteriormente, se establecieron los criterios de seguridad y los problemas operacionales más comunes que se presentan en las secciones antes mencionadas, encontrándose: Disminución de la concentración y del flujo de Trietilenglicol (TEG) que entra a la torre contactora, cambios bruscos en el caudal y en las variables del gas de entrada a la planta, disminución de la zona de transferencia del tamiz debido a un mal proceso de regeneración, formación de hidratos en el intercambiador criogénico. En base a estos problemas, se hicieron propuestas para mejorar la operación del proceso, entre ellas: contar con una alimentación de gas constante que contenga un GPM mayor al que presenta en la actualidad (2.5-2.6) para tratar de alcanzar el valor de diseño (3.08); monitorear constantemente el funcionamiento del rehervidor, pues de él dependerá que el TEG vuelva a ganar la pureza necesaria para llevar a cabo una buena deshidratación; llevar a cabo un buen proceso de regeneración de los tamices para evitar una rápida disminución de su vida útil; inyectar un inhibidor (se recomienda el metanol pues presenta mayor eficiencia en condiciones criogénicas) en la sección de enfriamiento para evitar o minimizar la presencia de hidratos. Por último, se evaluó la respuesta de la planta en las secciones de deshidratación con TEG y expansión cuando se manipulan variables de control mediante el simulador HYSYS PLANT 3.2.

De la simulación, se obtuvo que para el caso de deshidratación con TEG se debe mantener el rango de presión, el rango de temperatura, así como también caudal de gas que entra a la torre; mientras que para el caso de la expansión para controlar el punto de rocío de los hidrocarburos (obtención de LGN) se pudo apreciar que el GPM de la mezcla gaseosa es el que rige la mayor o menor obtención de LGN.

## CONTENIDO

ARTÍCULO 57 .....	iv
DEDICATORIA .....	v
AGRADECIMIENTO .....	viii
RESUMEN .....	xi
CONTENIDO .....	xiii
LISTA DE TABLAS .....	xvii
LISTA DE FIGURAS .....	xix
CAPITULO I .....	1
INTRODUCCIÓN .....	1
1.1 INTRODUCCIÓN .....	1
1.2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA .....	4
1.3 OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN .....	6
1.3.1 Objetivo General .....	6
1.3.2 Objetivos específicos .....	6
CAPITULO II .....	1
MARCO TEÓRICO .....	1
2.1 ANTECEDENTES .....	1
2.2. GAS NATURAL .....	2
2.2.1 Composición del Gas Natural .....	2
2.2.2 Tipos de Gas Natural .....	5
2.2.3 Contenido de agua presente en el gas natural .....	6
2.2.4 Punto de Rocío de los hidrocarburos del Gas Natural .....	8
2.3 GAS LICUADO .....	9
2.3.1 Clasificación de los gases licuados .....	9
2.3.2 Usos del Gas Natural y sus Líquidos .....	12
2.4 ETAPAS DE LA CADENA DE VALOR DEL GAS NATURAL .....	14
2.5 PLANTAS DE EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL ..	16

2.5.1 Control del Punto de Rocío .....	17
2.5.1.1.1 Proceso de Adsorción con tamices moleculares.....	18
2.5.1.1.2 Proceso de Absorción con Glicol. ....	18
2.5.2 Procesos de Recuperación de Líquidos (Control del punto de rocío de los hidrocarburos) .....	20
2.6 REFRIGERACIÓN .....	22
2.6.1 Principios Básicos de Refrigeración.....	23
2.6.2 Refrigeración Mecánica.....	24
2.6.3 Refrigeración Mecánica con Propano.....	27
2.6.4 Refrigeración por etapas .....	28
2.7 SEPARADORES.....	31
2.7.1 Funciones que debe cumplir un separador .....	31
2.7.2 Clasificación y descripción de los separadores .....	31
2.7.3 Principios fundamentales considerados para realizar la separación física de vapor, líquidos o sólidos. ....	36
2.8 TRANSFERENCIA DE CALOR.....	37
2.8.1 Equipos de Transferencia de Calor.....	38
2.9 DESTILACIÓN.....	43
2.9.1 Constante de Equilibrio .....	44
2.9.2 Diagramas de Fases .....	45
2.10 DESCRIPCIÓN DEL PROGRAMA DE SIMULACIÓN .....	48
2.10.1 HYSYS PLANT 3.2 .....	49
CAPITULO III .....	50
MARCO METODOLÓGICO .....	50
3.1 DESCRIPCIÓN DEL FUNCIONAMIENTO DE UNA PLANTA CONTROLADORA DE PUNTO DE ROCÍO. ....	50
3.2 ANÁLISIS DE LAS VARIABLES QUE SE MANIPULAN Y CONTROLAN EN UNA PLANTA CONTROLADORA DE PUNTO DE ROCÍO. 51	
3.4 CRITERIOS DE SEGURIDAD INVOLUCRADOS EN EL PROCESO. .	51

3.5 PROBLEMAS OPERACIONALES MÁS COMUNES QUE SE PRESENTAN EN UNA PLANTA CONTROLADORA DE PUNTO DE ROCÍO. .	51
3.6 OPCIONES PARA LA OPTIMIZACIÓN DE UNA PLANTA CONTROLADORA DE PUNTO DE ROCÍO. ....	52
3.7 ESTUDIO DE LA RESPUESTA DE LA PLANTA CONTROLADORA DE PUNTO DE ROCÍO CUANDO SE MANIPULAN VARIABLES DE CONTROL CON EL PAQUETE DE SIMULACIÓN HYSYS PLANT 3.2.....	52
3.7.1 Sistema termodinámico usado .....	52
3.7.2 Simulación CASO DISEÑO.....	54
3.7.3 Variaciones realizadas en la simulación.....	59
3.8. MUESTRA DE CÁLCULO .....	59
3.8.1 Contenido de agua en la corriente de gas de entrada.....	59
3.8.2 Determinación del flujo de Trietilenglicol. ....	60
3.8.3 Cálculo de porcentajes de desviación en la cantidad de agua del gas deshidratado. ....	62
CAPITULO IV .....	63
DISCUSIÓN DE RESULTADOS CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	63
4.1 DESCRIBIR EL FUNCIONAMIENTO DE UNA PLANTA CONTROLADORA DE PUNTO DE ROCÍO Y SUS APLICACIONES. ....	63
4.1.1 Deshidratación con Glicol: .....	63
4.1.2 Deshidratación con Tamices Moleculares.....	75
4.1.3 Enfriamiento y Expansión del Gas. ....	76
4.2 ESTABLECER LAS VARIABLES QUE SE MANIPULAN Y CONTROLAN EN UNA PLANTA CONTROLADORA DE PUNTO DE ROCÍO. 82	
4.2.1 Deshidratación con Glicol .....	83
4.2.2 Deshidratación con tamices moleculares.....	87

4.3 RECONOCER LAS VARIABLES EXTERNAS QUE INFLUYEN SOBRE LA EFICIENCIA DE OPERACIÓN DE UNA PLANTA CONTROLADORA DE PUNTO DE ROCÍO.....	90
4.3.1 Riqueza del gas o galones de gas condensable por cada 1000 PCN (GPM). .....	91
4.3.2 Presión de succión de la planta de extracción Santa Bárbara. ....	91
4.3.3 Contenido de impurezas presente en el gas (CO <sub>2</sub> y H <sub>2</sub> S) .....	91
4.4 MOSTRAR LOS CRITERIOS DE SEGURIDAD INVOLUCRADOS EN EL PROCESO.....	92
4.5 ESTABLECER LOS PROBLEMAS OPERACIONALES MÁS COMUNES QUE SE PRESENTAN EN UNA PLANTA CONTROLADORA DE PUNTO DE ROCÍO.....	94
4.5.1 Problemas operacionales en el sistema de deshidratación por absorción. ....	94
4.5.2 Problemas operacionales en el sistema de deshidratación por adsorción. ....	96
4.2.3 Problemas operacionales en los sistemas de enfriamiento y expansión. ....	98
4.6 PROPONER OPCIONES PARA LA OPTIMIZACIÓN DE UNA PLANTA CONTROLADORA DE PUNTO DE ROCÍO. ....	99
4.7 EVALUAR LA RESPUESTA DE LA PLANTA CONTROLADORA DE PUNTO DE ROCÍO CUANDO SE MANIPULAN VARIABLES DE CONTROL CON EL PAQUETE DE SIMULACIÓN HYSYS PLANT.....	104
4.7.1 Simulación para el sistema de deshidratación con TEG.....	105
4.7.2 Simulación para la extracción de LGN.....	110
4.8 CONCLUSIONES.....	114
4.9 RECOMENDACIONES .....	116
BIBLIOGRAFIA.....	117
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO .....	118



## LISTA DE TABLAS

Tabla 2.1. Variación del porcentaje de los componentes del Gas Natural. ....	4
Tabla 2.2 Diferencias entre los tipos de enfriadores. ....	42
Tabla 3.1 Rango de operación de Ecuaciones de estado .....	53
Tabla 3.2. Composición del gas de entrada al sistema de deshidratación. ....	55
Tabla 3.3. Variables de diseño empleadas en el sistema de deshidratación con TEG. ....	56
Tabla 3.4. Diferentes composiciones usadas en cada corrida realizada .....	58
Tabla 3.4. Diferentes composiciones usadas en cada corrida realizada .....	58
Tabla 4.1 Propiedades Físico-Químicas del Trietilenglicol. ....	64
Tabla 4.2 Cantidad de agua contenida en el gas deshidratado a diferentes composiciones. ....	105
Tabla 4.3 Cantidad de agua presente en el gas a diferentes tasas de TEG. ....	106
Tabla 4.4 Contenido de agua presente en el gas de salida de la torre contactora a diferentes valores de temperatura de TEG. ....	107
Tabla 4.5 Contenido de agua presente en el gas de salida de la torre contactora a diferentes valores de temperatura del gas de entrada. ....	108
Tabla 4.6 Variación de la presión del TEG que entra a la torre contactora y su efecto en el contenido de agua presente en el gas deshidratado. ....	108
Tabla 4.7 Variación de presión del gas de entrada al contactor y su efecto en el contenido de agua presente en el gas de salida. ....	109
Tabla 4.8. Valores máximos y mínimos bajo los cuales puede trabajar de.....	110
Tabla 4.9. Efecto del GPM en la cantidad de LGN obtenido. ....	111

Tabla 4.10. Porcentajes de recobro de gas seco y LGN que se obtienen en la torre estabilizadora con el GMP de Diseño.....	111
Tabla 4.11. Porcentajes de recobro de gas seco y LGN que se obtienen en la torre estabilizadora con el GMP de Operación. ....	112
Tabla 4.12. Porcentajes de recobro de gas seco y LGN que se obtienen en la torre estabilizadora con el GMP Hipotético.....	113
Tabla 4.13. Composición del LGN obtenido a distintos GPM.....	114

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 Ubicación de la Infraestructura de PDVSA Gas Oriente. ....	2
Figura 2.1 Molécula de gas metano (CH <sub>4</sub> ). ....	3
Figura 2. 2 Composición del Gas Natural. ....	3
Figura 2.3 Diferencias entre los diferentes tipos de gases licuados. ....	11
Figura 2.4 Etapas del Gas Natural.....	16
Figura 2.5 Diferentes formas de adsorbentes. ....	18
Figura 2.6.A Diagrama de Flujo del proceso de Refrigeración Mecánica con Propano. ....	25
Figura 2.6.B Diagrama Entalpía-Presión del proceso de Refrigeración Mecánica con Propano.....	26
Figura 2.7 Sistema de Refrigeración de una sola etapa. ....	29
Figura 2.8 Sistema de Refrigeración en dos Etapas. ....	29
Figura 2.9 Sistema de Refrigeración en tres Etapas. ....	30
Figura 2.10. Separador horizontal: (a) vista del separador, (b) flujo a través del separador. ....	33
Figura 2.11 Separador vertical: (a) vista del separador, (b) flujo a través del separador. ....	34
Figura 2.12 Modos de Transferencia de calor: (a) conducción, (b) convección, (c) radiación. ....	38
Figura 2.13 Tipos de rehervidores: (a) termosifón vertical, (b) termosifón horizontal, ....	40
Figura 2.14 Enfriadores por aire: (a) Tiro forzado y (b) tiro inducido. ....	42
Figura 2.15 Diagrama PT de una muestra de gas natural. ....	46
Figura 3.1 Esquema para la selección del Método Termodinámico usado en el simulador HYSYS PLANT 3.2.....	53
Figura 3.2 Simulación CASO DISEÑO del sistema de deshidratación con TEG. ....	55
Figura 3.3 Simulación CASO DISEÑO del sistema de expansión. ....	58

Figura 4.1 Proceso de Regeneración del Glicol llevado a cabo en la Planta de Extracción Santa Bárbara.....	67
Figura 4.2 Desafaltenizador presente en el proceso de regeneración del Glicol. .....	68
Figura 4.3 Rehervidor de Glicol.....	69
Figura 4.4 Diferentes vistas de los intercambiadores laterales utilizados en la regeneración del Glicol.....	70
Figura 4.5 Equipo Flash Tank de glicol.....	71
Figura 4.6 Vista frontal del acumulador de glicol.....	72
Figura 4.7 Vista del Aeroenfriador.....	73
Figura 4.8 Filtro de Cartucho presente en el proceso de Regeneración del TEG. .....	74
Figura 4.9 Vista frontal del Filtro de Carbón Activado.....	74
Figura 4.10 Vista de una de las dos bombas que permiten la circulación del TEG en el proceso.....	75
Figura 4.11 Proceso de Deshidratación a través de Tamices Moleculares.....	76
Figura 4.12 Esquema de Operación del Intercambiador Criogénico.....	77
Figura 4.13 Proceso del Sistema de Refrigeración Mecánica con Propano (modo rechazo de etano).....	80
Figura 4.14 Comparación de procesos de expansión mediante la envolvente de fase: (a) Joule Thompson, (b) Turbo-expansión.....	82
4.15 Piezas mecánicas internas desprendidas en el contactor.....	96
Figura 4.16 Zonas de transferencia de masa de un tamiz.....	97
Figura 4.17 Diagrama de fase del gas con Condensación retrógrada.....	100

# **CAPITULO I**

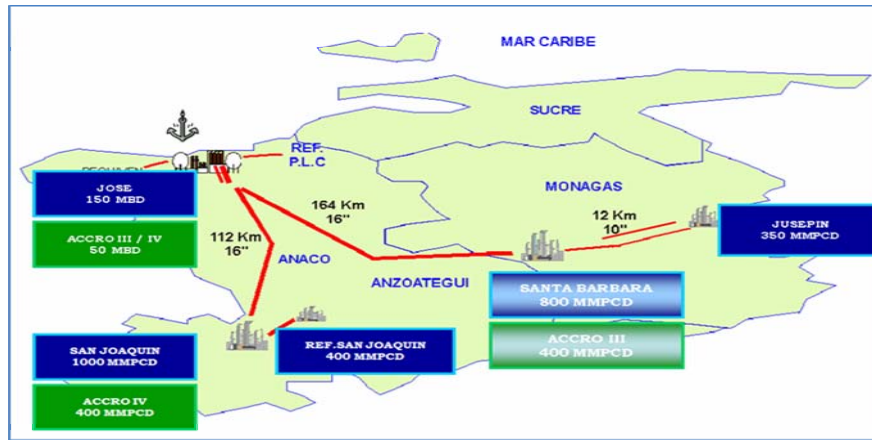
## **INTRODUCCIÓN**

### **1.1 Introducción**

Venezuela posee una de las reservas de Gas Natural más grandes del mundo, y aún cuando éste comenzó a utilizarse como combustible en el año 1946, actualmente, ha logrado insertarse favorablemente en el mercado energético nacional e internacional.

Hoy en día, los derivados líquidos del gas natural presentan mayor rentabilidad, debido a las diversas aplicaciones que tienen en la industria petroquímica, la cual se encuentra en constante crecimiento. Estos líquidos se obtienen en Plantas de Extracción, en donde se separa el gas metano y etano seco de la mezcla líquida (propano, butanos, pentanos, gasolina natural y nafta).

Como se muestra en la figura 1.1, el oriente del país cuenta con una serie de infraestructuras desarrolladas para este fin (obtener LGN) como lo son Plantas de Extracción: Jusepín, San Joaquín, Accro III y IV, Santa Bárbara y la planta de fraccionamiento de Jose; siendo la Planta de Extracción Santa Bárbara nuestro caso de estudio.



**Figura 1.1 Ubicación de la Infraestructura de PDVSA Gas Oriente.**

La Planta de Extracción Santa Bárbara se encuentra ubicada al suroeste del estado Monagas, entre las localidades de Santa Bárbara y Aguasay. La misma fue diseñada para trabajar bajo dos modos de operación: recuperación de etano y rechazo de etano; posee una capacidad de procesamiento de gas de 800 MMPCND, con una calidad de gas de diseño de 3,08 GPM, consta de dos trenes idénticos con capacidad de 400 MMPCND cada uno, con una producción estimada de Líquidos del Gas Natural de 55 MBD. El gas residual (metano y etano) de la planta tiene un volumen de 750 MMPCND con un GPM de 0,13 y es utilizado para reinyección de gas en los yacimientos de los Campos Carito y Furrrial. Actualmente, la planta se encuentra trabajando bajo la modalidad de rechazo de etano, ya que la planta de fraccionamiento Jose no cuenta con la infraestructura necesaria para recuperar etano líquido y cuenta con una calidad del gas de operación que varía entre 2,5 y 2,6 GPM, lo que ocasiona disminución de la producción de LGN.

Durante el proceso de extracción de líquidos del Gas Natural mostrado en el anexo A1, el gas que alimenta a la planta proveniente de los múltiples de segregación del Complejo Muscar, es suministrado a 1200 psig y 120 °F a través de un gasoducto de 36 pulg de diámetro. El gas de alimentación entra a las trampas de líquidos donde

se remueve cualquier tipo de arrastre de impurezas contenidas en el mismo. Luego, pasa por un proceso de deshidratación para reducirle el contenido de agua, desde 90 hasta 4-6 Lbs.H<sub>2</sub>O/MMPCN (deshidratación con glicol) y desde 4-6 Lbs.H<sub>2</sub>O/MMPCN hasta 0.01 ppm en volumen (deshidratación con tamices moleculares).

El gas deshidratado proveniente de los tamices, se divide en dos corrientes, una de las cuales pasa a través de un intercambiador de calor de placas o caja fría y la otra corriente pasa a través de los Rehervidores laterales de la columna de recobro. Posteriormente, estas corrientes se mezclan y son enfriadas en un segundo intercambiador de propano de alta presión. La mezcla de gas y líquido que se obtiene es separada en un separador bifásico; la corriente de líquido es sometida a un proceso de expansión a través de una válvula Joule Thompson y luego es alimentada al quinto plato de la columna de recobro. La fase gaseosa es dividida nuevamente en dos corrientes: la primera va al expansor, (la corriente de salida es alimentada al primer plato de la columna de recobro), y la otra es sometida a un nuevo enfriamiento en el intercambiador criogénico (constituyendo esta corriente el reflujo de la columna de recobro, la cual separa aproximadamente 92% de propano de la corriente de alimentación).

En el fondo de la columna se controla la relación C1/C2 en 0.12 por medio de calentamiento (en los Rehervidores, cuyo fluido de calentamiento es el aceite térmico). La corriente de tope de la columna es la línea fría para el intercambio de calor en el intercambiador criogénico.

El líquido de fondo de la columna de recuperación entra a la torre desmetanizadora. Esta columna lleva a especificación de calidad al LGN, controlando la relación C2/C3 en 0,02 en el fondo, valor máximo requerido en la planta de fraccionamiento Jose. Esta torre opera a 440 psig en el tope y a 445 psig en el fondo, el reflujo de la misma es garantizado por un condensador parcial que utiliza propano de baja presión. El producto de fondo es calentado por dos Rehervidores de aceite para así mantener la relación C2/C3 del producto en especificación.

El tope de la columna de recobro a -101 °F intercambia calor con el gas de entrada en la caja fría saliendo a 54°F. Esta corriente se mezcla con la corriente proveniente del tope de la columna desmetanizadora, para pasar al compresor asociado al expansor donde se comprime hasta 484 psig. Este gas comprimido tiene tres usos dentro de la planta: se utiliza para cumplir con los requerimientos de gas combustible de la planta, para usarlo como gas de regeneración de los tamices y la otra parte se mezcla con el flujo principal para su compresión final. El flujo total de gas residual, es comprimido por dos compresores de una sola etapa hasta 1200 psig, luego es enfriado y distribuido al mercado interno a través de la red de gasoductos.

Los productos líquidos obtenidos son distribuidos a través de los poliductos, hacia la planta de fraccionamiento de Jose, donde son separados en cada uno de sus componentes para su posterior comercialización en el mercado nacional e internacional.

De lo anteriormente dicho, podemos asegurar que el proceso operativo de la planta de extracción Santa Bárbara está constituido por las siguientes unidades: Facilidades de entrada, deshidratación con glicol, deshidratación con tamices moleculares, enfriamiento y expansión, estabilización, desetanización y compresión.

El alcance de nuestro estudio se orienta en el análisis de las variables a ser consideradas en la sección de control de punto de rocío de la planta Santa Bárbara. En consecuencia, sólo nos enfocaremos en las unidades de deshidratación con glicol, deshidratación con tamices moleculares, enfriamiento y expansión, procesos o sistemas en los cuales se aprecia de manera significativa el control de punto de rocío. Dicho control consiste en remover del gas agua e hidrocarburos condensables (LGN) para obtener, primeramente, gas seco para reinyección y luego LGN para comercializar a nivel nacional e internacional.

## **1.2 Planteamiento Del Problema.**

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



El Gas Natural es un combustible que se obtiene de rocas porosas del interior de la corteza terrestre y se encuentra mezclado con el petróleo (Gas asociado) o no (Gas libre) cerca o dentro de los yacimientos, en los cuales el gas se puede encontrar en forma de: Gas seco (Gas a ventas), Gas húmedo (Gas de reinyección) y Gas condensado, este último formado por hidrocarburos líquidos, Dióxido de Carbono ( $\text{CO}_2$ ), Sulfuro de Hidrógeno ( $\text{H}_2\text{S}$ ), y otros contaminantes.

La importancia del Gas Natural radica principalmente en el bajo impacto ambiental que tiene en el uso como combustible en comparación con otros comburentes, en que se trata de un recurso muy usado en el sector industrial, como materia prima, y en que es producto final de gran utilidad para los sectores domésticos y comerciales. Por estos motivos, por la abundancia de sus yacimientos y el bajo precio del producto el valor de éste ha aumentado significativamente a lo largo de las dos últimas décadas.

En la industria del Gas Natural existen muchos procesos relacionados a la misma como: Exploración y Producción, Tratamiento y Extracción, Fraccionamiento, Almacenamiento, Transporte y Distribución. El gas es transportado generalmente por gasoductos, donde una serie de cambios a lo largo de línea de transmisión como caídas de presión y aumento de punto de rocío ocasionan condensación de la mezcla gaseosa (hidrocarburos) o agua, lo cual es considerado un problema para el transporte del mismo, por lo que se hace necesario la instalación de plantas compresoras y plantas de control de punto de rocío del Gas Natural.

El proceso de acondicionamiento del punto de rocío del gas, consiste en el enfriamiento del mismo mediante refrigeración mecánica, absorción con glicoles, adsorción, expansión con turbo-expansores o válvulas Joule Thompson; para prevenir la formación de hidratos y reducir la cantidad de líquidos en el gas. El criterio de optimización y el proceso de acondicionamiento a utilizar dependerán del tipo de gas que entra a la planta (alimentación), así como también de las exigencias (especificación) que requiere el cliente.

Una planta controladora de punto de rocío maneja un gran número de variables, las más importantes a ser consideradas para la optimización de ese proceso son: cantidad de agua, sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono en el gas, la cantidad de galones condensables en 1000 *Pies<sup>3</sup>* de gas (GPM), el efecto Joule Thompson (J.T) y la turbo-expansión. Así como los procesos de separación, estabilización, transferencia de calor y acondicionamiento del gas.

En este trabajo se determinarán las variables a ser consideradas en el proceso de optimización de una planta controladora de punto de rocío, describiendo el funcionamiento de la planta, estudiando el efecto de las variables arriba mencionadas en el funcionamiento de la misma y tomando en cuenta cuál de ellas se manipulan y cuáles se controlan. También, se estudiarán las variables externas que influyen sobre la eficiencia de operación de la planta y los criterios de seguridad involucrados en el proceso. Por último se conocerán los problemas operacionales más comunes y se presentarán las mejores opciones para optimizar el proceso. Una vez realizado esto, se procederá a utilizar un paquete de simulación que nos permita determinar cómo afectan las principales variables al proceso de Control De Punto De Rocío.

### **1.3 Objetivos De La Investigación**

#### **1.3.1 Objetivo General**

Analizar las variables a ser consideradas en el proceso de optimización de una planta controladora de punto de rocío.

#### **1.3.2 Objetivos específicos**

1. Describir el funcionamiento de una planta controladora de punto de rocío y sus aplicaciones.
2. Establecer las variables que se manipulan y controlan en una planta controladora de punto de rocío.
3. Reconocer las variables externas que influyen sobre la eficiencia de operación de una planta controladora de punto de rocío.
4. Mostrar los criterios de seguridad involucrados en el proceso.

5. Establecer los problemas operacionales más comunes en una planta controladora de punto de rocío.
6. Proponer opciones para la optimización de una planta controladora de punto de rocío.
7. Evaluar la respuesta de la planta controladora de punto de rocío cuando se manipulan variables de control con el paquete de simulación HYSYS PLANT.

## **CAPITULO II**

### **MARCO TEÓRICO**

#### **2.1 Antecedentes**

En los últimos años se han realizado diversas evaluaciones y estudios basados en los problemas operacionales que surgen en las diferentes instalaciones de extracción de líquidos en la zona oriental del país.

Poito [1], realizó una evaluación de las facilidades de entrada y salida del sistema de deshidratación del gas natural con glicol en la planta de extracción Santa Bárbara con el propósito de determinar las causas de las desviaciones operacionales que se presentan en el mismo. En esta evaluación se determinó que el sistema de deshidratación no cumplía con las especificaciones de diseño debido a diversos problemas operacionales: acumulación de asfaltenos dentro del sistema, presencia de condensados, emisiones altas de BTEX al ambiente, entre otros. En base a estos problemas propuso, acondicionar el punto de rocío del gas de entrada, mantener en todo momento los niveles de glicol, poner a funcionar plenamente el desafaltenizador y determinó el mejor proceso para el control de emisiones de BTEX, utilizando Hysys.

Molina [2], realizó la evaluación del sistema de deshidratación de gas natural con trietilenglicol del tren B de la planta de extracción Santa Bárbara donde determinó las causas del consumo excesivo de TEG: alta velocidad del gas, vaporización y fugas de TEG, y niveles inadecuados del agente deshidratador en los equipos. En base al seguimiento del proceso, realizó propuestas para mejorar su operación, entre ellas: considerar los consumos de las sustancias y materiales involucrados, disminuir la velocidad del gas manejando sus variables, aumentar el flujo de glicol en los serpentines, reemplazar el sello mecánico en la bomba, reponer los niveles de TEG en los equipos y mejorar la filtración.

Mago [3], evaluó el sistema de estabilización de condensado de la planta de extracción de Líquidos San Joaquín con la finalidad de analizar su operabilidad mediante el uso del simulador HYSYS PLANT comparando las corridas de diseño y

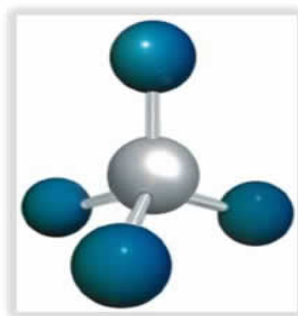
de operación. Se determinó que existen desviaciones de las variables críticas del proceso debido a variaciones en las condiciones del gas.

## **2.2. Gas Natural**

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos gaseosos, producidos por la transformación lenta de la materia orgánica animal y vegetal, especialmente de especies marinas microscópicas, sepultadas durante millones de años a grandes profundidades. El gas natural proviene de reservorios profundos, contenido en espacios porosos de ciertas rocas, en estructuras geológicas denominadas yacimientos. Algunas veces sube a la superficie de forma natural y es producido solo (gas libre o no asociado), otras veces llega a la superficie con petróleo (gas asociado). Su principal componente es el metano, formado por un átomo de carbono y cuatro átomos de hidrógeno ( $\text{CH}_4$ ). Conforman con el carbón, petróleo y bitumen el grupo de los combustibles fósiles, los cuales han hecho posible el progreso acelerado de la humanidad en los últimos años.

### **2.2.1 Composición del Gas Natural**

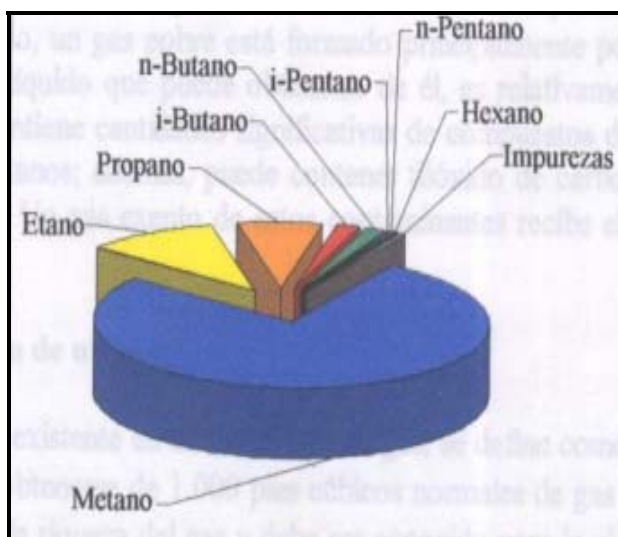
El principal componente del gas natural es el metano ( $\text{CH}_4$ ), cuya fórmula estructural es tetraédrica unión de sus átomos es de tipo enlace covalente sencillo. Cuando dicho gas es producido posee muchas otras moléculas como: etano (usado por la industria química), propano (usado en la industria petroquímica para la obtención de etileno y propileno), butanos, pentanos y más pesados. Además puede contener en cantidades variables otros gases como Dióxido de Carbono ( $\text{CO}_2$ ), Sulfuro de Hidrógeno ( $\text{H}_2\text{S}$ ), Nitrógeno ( $\text{N}_2$ ), Helio (He), Vapor de Agua ( $\text{H}_2\text{O}$ ), entre otros, los cuales se consideran contaminantes del gas natural.



**Figura 2.1 Molécula de gas metano (CH<sub>4</sub>).**

El sulfuro de hidrógeno aparece en el gas de muchos yacimientos petrolíferos y gasíferos, desde trazas hasta una fracción de 10% molar. Sin embargo, puede encontrarse en cantidades excepcionalmente mayores.

En la figura 2.2 y tabla 2.1 se muestra la variación de porcentajes que podrían tener los componentes del gas. Se muestra que el componente principal es el metano; los otros hidrocarburos, unos en forma de gas y otros como líquidos, son partes del gas en menores porcentajes.



**Figura 2. 2 Composición del Gas Natural.**

**Tabla 2.1. Variación del porcentaje de los componentes del Gas Natural.**

Componentes	Fórmula Química	Estado	Variación del % molar
Metano	$CH_4$	Gas	55.00 - 98.00
Etano	$C_2H_6$	Gas	0.10 - 20.00
Propano	$C_3H_8$	Gas	0.05 - 12.00
n-Butano	$C_4H_{10}$	Gas	0.05 - 3.00
i-butano	$C_4H_{10}$	Gas	0.02 - 2.00
n-Pentano	$C_5H_{12}$	Líquido	0.01 - 0.80
i-Pentano	$C_5H_{12}$	Líquido	0.01 - 0.80
Hexano	$C_6H_{14}$	Líquido	0.01 - 0.50
Heptano	$C_7H_{16}$	Líquido	0.01 - 0.40
Nitrógeno	$N_2$	Gas	0.10 - 0.50
Dióxido de Carbono	$CO_2$	Gas	0.20 - 30.00
Oxígeno	$O_2$	Gas	0.09 - 0.30
Sulfuro de Hidrógeno	$H_2S$	Gas	Trazas - 28.00
Helio	He	Gas	Trazas - 4.00

Debido a que las propiedades del gas dependen de sus constituyentes, el principal paso para su establecimiento es la identificación de cada uno de ellos (Análisis cualitativo) y el segundo paso es la determinación de las proporciones en la que los mismos se encuentren presentes (Análisis cuantitativo). Ambos pasos se realizan mediante la aplicación de una técnica conocida en la industria del gas natural como Cromatografía. Además, por otro tipo de análisis se detecta la presencia de

otras sustancias que merecen atención debido a que pueden ocasionar trastornos en las operaciones de manejo, tratamiento y procesamiento del gas.

La importancia de la cromatografía radica en que por medio de las respuestas que arroja se puede calcular la cantidad de líquidos susceptibles de extracción a través del cálculo de la calidad o riqueza del gas GPM (galones de propano y más pesados por mil pies cúbicos de gas), así como también las posibilidades de comercialización, ya que los líquidos del gas natural (LGN) son ricos en componentes como propano, butanos, pentanos y gasolina natural que pueden ser procesados en refinerías y son potencialmente comerciables.

### 2.2.2 Tipos de Gas Natural

Dependiendo del estado en que se encuentren la mezcla de hidrocarburos y de las impurezas que contengan, el gas natural puede clasificarse de la siguiente manera:

#### **Gas pobre (seco)**

Este tipo de gas natural está compuesto principalmente de metano con un porcentaje mayor al 90% con pequeñas cantidades de componentes intermedios y pesados (%C<sub>7</sub>+). La temperatura de los yacimientos de gas seco es mayor que la temperatura cricondentérmica y ni a las condiciones de yacimiento ni a las de superficie se entra en la región de dos fases durante el agotamiento de presión. Generalmente, un sistema de hidrocarburos que produzca con una relación Gas-Líquido mayor a 100.000 PCN/BN se considera seco. Del gas seco, se puede extraer cierta cantidad de líquidos por medio de procesos criogénicos (enfriamiento).

#### **Gas rico (húmedo):**

Es aquel gas del que pueden obtenerse cantidades apreciables de hidrocarburos líquidos, en donde la composición de la mezcla de hidrocarburos todavía predomina el metano (mayor o igual al 60%), aunque la cantidad de relativa de hidrocarburos pesados es considerablemente mayor (menor al 12.5%) que en los gases secos. Un gas condensado es un gas con líquido disuelto, el cual presenta condensación



retrograda isotérmica en un rango de temperaturas (200-400°F) y presiones (3000-8000 lpc).

#### **Gas dulce:**

Es aquel gas que posee un bajo contenido de compuestos de azufre (menor o igual a 4 ppm). Dichos compuestos, se consideran impurezas del gas natural y pueden ser mercaptanos (RHS) y en mayor proporción sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ).

#### **Gas agrio:**


Es aquel tipo de gas natural que contiene cantidades apreciables de sulfuro de hidrógeno (mayor a 4 ppm) y por lo tanto es altamente corrosivo.

### **2.2.3 Contenido de agua presente en el gas natural**

El contenido de agua o la cantidad de agua presente en el gas natural depende de la presión, la temperatura y la composición. El efecto de la composición se ve incrementada por la presión y tiene un efecto más importante si el gas contiene  $CO_2$  y  $H_2S$ . El gas natural dulce posee un porcentaje de metano por encima del 70% y pequeñas cantidades de hidrocarburos pesados, para el cual existen diversas correlaciones que dependen de la temperatura y de la presión y me permiten determinar la cantidad de agua presente en el mismo.

Es necesario conocer cuánta agua lleva el gas para tomar decisiones en cuanto al tratamiento que se puede emplear para deshidratarlo y de esta manera evitar severos problemas operacionales.

La deshidratación es el proceso por medio del cual se remueve el agua presente en el gas natural y en los líquidos del gas natural, y se realiza para:

 Prevenir formación de hidratos y condensación del agua durante el procesamiento y el transporte del gas.

✚ Llevar al gas a un contenido de agua dentro de las especificaciones que se requieren. Generalmente, el gas deshidratado mediante absorción con glicol posee un contenido de agua de 7 Lb/MMPCND. Sin embargo, si el proceso requiere de una deshidratación más profunda se usa la adsorción con tamices moleculares llevando la especificación de agua desde 7 Lb/MMPCND hasta 0,01 ppm.

✚ Prevenir la aparición de la corrosión, lo cual representa un serio problema operacional en el cual se destruyen o deterioran las tuberías de transmisión del gas (gasoductos) y los equipos por donde el mismo pasa.

Para determinar el contenido de agua presente en un gas existen varias correlaciones o métodos gráficos entre los que se encuentran:

### 1. Correlación de Mc-Ketta Webe

Esta correlación se basa en una serie de gráficas en función de la temperatura y la presión del gas, y del contenido de agua presente en el mismo. Las gráficas a utilizar dependen del tipo de gas al que se le quiera determinar el contenido de agua.

- Si el gas es dulce (no contiene  $CO_2$  y  $H_2S$ ).

Con la presión y la temperatura del gas, se entra al anexo B1 y se determina la cantidad de agua presente en el gas en unidades de Lb/MMPCND.

- Si el gas es ácido (contiene  $CO_2$  y  $H_2S$ ).

Se debe determinar el contenido de agua tanto para el gas, como para el  $CO_2$  y  $H_2S$  entrando en los anexos B1, B2 Y B3. Una vez leído el contenido de agua para cada componente se procede a utilizar la siguiente fórmula para calcular el contenido de agua total presente en el gas:

$$W_{(GAS)} = Y_{HCBS}W_{HCBS} + Y_{CO_2}W_{CO_2} + Y_{H_2S}W_{H_2S} \quad (\text{Ec. 2.1})$$

### 2. Correlación de Bukacek

Esta correlación se basa en la siguiente ecuación:

$$W = A/P_1((Lpca)) + B [Lb/MMPCN] \quad (\text{Ec. 2.2})$$

Donde:

P: Presión del gas en Lpca

A y B: son constantes que se encuentran tabuladas en función de la temperatura en el anexo B4.

#### **2.2.4 Punto de Rocío de los hidrocarburos del Gas Natural**

El punto de rocío de hidrocarburos del Gas Natural es un parámetro importante de calidad, el cual debe controlarse a lo largo de las etapas de la cadena de valor del mismo, en donde se requiera un control riguroso de los hidrocarburos que puedan condensar.

Un exacto monitoreo de temperatura de punto de rocío de hidrocarburo en el gas natural, es importante para mantener la calidad y la integridad del gas así como también para cumplir con las especificaciones que se desean alcanzar. Estas especificaciones van a depender del uso que se le quiera dar al gas una vez que es extraído del pozo. Si estudiamos la cadena de valor del gas natural el punto de rocío se controla de diferentes maneras las cuales se mencionan a continuación:

✚ En la etapa de explotación se debe controlar el punto de rocío en el interior del pozo así como también cuando el gas se encuentra en superficie, esto para el casos de yacimientos de gas condensado y gas húmedo, ya que lo que se quiere es que el gas salga con la mayor cantidad posible de hidrocarburos condensables (GPM elevado) en su estado natural (forma gaseosa), es decir lo que se busca en esta etapa es que no haya cambio de fase de gas a líquido.

✚ En la etapa de tratamiento (deshidratación) se controla punto de rocío de agua contenida en el gas para evitar que esta ingrese a la etapa de extracción donde la tolerancia de agua es cero.

✚ En la etapa de extracción se controla punto de rocío de los hidrocarburos, aquí se desea condensar la mayor cantidad posible de propano, butanos, pentanos y componentes más pesados, los cuales generan mayores ganancias económicas en la industria del gas natural.

✚ En la etapa de almacenamiento y distribución se debe controlar punto de rocío ya que los productos que van a venta como el propano, butanos deben mantenerse en estado líquido, lo cual es un estado contrario al natural que ellos presentan.

El punto de rocío de hidrocarburos es la temperatura a la cual estos empiezan a condensarse, una vez que el gas natural es enfriado a presión constante y en consecuencia deja de ser totalmente gaseoso. Cuando la temperatura cae por debajo del punto de rocío, cada vez se forma más líquido condensado.

## **2.3 Gas Licuado**

En términos generales un gas licuado de hidrocarburos, es un líquido que a condiciones normales de presión y temperatura es un gas (Presión atmosférica y temperatura de 60°F). Refrigerar un gas licuado significa bajar su temperatura hasta el punto de ebullición a presión atmosférica.

### **2.3.1 Clasificación de los gases licuados**

Los gases licuados de los hidrocarburos que se manejan en Venezuela podemos clasificarlos en tres tipos:

- ✚ Gas Licuado de Petróleo (GLP)
- ✚ Líquidos del Gas Natural (LGN)
- ✚ Gas Natural Licuado (GNL)

### **Gas Licuado de Petróleo (GLP).**

El gas licuado de petróleo es una mezcla, en proporción variable de dos componentes del gas natural (propano y butano), que a temperatura ambiente y presión atmosférica se encuentran en estado gaseoso, pudiendo licuarse a esa presión si se enfrían a  $-43\text{ }^{\circ}\text{C}$ . El GLP es sumamente inflamable y debe ser almacenado lejos de fuentes de calor y en una zona bien ventilada, para que cualquier fuga se pueda dispersar con facilidad. Un químico especial conocido como “Mercaptano”, se añade al GLP para darle un mal olor que ayude a detectar una fuga. La concentración química es tal, que una fuga puede ser detectada cuando la concentración está muy por debajo del límite inferior de inflamabilidad.

El GLP se almacena y transporta en forma líquida. Posee un mayor poder calorífico que el GNL, siendo sus vapores más pesados que el aire, por lo que tienden a acumularse en zonas más bajas, contrario a lo que ocurre con el gas natural o metano que es más liviano que el aire. Esta modalidad de gas es la que se comercializa para su utilización como combustible doméstico en cilindros presurizados.

### **Líquidos del Gas Natural (LGN).**

El gas natural, tal como se extrae de los yacimientos, contiene impurezas e hidrocarburos condensables, mediante su procesamiento y tratamiento se le eliminan las impurezas y se separa el metano de los otros componentes (Propano, butanos, pentanos, gasolina natural y nafta), los cuales en forma líquida se conocen como líquidos del gas natural (LGN). Estos se extraen del gas natural mediante procesos criogénicos, bajando su temperatura y disminuyendo así el volumen que ocupan en estado gaseoso.

Una gran ventaja que tienen los líquidos del gas natural, es en cuanto su almacenamiento y embarque, esto se deriva del hecho de que  $0,03\text{ m}^3$  ( $1\text{ Pie}^3$ ) de metano líquido a  $-162\text{ }^{\circ}\text{C}$  ( $-260\text{ }^{\circ}\text{F}$ ) es aproximadamente igual a  $18\text{ m}^3$  ( $630\text{ Pies}^3$ ) de

metano gaseoso. Los líquidos del gas natural son utilizados en el mercado interno como combustible y materia prima para la obtención de plásticos y resinas.

### Gas Natural Licuado (GNL)

El gas natural licuado (GNL) es gas natural que ha sido enfriado hasta el punto que se condensa a líquido, lo cual ocurre a una temperatura de aproximadamente  $-161^{\circ}\text{C}$  y a presión atmosférica. Como resultado, el GNL está compuesto en su mayoría por metano y en proporciones variables etano, propano y butanos. La licuefacción reduce el volumen aproximadamente 600 veces, haciéndolo así más económico para transportar entre continentes en embarcaciones marítimas especiales, donde sistemas de transporte por tuberías tradicionales no sería rentable y podrían ser técnica y políticamente inviables.

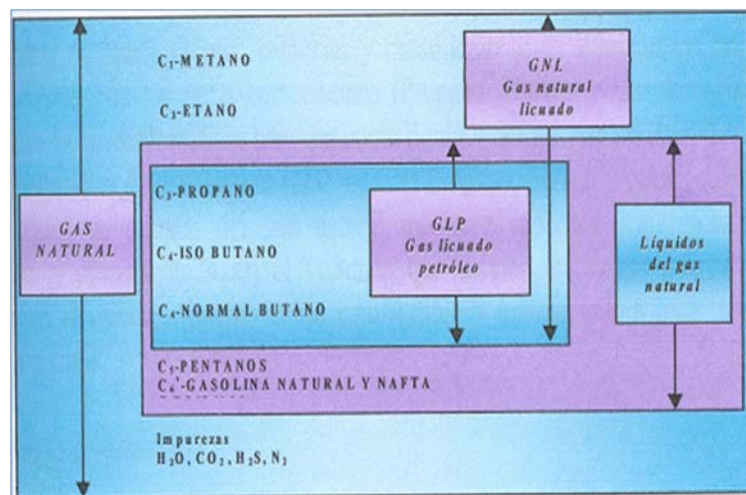


Figura 2.3 Diferencias entre los diferentes tipos de gases licuados.

### **2.3.2 Usos del Gas Natural 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.

#### **2.3.2.1 Combustible eficiente**

Como combustible se utiliza: en la generación de vapor y electricidad, y en los sectores siderúrgicos, petroquímico, eléctrico, del cemento, manufacturero (papel, cartón, textiles, vidrio, alimento, etc.), doméstico, comercial y automotor.

Como combustible, ofrece ventajas que sobrepasan las características, disponibilidad, eficiencia y manejo de otros combustibles y líquidos. Entre las ventajas tenemos:

- ✚ Es limpio, por lo tanto los equipos en que se usa como combustible no requieren mantenimiento especial.
- ✚ Puede manejarse a presiones deseadas para la entrega en los sitios de consumo.
- ✚ Su poder calorífico y combustión son altamente satisfactorios.
  
- ✚ Volumétricamente es susceptible a la compresión o expansión, en función de la relación Presión-Temperatura de trabajo.
- ✚ Puede ser transportado por sistemas de tuberías madres, troncales y ramales, especialmente diseñadas, que permiten mantener rangos de volúmenes a presiones deseadas.

#### **2.3.2.2 Insumo para procesos**

El gas seco, húmedo o condensado, a través de tratamientos, 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 semi-elaborada para una cadena de otros procesos o productos finales para mercados tanto interno como externo.

El gas natural separado del petróleo (gas asociado) y el gas libre (gas no asociado) procedente de yacimientos, se tratan y acondicionan para obtener gas seco a ciertas especificaciones, que se despacha por gasoductos y redes de distribución a ciudades y centros industriales donde se utiliza como combustible.

El gas sujeto a procesos y tratamientos adecuados, se separa en metano, etano, propano, butanos y componentes más pesados, y finalmente son enviados a plantas petroquímicas para ser convertidos en una variedad de productos finales o semi-elaborados. De igual forma puede ser enviado hacia las refinerías, donde sus moléculas son desintegradas térmicamente y, extracciones adicionales derivadas de los crudos allí refinados, son enviados a las plantas petroquímicas.

En general, el gas natural se usa como materia prima en el proceso de desulfuración (para mejorar la calidad de los derivados del petróleo), en los procesos de reducción del mineral de hierro, en plantas siderúrgicas y en procesos petroquímicos (fabricación de plásticos, amoníaco, ácido nítrico, urea, sulfato y nitrato de amonio y otros fertilizantes, así como para producción de metanol y otros productos químicos).

### 2.3.2.3 Gas de Reinyección

El gas natural se usa en programas de inyección en los yacimientos con el propósito de recuperar crudos y/o gases. La reinyección de gas es una alternativa eficiente que se emplea en aquellos yacimientos de crudo con gravedad API  $\leq 20$  (crudo pesado y extrapesado) este gas entra a elevadas condiciones de presión y










temperatura lo que provoca que el crudo presente en el yacimiento se revaporice y tenga la energía necesaria para ascender a superficie.

La reinyección de gas también es aplicable en yacimientos de gas condensado, en este caso la reinyección se aplica para mantener la presión por encima de la presión de rocío para evitar la formación de condensado retrogrado.

## 2.4 Etapas De La Cadena De Valor Del Gas Natural

Las etapas más importantes de la cadena de valor del gas natural, excluyendo las operaciones de tubería entre cada etapa, son las siguientes:

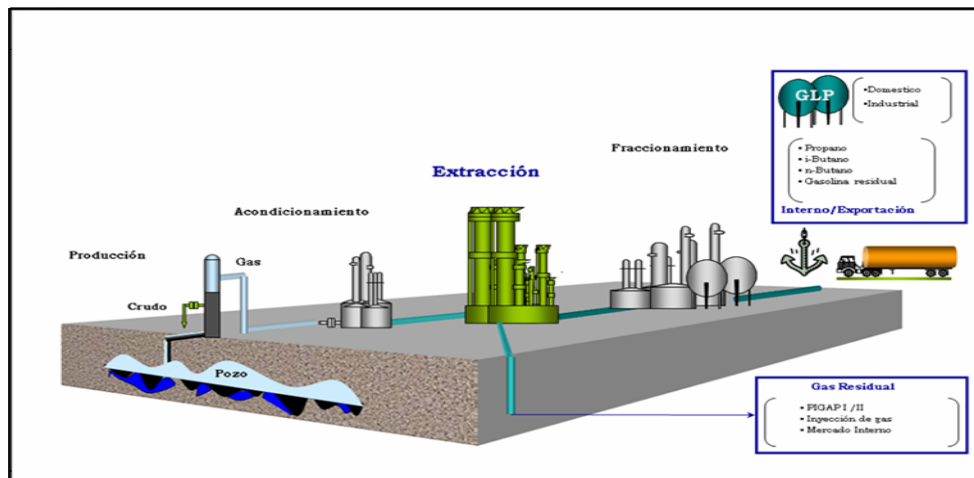
-  Explotación y Producción
-  Compresión
-  Acondicionamiento
-  Extracción
-  Fraccionamiento
-  Almacenamiento
-  Distribución

**La producción** consiste en llevar desde los yacimientos del subsuelo hasta la superficie a través de pozos productores. En el subsuelo, el gas se encuentra disuelto o en la capa de gas en los yacimientos de condensado (gas asociado) y en yacimientos de gas libre (gas no asociado).

Una vez en la superficie, el gas natural es sometido a un proceso de **separación** de líquidos (petróleo, condensado y agua) en recipientes metálicos a presión denominados separadores. Cuando se trata de gas libre, no asociado con el petróleo,

este proceso no es necesario, y el gas va directamente al paso siguiente. Después de realizar el proceso de separación se realiza el proceso de **tratamiento**, el cual es un paso previo a la fase de procesamiento, para eliminar las impurezas que trae el gas natural, como agua, dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), helio y Sulfuro de hidrógeno. El agua se elimina con productos químicos que absorben la humedad; el  $\text{H}_2\text{S}$  se trata y elimina en plantas de endulzamiento. Estas impurezas se recuperan y pueden ser comercializadas con otros fines.

Cuando el gas se encuentra libre de impurezas es enviado a las plantas de **extracción de líquidos** con la finalidad de separar el gas metano seco de los llamados “Líquidos del Gas Natural” (LGN), integrados por propano, butanos, pentanos, gasolina natural y nafta residual. El gas metano seco es enviado a un proceso de **compresión** con la finalidad de aumentarle la presión y enviarlo a sistemas de transporte y distribución para su utilización en el sector industrial y doméstico y en las operaciones de producción de la industria petrolera (inyección en los yacimientos y en los pozos). Los líquidos del gas natural son enviados a las plantas de **fraccionamiento**, donde se obtienen por separado etano, propano, n-butano, i-butano, gasolina natural y nafta residual, que pasan al área de **almacenamiento**, el cual puede ser refrigerado y/o presurizado en recipientes esféricos. Luego, cada producto es **comercializado y distribuido** al mercado nacional e internacional a través de cisternas, tuberías y/o buques.



**Figura 2.4 Etapas del Gas Natural**

## 2.5 Plantas De Extracción De Líquidos Del Gas Natural.

Las plantas de extracción se encargan de separar los líquidos de la corriente de gas, mediante la condensación de los componentes más pesados (propano, butanos y más pesados), para ser enviados a las plantas de fraccionamiento.

El principio termodinámico, en el cual se basan las diferentes tecnologías de extracción de líquidos, es llevar el gas natural a condiciones de temperatura y presión tal, que se asegure la condensación de los componentes más pesados. Esto puede lograrse, ya sea, con una refrigeración directa (refrigeración mecánica), mediante transferencia de masa (absorción) o a través de una expansión (turbo-expansión y/o expansión Joule Thompson), todo esto manteniendo un control riguroso del punto de rocío del gas.

Los procesos de extracción de líquidos del gas natural cubren una gran variedad de tecnologías. Algunas de estas tecnologías operan a temperaturas de nivel

criogénico, condiciones a la cuales, de haber agua presente, formaría hidratos y/o congelaría el proceso.

La selección del proceso a utilizar, su complejidad y el costo dependen del grado de recobro de líquidos que se desea obtener. Sin embargo, a la hora de la selección del proceso de extracción, el factor más importante es la composición del gas. En general, un gas rico requiere mayores gastos de energía a la hora de realizar la refrigeración, mientras que un gas pobre requiere condiciones de proceso más severas (menores temperaturas) para alcanzar un recobro alto.

### **2.5.1 Control del Punto de Rocío**

Aparte de obtener líquidos valiosos como LGN y separar estos líquidos de la corriente de gas seco (metano), las plantas de extracción se encargan de controlar el punto de rocío tanto del agua como del hidrocarburo, para evitar la formación de líquidos en las tuberías de transmisión.

Cuando el gas es transportado en gasoductos, se debe considerar el control de la formación de hidrocarburos líquidos en el sistema, puesto que la condensación de líquidos acarrea una serie de problemas a la hora de realizar mediciones, de caídas de presión, lo que conlleva a trabajar bajo operaciones no seguras.

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

#### **2.5.1.1 Métodos para el control del punto de rocío de agua.**

A nivel industrial, existen diversos métodos que se utilizan para controlar el punto de rocío del agua en la sección del proceso en donde se requiera mantener un riguroso control de esta variable. Algunos de estos métodos son:

### 2.5.1.1.1 Proceso de Adsorción con tamices moleculares.

Se fundamenta en la capacidad que tienen algunos sólidos para adsorber o retener el alto contenido de agua que presente el gas natural. Los tipos de adsorbentes más comunes son:

- ✚ Tamices moleculares.
- ✚ Sílica de gel.
- ✚ Alúmina activada.
- ✚ Carbón activado.
- ✚ Arcillas.
- ✚ Adsorbentes poliméricos.

El tamiz molecular o zeolita es el adsorbente más usado en la industria del gas. Es un material cristalino que se encuentra natural o sintético, compuesto de silicio, aluminio y oxígeno, junto con varios iones metálicos como Potasio, sodio, calcio, litio, etc.



**Figura 2.5** Diferentes formas de adsorbentes.

### 2.5.1.1.2 Proceso de Absorción con Glicol.

La absorción de gases es una operación, en la cual, la corriente de gas natural se pone en contacto con un solvente líquido que tenga la capacidad de absorber los componentes más pesados del gas con el fin de separarlos de manera selectiva y obtener una solución de estos en el líquido para posteriormente ser separados del medio líquido en una torre de destilación.

Los glicoles y el metanol son los líquidos generalmente más usados en la deshidratación del gas natural. El trietilénglicol (TEG) es el más usado en procesos de absorción, ya que permite obtener temperaturas inferiores al punto de rocío y que las pérdidas de vapor sean menores que las obtenidas con otros glicoles. Sin embargo, el TEG no debe usarse para temperaturas inferiores a 50°F debido a problemas que pueden presentarse por un aumento de la viscosidad.

En todo proceso de deshidratación la tasa de circulación o el caudal de glicol es muy importante, porque de ella depende que ocurra un buen contacto entre el líquido y el gas, por lo tanto un buen proceso de deshidratación. Según diseño, existe un rango óptimo del caudal de TEG que debe entrar a la torre contactor, el cual se encuentra entre 2-5 [gal TEG/LbH<sub>2</sub>Oabsorbida]; sin embargo, este rango solo es aplicable para una torre que contenga cuatro platos de campana de burbujeo, temperatura inferior a 120°F y presión por debajo a 1200Psi. La ecuación está definida de la siguiente forma:

$$Q_{TEG} = R * \Delta W \quad (\text{Ec. 2.3})$$

Donde:

**$Q_{TEG}$** : Glicol requerido en el proceso (Gal TEG/MMPCN de gas procesado).

**R**: Relación Glicol-Agua removida (Gal TEG/Lbs. H<sub>2</sub>O removida).

**$\Delta W$** : Cantidad de agua removida del gas (Lbs. Agua/MMPCN).

$$\Delta W = W_1 - W_2 \quad (\text{Ec. 2.4})$$

Donde:

$W_1$ : Cantidad de agua en el gas húmedo (Lbs. Agua/MMPCN).

$W_2$ : Cantidad de agua en el gas deshidratado (Lbs. Agua/MMPCN).

### **2.5.2 Procesos de Recuperación de Líquidos (Control del punto de rocío de los hidrocarburos)**

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

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

#### **2.5.2.1 Proceso de Turbo-Expansión**

Un proceso de expansión se conoce como aquel en el cual un fluido pasa de mayor a menor presión. Esta disminución de presión, trae asociado una disminución de la temperatura con el propósito de condensar una mayor cantidad de componentes. En este equipo la presión cae bruscamente y el gas se enfría sensiblemente alcanzado bajas temperaturas de hasta  $-126\text{ }^{\circ}\text{F}$  (proceso criogénico).

Los turbo-expansores son turbo-maquinas destinadas a disminuir la presión y la temperatura de los gases, aumentando su volumen para así poder licuarlos o condensarlos, aprovechando el trabajo producido para generar potencia.

El turbo-expansor es una turbina de un solo impeler o rueda similar a una turbina de vapor. Es una máquina de libre circulación que reduce la presión y la temperatura de una corriente del gas y convierte la energía de la presión de gas en trabajo útil. El trabajo es extraído por un compresor centrífugo que es ayudado por un re-compresor que aumenta la corriente del gas después de que se hayan extraído los líquidos condensados de LGN. Las ruedas del Expansor y del compresor están unidas por los extremos de un eje común. Esta combinación del expansor y del compresor en una sola máquina es conocida como Expander/Compressor (compresor Expansor), el cual es el corazón de la planta criogénica.

Hay distintos tipos de expansores pero los que más se usan son los radiales de reacción, turbina centrípeta que ha permitido cubrir una extensa gama de aplicaciones vedadas hasta ese entonces en otro tipo de turbinas, en particular en el caso de la criogenia. En este tipo de turbina parte es expandido en las toberas ingresando el gas tangencialmente al rotor, combinando la velocidad del fluido radial con la velocidad periférica del rotor de modo de que no haya un choque con las paredes, permitiendo trabajar como se mencionó anteriormente con parte del fluido en estado líquido. En general este tipo de máquina no es utilizada por los inconvenientes de la adaptación en multi-etapas. Otra particularidad importante es el diseño de las toberas móviles las cuales permiten trabajar con eficiencia en una amplia gama de presiones y caudales adaptando su forma según sea las condiciones de carga.

#### **2.5.2.2 Proceso de Expansión en Válvulas Joule Thompson**

La expansión en válvulas J.T. es muy similar a la del turbo-expansor debido a que consiste en disminuir la presión para lograr la licuefacción de los componentes del gas natural. Una válvula J.T. o de estrangulamiento es simplemente una



restricción al flujo, si bien se reduce la presión, no realiza trabajo y por lo general la transferencia de calor es pequeña.

El proceso de Joule-Thompson consiste en el paso desde una presión constante a otra presión también constante y menor ( $P_f < P_i$ ), de un gas a través de un estrangulamiento o una pared porosa. El gas se expande adiabáticamente en el paso de una presión a otra, y se produce una variación en su temperatura. La variación de temperatura depende de las presiones, inicial y final, y del gas utilizado. Está relacionada con la desviación del gas de su comportamiento ideal.

### **2.5.2.3 Proceso de Refrigeración Mecánica**

La refrigeración mecánica es el proceso mediante el cual se reduce la temperatura de una sustancia por debajo de la que prevalece en su ambiente. Consiste en enfriar e gas natural hasta temperaturas que permiten la condensación del propano y los hidrocarburos más pesados, los cuales se estabilizan luego en una columna rectificadora para despojarlos del metano y etano.







## **2.6 Refrigeración**

Los sistemas de refrigeración son usuales en la industria de procesamiento del Gas Natural y los procesos relacionados con refinación de petróleo, industrias químicas y petroquímicas. Algunas aplicaciones para refrigeración incluyen recobro de LGN, recobro de GLP, control de punto de rocío de los hidrocarburos, condensación de reflujo para fracciones de hidrocarburos livianos, y plantas de gas natural licuado (GNL).

### 2.6.1 Principios Básicos de Refrigeración

La refrigeración se basa primordialmente en dos principios básicos conocidos como la primera y la segunda leyes de la termodinámica. La primera de ellas establece que la energía no se crea ni se destruye; si desaparece energía en una forma, debe reaparecer en otra, es decir, no puede aparecer energía en una manifestación sin que se registre una reducción correspondiente en otra de sus formas. La segunda ley indica que ningún sistema puede recibir calor a una temperatura dada y rechazarlo o emitirlo a una temperatura superior, sin que el medio que lo rodea efectúe un trabajo en el mismo. El calor fluye siempre del cuerpo más caliente al cuerpo más frío. Si se toman en cuenta las consideraciones de esta ley, el ciclo de refrigeración ideal será el inverso del llamado Ciclo de Carnot. Sin embargo, el ciclo de refrigeración ideal es un Ciclo de Carnot que consiste en dos procesos isotérmicos ( $\Delta T=0$ ) y dos procesos adiabáticos ( $\Delta Q=0$ ).

La refrigeración se emplea para remover el calor de reacciones químicas, licuar gases de proceso, separar gases por destilación y condensación, y para purificar productos mediante la congelación de separación selectiva de un componente de una mezcla líquida. La refrigeración también se emplea en forma amplia en el acondicionamiento de aire de zonas de plantas industriales y en aplicaciones asociadas con procesos y el aprovechamiento térmico ambiental. Entre las principales aplicaciones en la industria del gas se incluyen:

-  Purificación de aceites lubricantes.
-  Reacciones a bajas temperaturas.
-  Separación de hidrocarburos volátiles.
-  Deshidratación del gas natural.
-  Procesos criogénicos.
-  Licuefacción del gas natural o de sus componentes.

## 2.6.2 Refrigeración Mecánica

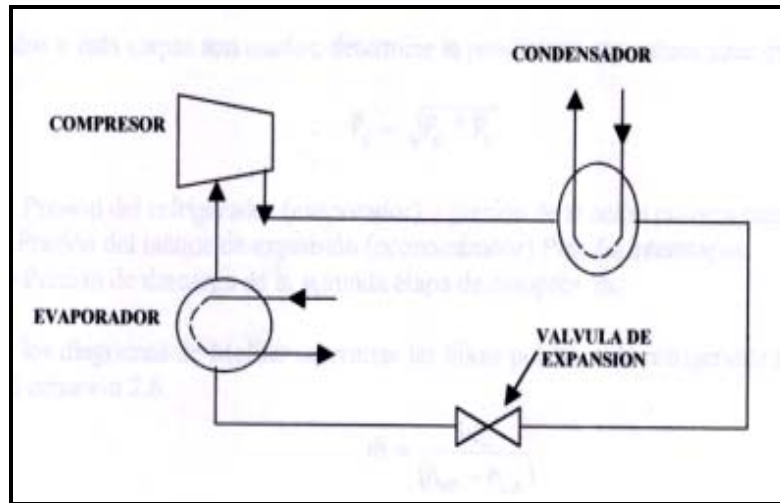
El proceso de refrigeración mecánica consiste en reducir la temperatura de una sustancia por debajo de la que prevalece en su ambiente. Se refiere al proceso que usa un compresor para aumentar la presión de un refrigerante a una presión condensable. El proceso de refrigeración mecánica puede ser obtenido usando uno de estos ciclos:

- ✚ Compresión – Expansión del vapor.
- ✚ Absorción.
- ✚ Chorro de vapor (Compresión agua – vapor).

El ciclo de refrigeración puede ser clasificado en cuatro fases diferentes mediante el uso del diagrama presión – entalpía (P – H). Estas fases son:

- ✚ Expansión
- ✚ Evaporación
- ✚ Compresión
- ✚ Condensación

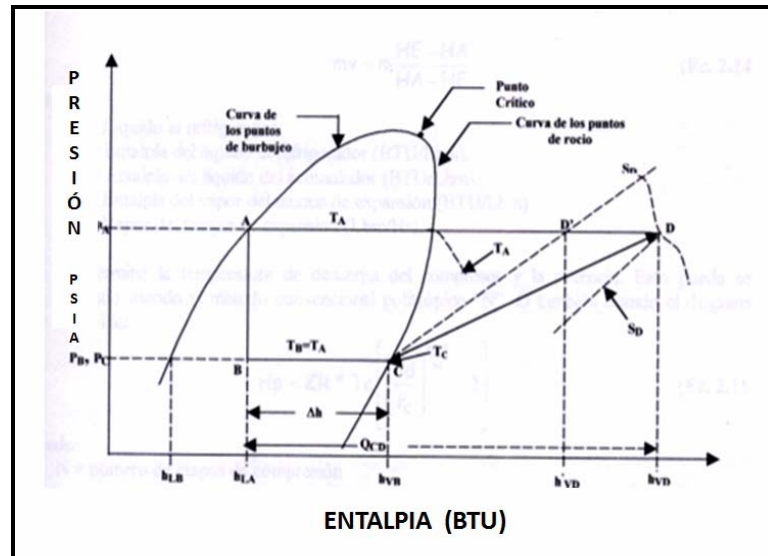
El ciclo de refrigeración usado en la planta de extracción de líquidos Santa Bárbara es el de compresión – expansión del vapor el cual puede ser representado por el diagrama de flujo del proceso y el diagrama de presión – entalpía, los cuales se muestran en la figura 2.6.



**Figura 2.6.A Diagrama de Flujo del proceso de Refrigeración Mecánica con Propano.**

**Fase de expansión:** El punto de partida en un proceso de refrigeración es la disponibilidad de líquido refrigerante. En la figura 2.6 B el punto A representa un punto de burbuja del líquido a su presión de saturación ( $P_A$ ) y entalpía ( $h_{LA}$ ). En la fase de expansión, la presión y la temperatura se reducen por la liberación instantánea de líquido a través de una válvula de expansión hasta una presión ( $P_B$ ), la cual es la presión más baja y se determina mediante la temperatura deseada de refrigerante ( $T_B$ ) en el punto B.

En el punto B, la entalpía del líquido saturado es  $h_{LB}$ , mientras que la correspondiente a la entalpía del vapor saturado es  $h_{VB}$ . Puesto que la etapa de expansión (A – B) se produce a través de una válvula de expansión y no ocurre intercambio de energía, el proceso es considerado isoentálpico. Entonces, el valor total de la entalpía a la salida de la válvula es el mismo que a la entrada  $h_{LA}$ .



**Figura 2.6.B Diagrama Entalpía-Presión del proceso de Refrigeración Mecánica con Propano.**

El punto B está en el interior del domo donde el vapor y el líquido coexisten en equilibrio. Para determinar la cantidad de vapor formada en el proceso de expansión, suponemos que  $X$  es la fracción de líquido a la presión  $P_B$  con una entalpía  $h_{LB}$ . Entonces, la fracción de vapor formada durante el proceso de expansión con una entalpía  $h_{VB}$  es  $(1 - X)$ .

**Fase de evaporación:** El vapor formado en el proceso de expansión (A – B) no suministra ninguna refrigeración al proceso. Calor es absorbido del proceso por la evaporación de la porción de líquido refrigerante. Como se muestra en la figura 2.6 B la etapa B-C se realiza a una temperatura y presión constante. En el punto C el vapor es saturado y la entalpía es  $h_{VB}$ .

El proceso de refrigeración es suministrado por el líquido frío ( $X$ ), y su efecto refrigerante puede ser definido como  $X(h_{VB} - h_{LB})$ . La carga de refrigeración (o capacidad de refrigeración) se refiere a la cantidad de calor absorbido en el evaporador por el proceso, generalmente es expresado como “toneladas de refrigeración o BTU/unidad de tiempo”.

**Fase de compresión:** Los vapores del refrigerante salen del evaporador a la presión de saturación ( $P_C$ ). La temperatura de refrigeración correspondiente es igual a  $T_c$  a una entalpía de  $h_{VB}$ . La entropía en este punto es  $S_c$ . Estos vapores son comprimidos isentrópicamente hasta una presión  $P_a$  a lo largo de la línea C-D.

**Fase de condensación:** El refrigerante sobrecalentado que sale del compresor a  $P_a$  y  $T_d$  (Punto D en la figura 2.6 B) es enfriado a una presión aproximadamente constante hasta la temperatura del punto de rocío ( $T_a$ ). Luego, los vapores refrigerantes comienzan a condensarse a temperatura constante  $T_a$ .

Durante el enfriamiento del refrigerante, de estado sobrecalentado a saturado y durante su condensación, todo el calor y el trabajo adicionado al refrigerante durante los procesos de evaporación y compresión deben ser eliminados. De esta manera el ciclo puede ser completado cuando alcanza el punto A (punto de inicio) en el diagrama presión – entalpía como se muestra en la figura 2.6 A.

La presión de condensación del refrigerante es una función de la fuente de enfriamiento disponible: aire, agua u otro refrigerante. La fuente de enfriamiento recibe el calor que el refrigerante le transfiere. Como la descarga del compresor es vapor sobrecalentado, la curva de condensación del refrigerante no es una línea recta. Ella es una combinación de la temperatura de sobrecalentamiento y de la temperatura constante de condensación. Este hecho debe ser tomado en cuenta para el diseño del condensador.

### 2.6.3 Refrigeración Mecánica con Propano

Muchas plantas de refrigeración utilizan propano como refrigerante. El propano no es caro, y está disponible en muchas plantas de proceso; el cual puede ser condensado a presiones moderadas y puede ser usado a temperaturas tan bajas como de  $-40$  °F y con presión de succión por encima de la presión atmosférica. El propano debe estar tan puro como sea posible. El acumulador del propano normalmente se ventea para remover el metano y el etano del refrigerante. En las plantas de

refrigeración mecánica se emplean equipos para remover los hidrocarburos pesados que contaminan el propano.

El ciclo de refrigeración puede ser de una etapa o de dos etapas, y puede utilizar compresores reciprocantes o centrífugos, con economizadores incorporados en las etapas del ciclo.

#### 2.6.4 Refrigeración por etapas

Las plantas de refrigeración por lo general poseen de una a cuatro etapas de compresión. El número de etapas depende fundamentalmente de los siguientes factores:

- ✚ Etapas de compresión requeridas.
- ✚ Carga térmica entre etapas.
- ✚ Tipo de compresión.
- ✚ Factores económicos.

**Refrigeración de una sola etapa:** En la figura 2.7 se muestra un sistema de refrigeración de una sola etapa. El esquema mostrado corresponde a una sola planta cuyo refrigerante es propano puro.

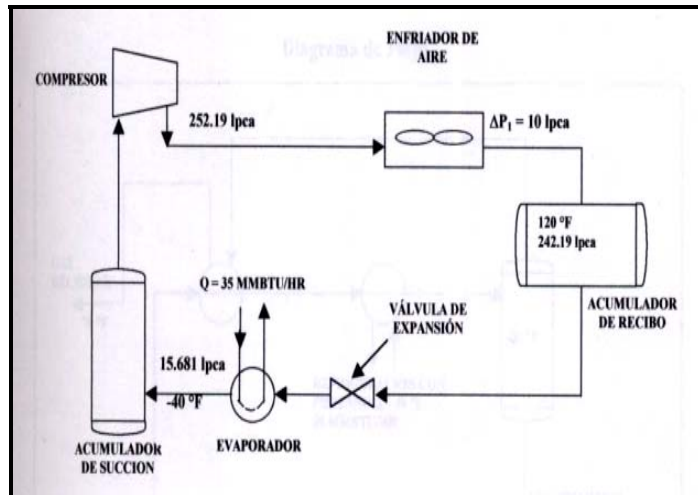


Figura 2.7 Sistema de Refrigeración de una sola etapa.

**Refrigeración en dos etapas:** Se usa con el fin de obtener ahorros del orden del 20% con respecto a la refrigeración de una sola etapa. El sistema permite el uso de economizadores inter – etapas. De esta manera se puede remover calor en las inter-etapas y no a la presión más baja como en el caso de la refrigeración en una sola etapa.

En la figura 2.8 se muestra un diagrama típico de refrigeración en dos etapas con propano puro y con una carga inter-etapa.

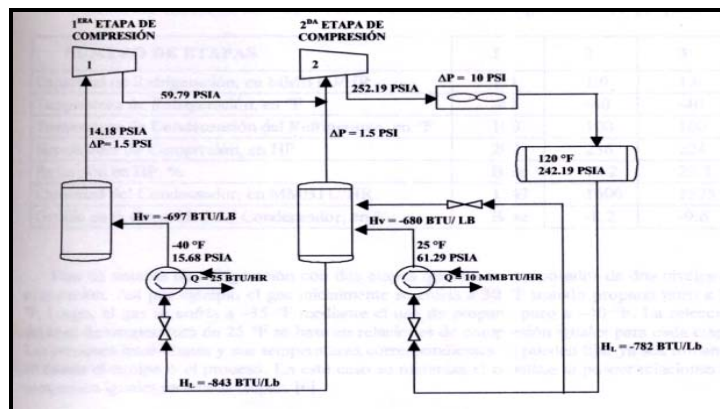
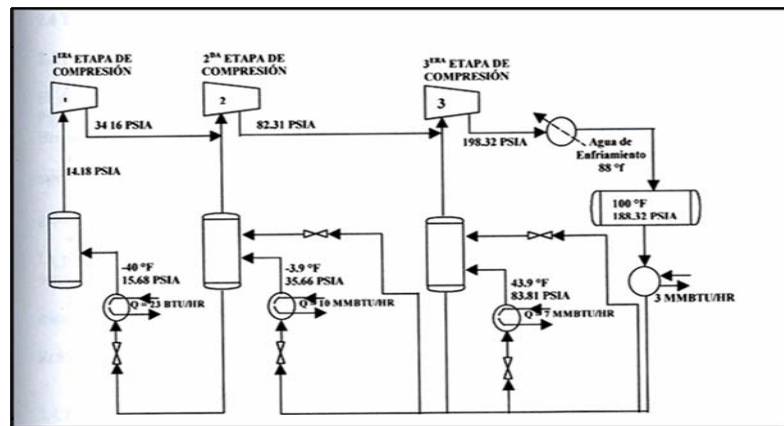


Figura 2.8 Sistema de Refrigeración en dos Etapas.



**Refrigeración en tres etapas:** La refrigeración en tres etapas permite aún mayores ahorros de caballaje que la refrigeración en dos etapas. En este caso, también se pueden utilizar economizadores inter-etapas y remoción de calor inter-etapas. Vale la pena mencionar, que los ahorros que se obtienen con tres etapas con respecto a dos etapas no son tan apreciables como los que se obtienen usando dos etapas con respecto a una etapa. Aún así, los ahorros obtenidos con tres etapas, en algunas plantas justifican su uso.

En la figura 2.9 se muestra un diagrama típico de refrigeración en tres etapas con propano.



**Figura 2.9 Sistema de Refrigeración en tres Etapas.**

**Configuración del sistema:** El consumo de energía se reduce a medida que aumenta el número de etapas. El incremento de los costos en un sistema de refrigeración depende del número de etapas. Por esta razón, la inversión inicial y los ahorros energéticos requieren de estudios económicos, que son los que al final permiten tomar una decisión sobre la base de las necesidades y disponibilidades relacionadas con la adquisición. El caballaje de compresión se puede reducir aún más si se intercambian las cargas de refrigeración de niveles más fríos a niveles más calientes.

## 2.7 Separadores

El término separador es aplicado a una gran variedad de equipos usados para separar mezclas de dos o más fases. Estas mezclas pueden estar formadas por: una fase vapor y una líquida; una fase vapor y una sólida; dos fases líquidas inmiscibles (aceite/agua); una fase vapor y dos líquidas o alguna otra combinación de las anteriores. El diseño apropiado de los separadores es de suma importancia, debido a que estos tipos de recipientes son normalmente los equipos iniciales en muchos procesos. Un diseño inadecuado puede crear un cuello de botella que reduzca la capacidad de producción de la instalación completa. En el diseño de los separadores es necesario tomar en cuenta los diferentes estados en que se pueden encontrar los fluidos y el efecto que sobre éstos puedan tener las diferentes fuerzas o principios físicos.

### 2.7.1 Funciones que debe cumplir un separador

Las principales funciones que debe cumplir un separador son:

- ✚ Permitir una primera separación entre los hidrocarburos, esencialmente líquidos y gaseosos.
- ✚ Refinar aún más el proceso, mediante la recolección de partículas líquidas atrapadas en la fase gaseosa.
- ✚ Liberar parte de la fracción gaseosa que pueda permanecer en la fase líquida.
- ✚ Descargar, por separado, las fases líquida y gaseosa, para evitar que se puedan volver a mezclar, parcial o totalmente.

### 2.7.2 Clasificación y descripción de los separadores

Los separadores pueden clasificarse, según su forma en:

- ✚ Separadores cilíndricos.
- ✚ Separadores esféricos.

- ✚ Separadores de dos barriles.

Por su parte, los separadores cilíndricos pueden clasificarse según su orientación en:

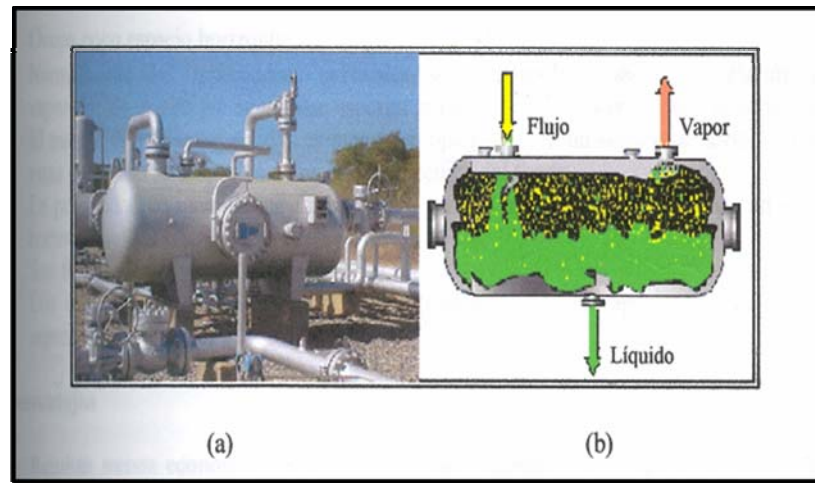
- ✚ Separadores horizontales.
- ✚ Separadores verticales.

Otra clasificación sería de acuerdo a la manera de inducir físicamente la separación

- ✚ Separadores por gravedad (típico separador vertical gas-líquido).
- ✚ Separadores por impacto (separadores de filtros).
- ✚ Separadores por fuerza centrífuga (separadores centrífugos).

#### **2.7.2.1 Separadores horizontales**

En estos equipos, la fase pesada decanta perpendicularmente a la dirección horizontal de flujo de la fase liviana, permitiendo que la fase liviana continua pueda viajar a una velocidad superior a la velocidad de decantación de la fase pesada discontinua (hasta un cierto límite). En la figura 2.10 se puede observar una representación de este tipo de separadores.



**Figura 2.10. Separador horizontal: (a) vista del separador, (b) flujo a través del separador.**

### 2.7.2.2 Separadores verticales

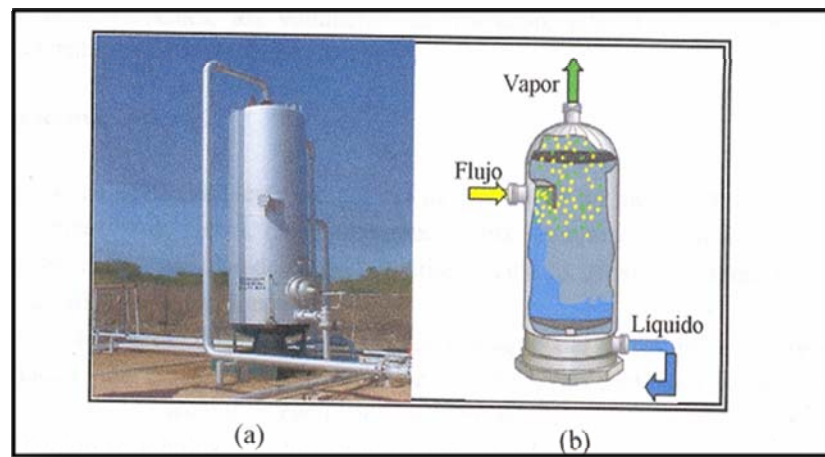
En estos equipos, la fase pesada decanta en dirección opuesta al flujo vertical de la fase liviana. Por consiguiente, si la velocidad de flujo de la fase liviana excede levemente la velocidad de decantación de la fase pesada, no se producirá la separación de fases, a menos que esta última coalesca en una gota más grande, de manera que el vapor no arrastre la fase líquida. En la figura 2.11 se puede observar una representación de un separador vertical.

Entre las ventajas y desventajas del separador vertical con relación al separador horizontal se encuentran:

#### **Ventajas**

- ✚ Ocupa poco espacio horizontal.
- ✚ Normalmente, los separadores verticales son empleados cuando la relación gas o vapor-líquido es alta y/o cuando se esperan grandes variaciones en el flujo de vapor/gas.

- ✚ El manejo de partículas sólidas es menos complejo que un separador horizontal, ya que estas partículas se acumulan en un área específica del fondo.
- ✚ La posibilidad de incrementar su capacidad resulta menos costosa que para un separador horizontal.
- ✚ Son fáciles de limpiar.
- ✚ Los separadores verticales tienen menos tendencia a la re-vaporización del líquido ya separado.



**Figura 2.11 Separador vertical: (a) vista del separador, (b) flujo a través del separador.**

#### **Desventajas**

- ✚ Resultan menos económicos e ineficientes para manejar altos caudales de gas y líquido, con relación al separador horizontal.
- ✚ Su instalación y transporte es más costoso que la de un separador horizontal.
- ✚ El manejo de grandes cantidades de líquido, fuertes variaciones en la entrada de líquido, ó separación líquido-líquido, obliga a tener excesivos tamaños de recipientes, cuando se selecciona la configuración vertical.
- ✚ Requiere diámetros mayores para una determinada capacidad, con respecto a los separadores horizontales.

✚ La superficie disponible para la separación gas-líquido es menor en un separador vertical, lo cual hace menos efectivo el proceso de separación.

✚ En separadores verticales, los volúmenes de retención, dificultan la desgasificación de líquido y el manejo de espuma, si se forma.

### **2.7.2.3 Separadores de filtro**

Este tipo de separadores utilizan el principio de aglomeración de gotitas de líquido en un medio filtrante seguido por un elemento eliminador de niebla. El aglomeramiento más común y eficiente está compuesto por un elemento filtrante tubular de fibra de vidrio, el cual es capaz de retener partículas de líquido hasta tamaños de sub-micrones.

El gas fluye dentro de la parte superior del empaque del filtro, pasa a través de los elementos y luego viaja hacia fuera por medio de los tubos. Las partículas pequeñas secas (si las hay por arrastre de sólidos o productos de corrosión), son retenidas en los elementos filtrantes y el líquido se aglutina para formar gotas más grandes.

La eficiencia de un separador de filtro depende mayormente del diseño apropiado del empaque del filtro y que este produzca una caída de presión mínima, que permita mantener una eficiencia de filtración. Son utilizados en aplicaciones de alto flujo de gas/bajo flujo de líquido y pueden tener ambas configuraciones, horizontales y verticales. Son utilizados comúnmente a la entrada de los compresores en las estaciones compresoras, como un despojador final aguas arriba de la torre contactora de glicol y en aplicaciones de gas de instrumentación/combustible.

### **2.7.2.4 Separadores centrífugos**

Estos separadores ofrecen un espacio eficiente, pero son muy sensibles a la tasa de flujo y requieren una mayor caída de presión que la configuración estándar de un separador.

### 2.7.3 Principios fundamentales considerados para realizar la separación física de vapor, líquidos o sólidos.

Los principios fundamentalmente considerados para realizar la separación física de vapor, líquidos o sólidos son:

✚ **Momentum o cantidad de movimiento:** fluidos con diferentes densidades tienen diferentes momentum. Si una corriente de dos fases cambia bruscamente de dirección, el fuerte Momentum o la gran velocidad adquirida por las fases, no permite que las partículas de la fase pesada se mueva tan rápidamente como la de las de la fase liviana, este fenómeno provoca la separación.

✚ **Fuerza de gravedad:** las gotas de líquido se separan de la fase gaseosa, cuando la fuerza gravitacional que actúa sobre las gotas de líquido es mayor que la fuerza de arrastre del fluido de gas sobre la gota.

✚ **Coalescencia:** Las gotas muy pequeñas no pueden ser separadas por gravedad. Estas gotas se unen, por medio del fenómeno de coalescencia, para formar gotas mayores, las cuales se acercan lo suficiente como para superar las tensiones superficiales individuales, y de esta forma lograr la separación por gravedad.

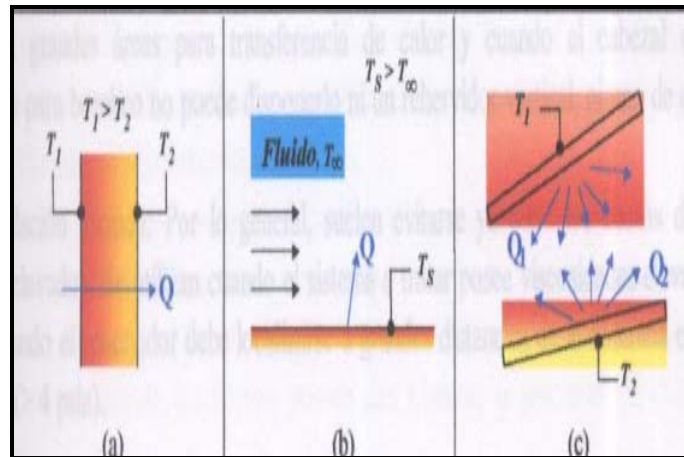
Toda separación puede emplear uno o más de estos principios, pero siempre las fases de los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación.

## 2.8 Transferencia De Calor

El calor se define como una energía en tránsito y su transferencia ocurre cuando existe una diferencia de temperatura entre dos medios. Esta transferencia de temperatura puede ocurrir de tres modos, en forma independiente o al mismo tiempo. Se habla de conducción cuando la transferencia de calor ocurre a través de medios sólidos, convección cuando existe un fluido de por medio y radiación cuando la transferencia de calor es a través de ondas electromagnéticas.

La conducción, por ser exclusiva de los sólidos, depende del área de superficie, espesor y del tipo de material; cada material conduce de manera distinta el calor, ofreciendo mayor o menor resistencia a su flujo, por lo que se han designado constantes de conducción para cada uno de ellos. La convección depende del área de superficie y del fluido en contacto con la superficie; para el fluido también existe una constante de transferencia, la cual depende de la velocidad, presión, densidad y viscosidad que posea el fluido a determinada temperatura. Por otra parte, la radiación depende de las temperatura de las superficies y su forma, ya que el calor se transmite en forma de ondas electromagnéticas, las cuales no requieren de fluidos o sólidos para propagarse. En la figura 2.12 se pueden observar las distintas formas de transferencia de calor.





**Figura 2.12 Modos de Transferencia de calor: (a) conducción, (b) convección, (c) radiación.**

### 2.8.1 Equipos de Transferencia de Calor

Los equipos de transferencia de calor, son equipos diseñados para transferir el calor entre dos fluidos a diferentes temperaturas. Son unidades comúnmente utilizadas en los procesos industriales y hasta domésticos. Su importancia radica en que son “ahorradores de energía”, ya que gracias a la transferencia de calor que llevan a cabo, se puede calentar o enfriar fluidos utilizando sus gradientes térmicos, evitando o disminuyendo la utilización de sistemas de refrigeración o calentamiento. A continuación, se presentan las principales aplicaciones, en cuanto a equipos de transferencia de calor se refiere:

#### 2.8.1.1 Rehervidores

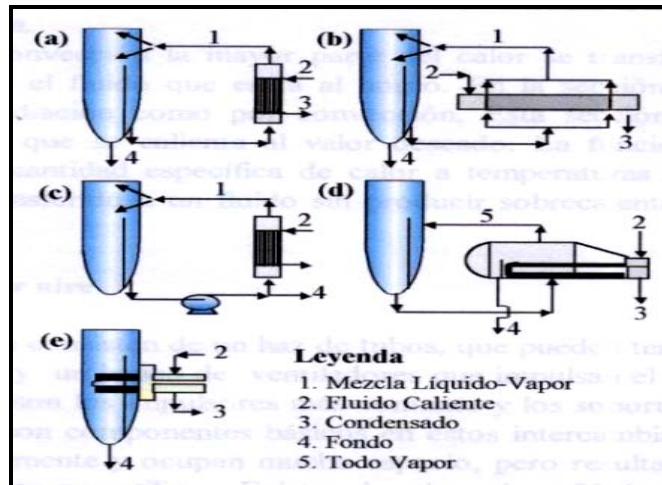
Los Rehervidores son los equipos encargados de generar el vapor que asciende por la columna de destilación. El vapor proviene de la vaporización parcial del líquido en el fondo de la torre, por lo tanto actúa como una etapa de equilibrio. Los Rehervidores generalmente utilizan aceite caliente o vapor de agua provenientes de sistemas de servicio independiente del proceso; sin embargo, algunas veces pueden

utilizar corrientes del proceso dependiendo de cuál sea el caso. A continuación se presentará de manera simplificada los diferentes tipos de rehervidores junto con algunas características resaltantes, pudiéndose observar en la figura 2.13 la configuración de los mismos.

✚ **Termosifón vertical:** es el tipo más común de rehervidores en prácticas de destilación. Este equipo consigue altos rangos de transferencia de calor, con tendencias mínimas de ensuciamiento y mínima residencia del material; posee una configuración de tuberías simple, además de un bajo costo de inversión. Por lo general, son usados cuando son requeridas grandes superficies de calor, cuando se requiere recirculación de líquidos y en servicios de vacío.

✚ **Termosifón horizontal:** comparado con el rehervidor anteriormente mencionado, generalmente requiere más espacio para tuberías, además posee una alta tendencia al ensuciamiento y usualmente suelen ser más costosos. Son usados ampliamente cuando se requieren grandes áreas para transferencia de calor y cuando el cabezal de líquido requerido para bombeo no puede disponerlo ni un rehervidor vertical, ni uno de circulación forzada.

✚ **De circulación forzada:** Por lo general, suele evitarse su uso ya que los costos de bombeo resultan elevados. Se utilizan cuando el sistema a tratar posee viscosidades elevadas ( $>25$  centipoise) y cuando el rehervidor debe localizarse a grandes distancias de la columna en sistemas de vacío ( $>4$  psia).



**Figura 2.13 Tipos de rehervidores: (a) termosifón vertical, (b) termosifón horizontal, (c) circulación forzada, (d) Kettle, (e) interno.**

✚ **Kettle:** Tiene bajos rangos de transferencia de calor y altas tendencias de ensuciamiento. Son ampliamente usados en columnas de vacío en donde se requiera limpieza continua y en torres donde se necesite grandes áreas de transferencia de calor y, además, se desee minimizar el líquido de salida del rehervidor.

✚ **Interno:** suelen ser los menos atractivos debido a los diámetros de las columnas, aunque suelen ser aplicados en destilaciones por lotes o cuando los diámetros de las columnas son extensos por otras consideraciones.

### 2.8.1.2 Hornos

Un horno consiste de una cámara aislada donde la combustión del combustible gaseoso o líquido ocurre y transfiere calor, principalmente por radiación, en tubos que se encuentran en la cámara de combustión, a través de los cuales fluye el fluido. El propósito de un horno puede ser simplemente para calentar un fluido, vaporizarlo total o parcialmente o para suplir el calor necesario de una reacción endotérmica.

En el horno, los gases que resultan de la combustión ocupan la mayor parte del volumen de calentamiento. El horno contiene una o varias cámaras formadas por una

serie de tuberías o serpentines y por cuyo interior circula el fluido que se desea calentar con el calor que genera la combustión. La mayoría de los hornos poseen dos cámaras o secciones de calentamiento denominados:

- ✚ Sección de convección.
- ✚ Sección de radiación.

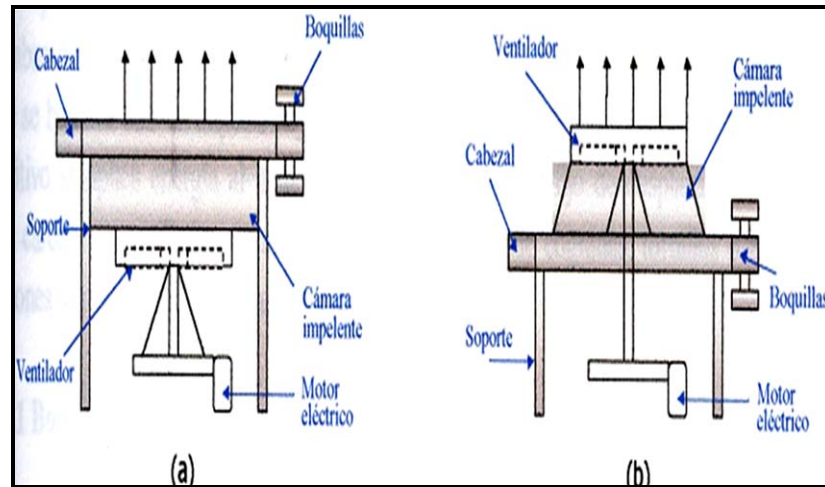
En la sección de convección la mayor parte del calor se transfiere por convección y se utiliza para precalentar el fluido que entra al horno. En la sección de radiación, el calor se transfiere tanto por radiación como por convección. Esta sección se utiliza para llevar la temperatura del fluido que se calienta al valor deseado.

La función más importante de un horno es generar una cantidad específica de calor a temperaturas relativamente apreciables, el cual va a ser transferido al fluido sin producir sobrecalentamiento de las partes que integran el horno.

### **2.8.1.3 Enfriadores por aire**

Los enfriadores con aire consisten en un haz de tubos, que pueden tener aletas que aumentan la transferencia de calor, y un banco de ventiladores que impulsan el aire a través de los tubos. Los motores eléctricos (impulsores más comunes), los soportes estructurales y la cámara impelente son componentes básicos en estos intercambiadores. Son unidades que resultan costosas inicialmente u ocupan mucho espacio, pero resultan atractivas a largo plazo por el tipo de refrigerante que utilizan. Existen dos tipos de enfriadores por aire los cuales son: de tiro forzado y de tiro inducido.

La unidad de tiro forzado impulsa el aire sobre la superficie de los ventiladores se encuentran situados por debajo de los haces tubulares como se muestra en la figura 2.14. (a), mientras que en la unidad de tiro inducido el ventilador se sitúa sobre el haz de tubos y el aire es arrastrado a través de la superficie del tubo como se observa en la figura 2.14 (b).



**Figura 2.14 Enfriadores por aire: (a) Tiro forzado y (b) tiro inducido.**

Las dos modalidades anteriores tienen sus ventajas y desventajas, pero dependiendo de las condiciones climáticas, requerimientos de enfriamiento y otros factores, se podrá decidir cuál opción es la más recomendable. A continuación en la tabla 2.2 se establecen comparaciones entre estos equipos.

**Tabla 2.2 Diferencias entre los tipos de enfriadores.**

Enfriamiento de Tiro Inducido	Enfriamiento de Tiro Forzado
Buena distribución del aire por toda la sección de los tubos.	Deficiente distribución del aire por toda la sección de los tubos.
Menor posibilidad de recirculación del aire caliente.	Mayor posibilidad de recirculación del aire caliente.
Requiere mayor potencia, sobre todo, si la temperatura del aire excede los 30°C.	Requiere menor potencia aún si la temperatura excede los 30 °C.
Difícil acceso al ventilador para el mantenimiento y el ajuste de las aspas.	Mejor acceso al ventilador para el mantenimiento y ajuste de las aspas.
Menor impacto por los cambios climáticos, ya que el 60% de los bancos de tubos está cubierto.	Total exposición de los tubos a cambios en las condiciones ambientales.

## 2.9 Destilación

La destilación es una de las operaciones unitarias más utilizadas en la industria de los procesos químicos, el cual consiste en la separación de los componentes de una solución, basada en la diferencia de los puntos de ebullición de los mismos. En este proceso se utilizan varios tipos de dispositivos, como por ejemplo, los empaques que pueden ser al azar, ordenados o estructurados y las bandejas o platos, para que las dos fases entren en contacto íntimo. Los platos se colocan uno sobre otro y se encierran con una cubierta cilíndrica para formar una columna, los empaques también están contenidos dentro de las columnas entre los platos de apoyo y el soporte.

La corriente de alimentación que se debe separar en fracciones se introduce a uno o más puntos a lo largo de la coraza de la columna de destilación. Debido a la diferencia de densidad entre la fase vapor y líquida, el líquido corre hacia la parte inferior de la columna cayendo en cascada de plato a plato, mientras que el vapor asciende por la columna, para entrar en contacto con el líquido en cada uno de los platos. Los componentes más ligeros (de punto de ebullición más bajo) tienden a concentrarse en la fase vapor, mientras que los más pesados (de punto de ebullición más alto) tienden a la fase líquida. El resultado es una fase vapor que se hace más rica en componentes livianos al ir ascendiendo por la columna, y una fase líquida que se va haciendo cada vez más rica en componentes pesados conforme desciende en cascada.

Cuando la alimentación se introduce en un punto a lo largo de la columna, esta se dividirá en una sección superior denominada sección de rectificación o enriquecimiento, y otra inferior que se denomina sección de agotamiento o despojamiento. Estos términos resultan bastante indefinidos en columnas con alimentaciones múltiples y en columnas en las cuales se retiran corrientes laterales a lo largo de la columna. La separación que se logra entre el producto superior y el fondo depende primordialmente de las volatilidades relativas del componente, el

número de platos o bandejas en contacto y la relación de reflujo de la fase líquida a la de vapor.

### 2.9.1 Constante de Equilibrio

La constante de equilibrio ( $K_i$ ) es una medida de la tendencia de vaporización de la sustancia  $i$  en un sistema y está definida por la siguiente ecuación:

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i} \quad (\text{Ec. 2.5})$$

Donde:

$K_i$ : constante de equilibrio del componente  $i$ .

$Y_i$ : Fracción molar en la fase vapor del componente  $i$ .

$X_i$ : Fracción molar en la fase líquida del componente  $i$ .

Si el valor de la constante de equilibrio es elevado, entonces la sustancia  $i$  tenderá a concentrarse en el vapor, mientras que si el valor es bajo, el componente se concentrará en el líquido. Si el valor es la unidad, el componente  $i$  tenderá a separarse equitativamente entre ambas fases.

La constante de equilibrio es función de la temperatura, la presión y la composición. En el equilibrio, al fijar dos de estas variables se define la tercera, por lo que la constante  $K_i$  se puede ver como función de la temperatura y composición, presión y composición o presión y temperatura. Para predecir el valor de  $K_i$  se pueden utilizar resultados experimentales, ecuaciones de estado termodinámico o gráficas.

Para un sistema ideal (gas ideal y/o solución ideal), la constante de equilibrio se define como la relación de la presión de vapor del componente  $i$  entre la presión total del sistema.

$$K_{i,IDEAL} = \frac{P^*}{P_T} \quad (\text{Ec. 2.6})$$

Donde:

$K_{i, IDEAL}$ : Constante de equilibrio del componente  $i$  para un gas ideal.

$P^*$ : Presión de vapor del componente  $i$ .

$P_T$ : Presión total del sistema.

### 2.9.2 Diagramas de Fases

Los diagramas de fases o envolventes son representaciones gráficas, a través de las cuales es posible predecir el estado y comportamiento de los fluidos a determinadas condiciones de temperatura y presión. Entre los más utilizados se encuentran: el diagrama  $xy$ , el diagrama  $PT$  y el diagrama  $T-xy$ . Tanto el diagrama  $PT$  como el  $T-xy$  utilizan los valores de saturación del líquido y el vapor, conocidos como punto de burbuja y punto de rocío.

Con estos diagramas, también se puede predecir en qué momento se va a condensar un gas y cuándo se va a evaporar un líquido. Por ello, son ampliamente utilizados para diseñar y dirigir las operaciones de la industria del gas natural. Cuando se conoce el diagrama correspondiente al fluido que se maneja, se estará en condiciones de predecir el estado de la mezcla en cualquier momento, dependiendo de la presión y la temperatura a la cual se esté trabajando. Eso permitirá tomar las decisiones según sea el caso que se presente. Los diagramas de fases pueden clasificarse de la siguiente manera:

#### Sistema de un componente

Estos son sistemas conformado por un solo componente, lo que vendría a ser una sustancia pura, y la cual dependiendo de los valores de temperatura y presión puede estar en estado sólido, líquido o gas. Se sabe que para el caso de los hidrocarburos no existen yacimientos conformado por un solo componente, sino que



lo que existe es una mezcla de ellos, pero su estudio es conveniente para entender el comportamiento que tendría un hidrocarburo en caso de encontrarse en estado puro.

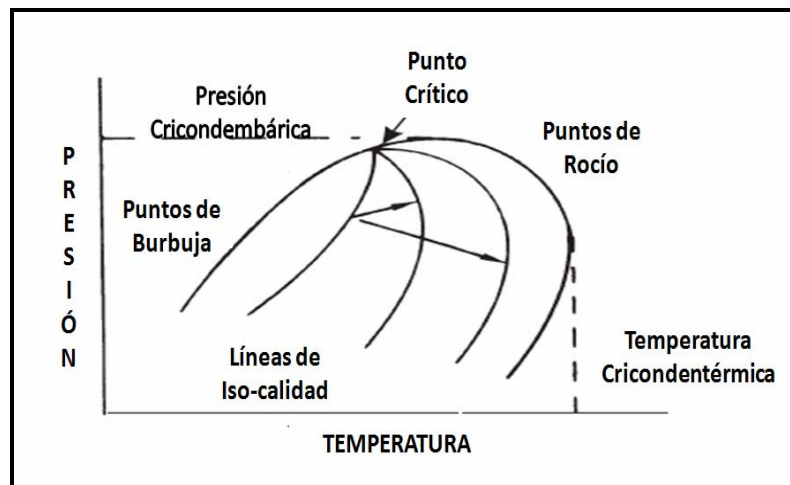
#### ✚ Sistema de dos componentes

Un diagrama de fases binario muestra las fases formadas para diferentes muestras de dos elementos en un rango de temperatura. Estos diagramas tienen un mayor grado de complejidad que los monocomponentes, en vista de que se ha agregado una nueva variable que es la composición.

#### ✚ Sistema Multi-componentes

Estos diagramas son los que realmente representan las condiciones de los hidrocarburos, tanto de petróleo como de gas. El comportamiento de estos sistemas dependerá fundamentalmente de la composición y de las propiedades de los componentes en forma individual.

A continuación, se muestra un diagrama PT, el cual es el más usado en los procesos de la industria del gas natural.



**Figura 2.15 Diagrama PT de una muestra de gas natural.**

El diagrama PT de una sustancia pura es una curva que separa la fase líquida de la fase vapor. Sin embargo, para un sistema multicomponente, esta gráfica tiene forma de domo por lo que también se le conoce como envolvente, la cual es de mucha utilidad porque permite predecir el estado de un sistema a ciertas condiciones de presión y temperatura.

En la figura 2.15 se observan puntos de especial interés, los cuales se definen de la siguiente manera:

✚ **Punto Crítico:** Es el lugar donde convergen las curvas de burbujeo y de rocío. En este punto las propiedades intensivas de las fases, tales como la densidad, viscosidad, entalpía y entropía son idénticas. La posición del punto crítico del sistema y las curvas de isocalidad permiten tener una idea del tipo de fluido que está representado por el diagrama. Si el punto crítico está completamente a la izquierda de la envolvente de fase, se trata de un gas seco y cuando está desplazado hacia la derecha del diagrama, es un crudo pesado.

✚ **Punto Cricondembárico:** Presión máxima a la cual las fases líquido y vapor pueden coexistir. En sustancias puras este punto coincide con el punto crítico.

✚ **Punto Cricodontérmico:** Es la temperatura máxima a la cual las fases líquido y vapor pueden coexistir.

✚ **Punto de rocío:** Es el punto a una presión y una temperatura para una mezcla con una composición determinada, para el cual en el seno de la fase vapor aparece la primera gota de condensado (líquido) enriquecido en los componentes más pesados y a partir del cual comienza la condensación de la mezcla.

✚ **Punto de Burbuja:** Es el punto a una presión y temperatura para una mezcla con una composición determinada, para el cual en el seno de la fase líquida aparece la

primera burbuja de vapor enriquecida en los componentes más volátiles, y a partir del cual comienza la ebullición de la mezcla

✚ **Curva de Burbuja:** Constituida por la unión de puntos de burbuja, los cuales se encuentran en fase líquida en equilibrio con una cantidad infinitesimal (burbuja) de gas.

✚ **Curva de Rocío:** Constituida por la unión de puntos de rocío, los cuales se encuentran en fase gaseosa en equilibrio con una cantidad infinitesimal (gota) de líquido

✚ **Líneas de iso-calidad:** Son líneas que unen puntos de igual porcentaje volumétrico de líquido en la mezcla líquido-gas. Por lo que, las curvas de burbujeo y rocío son líneas de 100% y 0% de líquido respectivamente, todas estas curvas convergen en el punto crítico.

## 2.10 Descripción Del Programa De Simulación

Los programas utilizados en ingeniería y muchos simuladores de proceso, reflejan el avance tecnológico que ha tenido en los últimos años, la ingeniería de sistemas, la informática y la computación. Estos paquetes permiten resolver de una forma rápida y sencilla, infinidad de cálculos que continuamente realiza el ingeniero de procesos para el análisis, evaluación y diseño de muchos equipos, tales como: reactores químicos, intercambiadores de calor, chillers de enfriamiento, tuberías, torres de destilación, y muchas otras operaciones unitarias; además de cálculos de las propiedades fisicoquímicas y termodinámicas de las corrientes involucradas, que de otra forma llevarían semanas enteras de trabajo, se obtienen fácilmente en pocos minutos. El riesgo de errores se debe a que a menudo no se consideran las limitaciones, rango de aplicación permisibles o simplificaciones implícitas en las

ecuaciones empleadas por el modelo comercial, lo cual puede llevar a serios problemas, al tratar de explorar o predecir comportamiento bajo condiciones diferentes.

Los simuladores de proceso son herramientas de cálculo para la realización de diversas aplicaciones en el campo de la ingeniería. Estos permiten realizar una evaluación confiable de diversos procesos, proporcionando información útil para el diseño conceptual.

### **2.10.1 HYSYS PLANT 3.2**

Uno de los simuladores más utilizados es el HYSYS PLANT 3.2, creado por la empresa Hyprotech, con el cual se puede realizar desde una simple evaluación de propiedades de mezcla hasta una simulación completa de plantas químicas y refinerías de petróleo, incluyendo herramientas para estimar las propiedades de los fluidos, equilibrios de fase líquido-vapor y balances de materia y energía en una planta de procesos. Además, el simulador HYSYS PLANT 3.2, permite obtener las especificaciones de un determinado equipo y evaluar problemas que se presentan en un proceso industrial ó en una planta, a través de cálculos rápidos y confiables.

El ambiente HYSYS está compuesto por cuatro interfases. La primera de estas se denomina diagrama de flujo de procesos PFD (Process Flow Diagram), cuya función es permitir al usuario construir la topología del proceso que se desea simular. Además, existe el libro de trabajo (LT), el cual es una colección de hojas de cálculo que despliega la información del proceso en forma tabular. Otra interfase, la constituye la vista denominada propiedades, la cual consiste en una serie de páginas que contienen información acerca de los objetos que construyen el proceso. Por último, existe la última vista de resumen en la que se despliega una lista de las corrientes y los módulos considerados.

## **CAPITULO III**

### **MARCO METODOLÓGICO**

Para llevar a cabo el desarrollo de este proyecto de investigación, se tomó como base una metodología que permite describir de manera clara y sencilla las etapas y las herramientas necesarias para lograr el cumplimiento de los objetivos. Primeramente, se recopiló toda la información necesaria contenida en las diferentes fuentes bibliográficas tales como: libros técnicos, manuales, publicaciones en Internet, diagramas de procesos, entre otros, para posteriormente empezar al desarrollo de cada objetivo planteado.

#### **3.1 Descripción Del Funcionamiento De Una Planta Controladora De Punto De Rocío.**

Para el desarrollo de este objetivo se realizó una visita a la Planta de Extracción de Líquidos Santa Bárbara, en donde el ingeniero de operaciones nos aportó sus valiosos conocimientos en cuanto al proceso y el funcionamiento de cada equipo dentro de las instalaciones. Luego de la visita y con la información suministrada se procedió a describir y explicar el funcionamiento de la planta, haciendo mayor énfasis en los sistemas de deshidratación con TEG y tamices moleculares, enfriamiento y expansión.

Para la descripción del proceso que se lleva a cabo en la Planta Santa Bárbara se utilizó el diagrama de flujo general de la planta así como también los diagramas de las secciones de deshidratación (con TEG y tamices moleculares).

### **3.2 Análisis De Las Variables Que Se Manipulan Y Controlan En Una Planta Controladora De Punto De Rocío.**

Con la ayuda de los diagramas de flujo de la planta, se procedió a establecer y analizar las variables que se manipulan y controlan en las secciones de deshidratación (con TEG y con tamices moleculares), enfriamiento y expansión de la planta. Haciendo mayor énfasis en la sección de deshidratación, puesto que en la misma el análisis de dichas variables se realizó por equipo.

### **3.3 ANÁLISIS DE LAS VARIABLES EXTERNAS QUE INFLUYEN SOBRE LA EFICIENCIA DE OPERACIÓN DE LA PLANTA.**

Las variables externas que influyen sobre la eficiencia de operación de la planta, se establecieron mediante el análisis de las variables de entrada a la misma (Presión, Temperatura, GPM, % CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S), donde se estudio el efecto que provocan en el proceso de extracción de líquidos del gas natural (LGN) llevado a cabo en la Planta Santa Bárbara. Cabe destacar, que todo el gas que alimenta a la Planta de Extracción de Líquidos Santa Bárbara proviene del Complejo Operativo Muscar (C.O.M), y a su vez el gas que alimenta a C.O.M. proviene de los campos Amana, El Tejero, Musipán, Santa Bárbara, Carito y Jusepín.

### **3.4 Criterios De Seguridad Involucrados En El Proceso.**

Se establecieron cuatro elementos que proporcionan múltiples capas de protección (criterios de seguridad) tanto como para los trabajadores como la seguridad de las poblaciones aledañas y las instalaciones propias de la planta. Así mismo, se señaló la importancia de los lazos de control en todo el sistema de la planta.

### **3.5 Problemas Operacionales Más Comunes Que Se Presentan En Una Planta Controladora De Punto De Rocío.**

Mediante la visita realizada a las áreas operacionales de la planta y los datos aportados por el ingeniero de procesos se pudo conocer y analizar los problemas

operacionales más comunes que se presentan actualmente en las secciones de deshidratación, enfriamiento y expansión de la misma.

### **3.6 Opciones Para La Optimización De Una Planta Controladora De Punto De Rocío.**

Para llevar a cabo el desarrollo de este objetivo se hizo un estudio de los puntos sensibles o variables críticas presentes en los procesos de deshidratación, enfriamiento y expansión con el fin de proponer opciones que conlleven al mejor funcionamiento de los mismos y lograr una alta eficiencia en el proceso de recobro de LGN.

### **3.7 Estudio De La Respuesta De La Planta Controladora De Punto De Rocío Cuando Se Manipulan Variables De Control Con El Paquete De Simulación HYSYS PLANT 3.2**

Se utilizó el paquete de simulación HYSYS PLANT 3.2, importante herramienta creada por Hyprotech, con la cual se evaluó la respuesta de las zonas más sensibles de la planta controladora de punto de rocío (deshidratación con glicol y expansión) cuando se manipulan las variables críticas de control. Para realizar el modelo de simulación de ambos sistemas, se tomó como base las variables de diseño de la Planta Santa Bárbara.

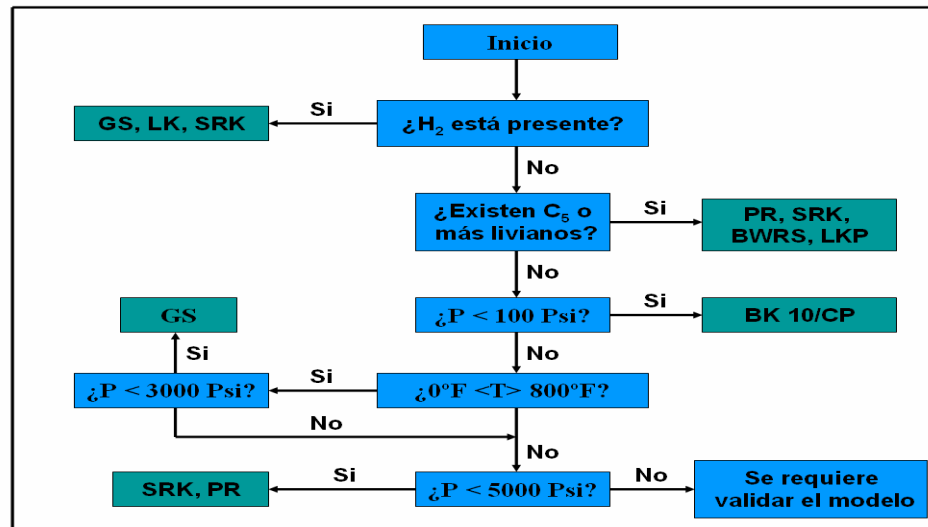
Se realizó la simulación en las secciones de deshidratación con TEG y expansión debido a que las mismas son áreas críticas de la planta y un mal funcionamiento conlleva una mala operación de las secciones siguientes.

Una vez realizado el CASO DISEÑO se procedió a evaluar la respuesta de los sistemas simulados cuando se manipulan o varían algunas variables críticas. Luego, se compararon los resultados obtenidos de las variaciones con el CASO DISEÑO.

#### **3.7.1 Sistema termodinámico usado**

En el simulador de procesos HYSYS PLANT 3.2 existen diferentes modelos matemáticos para determinar las propiedades de los componentes que conforman un proceso cualquiera. Para la selección del método termodinámico o paquete de

propiedades en HYSYS se siguieron los pasos mostrados en el esquema 3.1. Esta guía para sistemas que contienen hidrocarburos demuestra que la ecuación de estado Peng Robinson es la más adecuada para realizar la simulación.



**Figura 3.1 Esquema para la selección del Método Termodinámico usado en el simulador HYSYS PLANT 3.2.**

En la escogencia de esta ecuación se tomó en cuenta las características del gas natural de entrada a la planta (no existe presencia de hidrógeno ( $H_2$ ) y sí de  $C_5$  o más livianos. Estas consideraciones dejan la posibilidad de escoger las siguientes ecuaciones de estado: Peng Robinson, Soave Redlich Kwong, Benedict Webb Rubin Starling Twu y Lee Kesler Plotter.

Como se observa en la tabla 3.1 tanto la ecuación Peng Robinson (PR) como Soave Redlich Kwong (SRK) presentan los mismos rangos de trabajo de presión y de temperatura, por lo que ambas pueden ser empleadas. Sin embargo, se escoge Peng Robinson por ser la ecuación termodinámica usada por los diseñadores de la planta para simular el proceso.

**Tabla 3.1 Rango de operación de Ecuaciones de estado**

Ecuación de Estado	Rango de Temperatura (°F)	Rango de Presión (PSIA)
--------------------	---------------------------	-------------------------



SRK	-160 a 800	0 a 5000
LKP	-460 a 600	0 a 2000
GS	0 a 800	0 a 3000
PR	-160 a 800	0 a 5000
BK10/CP	100 a 1200	0 a 100
BWRST	-160 a 200	0 a 2000

Donde:

SRK: Soave Redlich Kwong

LKP: Lee-Kesler-Plocker

GS: Grayson Street

PR: Peng Robinson

BK10/CP: Braun K10 con Curl-Pitzer

BWRST: Benedit Webb Rubein Starling Twu

### 3.7.2 Simulación Caso Diseño

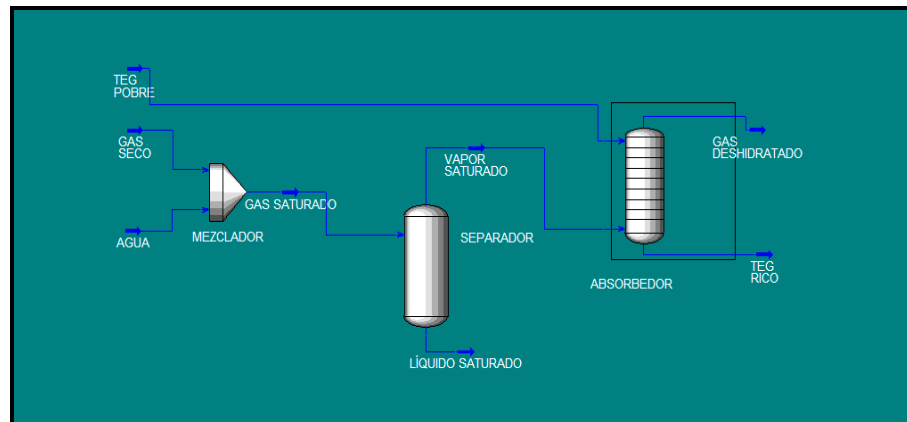
La simulación del sistema de deshidratación con TEG y del sistema de expansión *CASO DISEÑO* se realizó con el simulador HYSYS PLANT 3.2, y está basada en los datos de diseño de la planta Santa Bárbara aportados por el Ingeniero de Operaciones durante la visita realizada.

#### 3.7.2.1 Caso Diseño deshidratación con TEG

La figura 3.1 muestra la simulación CASO DISEÑO del sistema de deshidratación con TEG, donde los equipos fueron simulados de la siguiente manera:

- 1. Mezclador:** se utiliza para saturar la mezcla gaseosa con agua. En el equipo entra la corriente de gas (con la composición y las variables de diseño que se muestran en las tablas 3.2 y 3.3) y la corriente de agua.
- 2. Separador:** a este equipo entra la corriente gaseosa saturada de agua que sale del mezclador. Aquí se separa el exceso de agua que contiene el gas.
- 3. Absorbedor:** en este equipo se lleva a cabo la absorción química del proceso, es donde ocurre la transferencia de masa Gas-TEG. Se simuló como un absorbedor sencillo sin rehervidor ni condensador. La corriente gaseosa saturada con agua entra por el fondo y debe salir por el tope con una

especificación de agua de 4 Lbs. H<sub>2</sub>O/MMPCND. La corriente de TEG pobre entra por el tope de la torre y sale por el fondo rica en agua.



**Figura 3.2 Simulación CASO DISEÑO del sistema de deshidratación con TEG.**

En las tablas 3.2 y 3.3 se presentan la composición del gas y datos de las variables de diseño que entran a la planta.

**Tabla 3.2. Composición del gas de entrada al sistema de deshidratación.**

Componente	Composición molar
Nitrógeno	0.0023
CO <sub>2</sub>	0.0481
Metano	0.7398
Etano	0.1054
Propano	0.0643
i-Butano	0.0100
n-Butano	0.0166
i-Pentano	0.0042
n-Pentano	0.0033
n-Hexano	0.0021
n-Heptano	0.0011
n-Octano	0.0005

n-Nonano	0.0002
n-Decano	0.0001
H <sub>2</sub> S	0.0000
H <sub>2</sub> O	0.0020

**Tabla 3.3. Variables de diseño empleadas en el sistema de deshidratación con TEG.**

VARIABLES	VALOR
Presión del gas	1200 Psia
Temperatura del gas	120 °F
Caudal de gas	400 MMPCND
Contenido de agua a la entrada	91,53 LbH <sub>2</sub> O/MMPCND
Temperatura de TEG	135 °F
Presión de TEG	1195 Psia
Caudal de TEG	20 GPM
Contenido de agua a la salida	4 Lb H <sub>2</sub> O/MMPCND
Concentración de TEG	98%

### 3.7.2.2 Caso DiseÑO expansión

En la figura 3.2 se observa la simulación CASO DISEÑO del sistema de expansión, donde los equipos que se utilizaron fueron:

1. **Separador:** La mezcla líquido-vapor que entra a este equipo a -4°F proveniente del enfriamiento en el intercambiador de alta presión se separa. Entonces, por el tope sale la mezcla gaseosa que va al expansor y por el fondo LGN líquido que va a la torre de recobro.
2. **Expansor:** En este equipo que trabaja de forma isoentrópica entra una parte de la corriente que sale del separador, la cual sufre una expansión donde

disminuye la presión y la temperatura del mismo desde  $-4^{\circ}\text{F}$  y 1140 Psia hasta  $-77.93^{\circ}\text{F}$  y 474.8 Psia.

3.

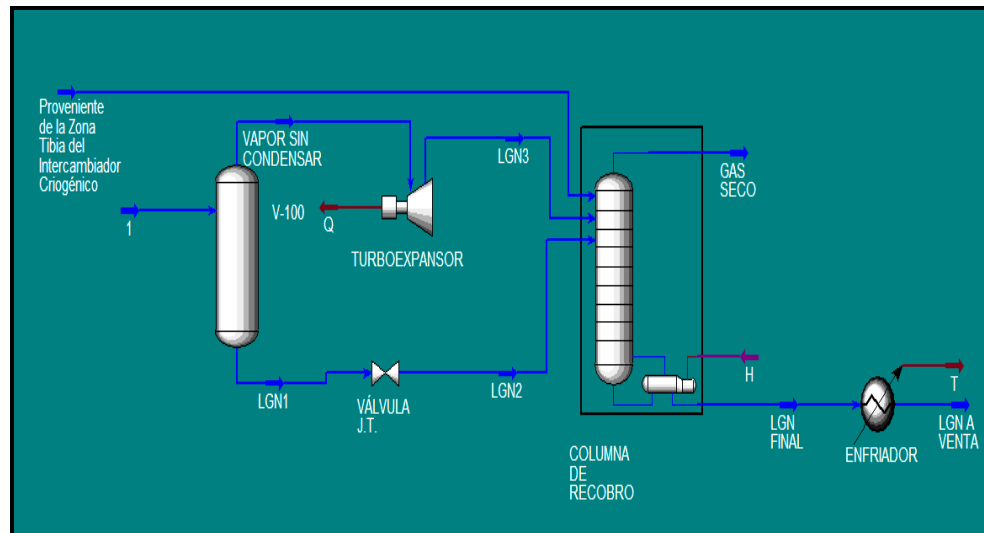
4. **Válvulas de expansión Joule Thompson:** la corriente de LGN que sale del separador pasa a través de la válvula, la cual trabaja de forma isoentálpica. El gas que entra sufre una expansión pero la temperatura y la presión alcanzada es menor que la del expansor ( $-37^{\circ}\text{F}$  y 440 Psia).

5. **Columna de recobro:** este equipo no es más que un absorbedor provisto de un rehervidor en donde entran varias corrientes y se le designa un número de platos (en nuestro caso 15). La caída de presión de la torre es de 40 PSIA. Por el tope sale el gas seco conformado por metano y etano principalmente y por el fondo sale el LGN que se ha recobrado. Al equipo entran tres corrientes:

- ✚ La primera corriente proviene del intercambiador criogénico a  $-118^{\circ}\text{F}$  entra al primer plato de la columna de recobro y constituye la corriente de reflujo de la misma.
- ✚ La segunda corriente proviene del expansor (LGN<sub>3</sub>) y entra al quinto plato de la torre.
- ✚ La tercera corriente (LGN<sub>2</sub>) proviene de la válvula que expande el LGN proveniente del separador y entra al octavo plato de la torre.

Por el tope de la columna sale el gas seco con un caudal de 350 MMPCND a  $-100.8^{\circ}\text{F}$  y 440 Psia. Por el fondo sale la corriente de LGN con un caudal de 51 MMPCND (38000 Barril/D) a  $169^{\circ}\text{F}$  y 480 Psia.

5. **Enfriador:** Este dispositivo fue colocado con la finalidad de enfriar la corriente de LGN que sale de la columna de recobro desde  $169.3^{\circ}\text{F}$  hasta  $80^{\circ}\text{F}$ , que es la temperatura a la cual debe entrar dicho LGN a la columna estabilizadora.



**Figura 3.3 Simulación CASO DISEÑO del sistema de expansión.**

En la tabla 3.4 se encuentran las diferentes composiciones para cada GPM, con las cuales se realizaron las tres corridas.

**Tabla 3.4. Diferentes composiciones usadas en cada corrida realizada en la simulación al sistema de expansión.**

COMPONENTES	DISEÑO	OPERACIÓN	HIPOTÉTICO
Metano	0,741323	0,747723	0,817608
Etano	0,105611	0,087912	0,109319
Propano	0,064427	0,043844	0,039660
i-Butano	0,010020	0,008827	0,012203
n-Butano	0,016634	0,039849	0,009152
i-Pentano	0,004209	0,004414	0,003864
n-Pentano	0,003307	0,003576	0,001525

**Tabla 3.4. Diferentes composiciones usadas en cada corrida realizada en la simulación al sistema de expansión (Continuación).**

COMPONENTES	DISEÑO	OPERACIÓN	HIPOTÉTICO
n-Hexano	0,002104	0,004852	0,002237

n-Heptano	0,001102	-	-
n-Octano	0,000501	-	-
n-Nonano	0,000200	-	-
n-Decano	0,000100	-	-
CO <sub>2</sub>	0,048157	0,056900	0,002136
N <sub>2</sub>	0,002304	0,002105	0,002295

### 3.7.3 Variaciones realizadas en la simulación.

En el sistema de deshidratación con TEG se varió: Concentración del TEG, caudal de TEG, Temperatura de TEG y del gas y Presión del gas. En cada caso y para cada variación se determinó la cantidad de agua por MMPCND para observar la respuesta del proceso.

En el sistema de expansión se varió el GPM de la mezcla gaseosa. Se introdujo un GPM para un gas rico (CASO DISEÑO) y un GPM para un gas húmedo. Los valores operacionales manejados en la simulación son los permitidos por cada uno de los equipos ya que HYSYS PLANT 3.2 tiene la particularidad de simular los equipos de modo tal que se asemeja a los valores de operación real.

## 3.8. Muestra De Cálculo

### 3.8.1 Contenido de agua en la corriente de gas de entrada

Para determinar el contenido de agua del gas saturado a 1200 Psia y 120°F, se empleó la correlación de McKetta-Webe para gas dulce (Ec.2.2). Como el gas alimentado contiene CO<sub>2</sub> se determinó tanto en contenido de agua de los hidrocarburos como del CO<sub>2</sub> mediante las gráficas del anexo B.1 y B.3, obteniéndose:

$$W_{\text{HIDR.}} = 91 \text{ Lb Agua/MMPCN}$$

$$W_{\text{CO}_2} = 110 \text{ Lb Agua/MMPCN}$$

Donde:

Lb Agua: Libras de agua.

MMPCN: Millones de pies cúbicos normales.

La fracción molar de los componentes se obtuvo de la tabla 3.2. La fracción de los hidrocarburos se obtiene de la siguiente manera:

$$Y_{HCBS} = \sum_{i=C_1}^{n=C_{10}} Y_{HCBS}$$

$$Y_{HCBS} = 0,7398 + 0,1054 + 0,0643 + 0,0100 + 0,0166 + 0,0042 + 0,0033 + 0,0021 + 0,0011 + 0,0005 + 0,0002 + 0,0001 = 0,9476$$

Sustituyendo en la ecuación 2.2, se tiene:

$$W_{TOTAL} = (91 * 0,9476) + (110 * 0,0481)$$

$$W_T = 91,5226 \approx 91,53 \text{ Lb Agua/MMPCN}$$

Una vez determinado el contenido de agua en el gas, se procedió a determinar el flujo molar de agua que debía colocarse en el mezclador para saturar la corriente de gas a la entrada de la torre; este cálculo se realizó a través de la siguiente relación:

$$91,53 \frac{\text{Lb Agua}}{\text{MMPCN}} * 400 \frac{\text{MMPCN}}{\text{D}} * \frac{1 \text{ Lbmol}}{18 \text{ Lb Agua}} * \frac{1 \text{ D}}{24 \text{ h}} = 84,75 \frac{\text{Lbmol}}{\text{h}}$$

### 3.8.2 Determinación del flujo de Trietilenglicol.

Para determinar este flujo es necesario hacer uso de las ecuaciones 2.3 y 2.4 así como del contenido de agua en el gas húmedo y de las especificaciones de salida del gas deshidratado (4 Lb Agua/MMPCN).

Para determinar la cantidad de agua removida se utilizó la ecuación 3.4 donde se sustituye el contenido de agua del gas de entrada, calculado en la sección anterior y el contenido de agua del gas deshidratado (4 MMPCN). Sustituyendo:

$$\Delta W = (91,53 - 4,00) \frac{\text{Lb Agua}}{\text{MMPCN}}$$

$$\Delta W = 87,53 \frac{\text{Lb Agua}}{\text{MMPCN}}$$

Para calcular el flujo de glicol requerido por cada MMPCN de gas tratado se emplea la ecuación 2.3, donde se asume un valor de la constante  $R = 0,82 \text{ gal TEG/Lb Agua removida}$ . Este valor se obtuvo luego de realizar varias iteraciones en un intervalo que varió entre 0,5 y 2 Gal TEG/Lb Agua <sub>removida</sub>. Sustituyendo se obtiene:

$$Q_{\text{TEG}} = 0,82 \frac{\text{Gal TEG}}{\text{Lb Agua removida}} * 87,53 \frac{\text{Lb Agua}}{\text{MMPCN}}$$

$$Q_{\text{TEG}} = 71,77 \frac{\text{Gal TEG}}{\text{MMPCN}}$$

Donde:

Gal TEG: Galones de Trietilenglicol

El caudal de gas por diseño es de 400 MMPCND. Tomando como base de cálculo 1 día y con la siguiente relación se calcula el flujo de TEG requerido para circular en la torre:

$$\frac{Q_{\text{TEG}}}{D} = 71,77 \frac{\text{Gal TEG}}{\text{MMPCN}} * 400 \text{ MMPCN}$$

$$\frac{Q_{\text{TEG}}}{D} = 28708 \frac{\text{Gal TEG}}{D}$$

Convirtiendo el caudal de Trietilenglicol a galones/minuto se tiene:

$$28708 \frac{\text{Gal TEG}}{D} * \frac{1 D}{24 h} * \frac{1 h}{60 min} = 19,94 \frac{\text{Gal TEG}}{min}$$



### 3.8.3 Cálculo de porcentajes de desviación en la cantidad de agua del gas deshidratado.

Se calcula el porcentaje de desviación de la cantidad de agua que sale con el gas deshidratado para cada variación. Se asume como valor teórico el valor de diseño de la planta (4 Lb H<sub>2</sub>O/MMPCN). En cuanto al valor que se obtiene de las variaciones realizadas al simulador, debe ser calculado debido a que el mismo no arroja directamente este resultado.

Por ejemplo, para la primera variación realizada a la composición del TEG, se obtuvo del simulador un flujo másico de agua en el gas deshidratado (77,5536 Lb H<sub>2</sub>O/h) y el caudal de gas a la salida de la torre (401,7 MMPCND).

Tomando una base de cálculo de 1 día, por medio de la siguiente relación se obtiene el contenido de agua del gas deshidratado para esta variación.

$$\frac{77,5536 \text{ Lb Agua}}{\text{h}} * \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ D}} * \frac{1 \text{ D}}{401,7 \text{ MMPCN}} = \frac{4,20 \text{ Lb Agua}}{\text{MMPCN}}$$

El valor de la humedad obtenido será empleado como valor simulado a efectos del cálculo del porcentaje de desviación mediante la siguiente ecuación:

$$\% \text{ Desviación} = \frac{VALOR_{Teórico} - VALOR_{Simulado}}{VALOR_{Teórico}} \quad (\text{Ec. 3.1})$$

$$\% \text{ Desviación} = \frac{4,00 - 4,20}{4,00} * 100$$

$$\% \text{ Desviación} = 5,39\%$$

De igual manera, se calculó la cantidad de agua en el gas deshidratado y el porcentaje de desviación para cada una de las variaciones realizadas a la simulación CASO DISEÑO. Los resultados se encuentran reportados en las tablas 4.2, 4.3, 4.4, 4.5, 4.6 y 4.7.

**CAPITULO IV**  
**DISCUSIÓN DE RESULTADOS CONCLUSIONES Y**  
**RECOMENDACIONES**

**4.1 Describir El Funcionamiento De Una Planta Controladora De Punto De Rocío Y Sus Aplicaciones.**

El control de punto de rocío es un proceso que se encuentra de forma implícita dentro del proceso de extracción de líquidos, su principal función es retirar la máxima cantidad de agua e hidrocarburos condensables que pueda contener la mezcla de gas. El control de punto de rocío es un proceso de gran importancia ya que si este se lleva a cabo de forma adecuada evita problemas operacionales en los dispositivos aguas abajo del proceso de extracción. En la planta de Extracción Santa Bárbara existen diferentes métodos para el control de punto de rocío como lo son la Absorción con glicol, la Adsorción con tamices moleculares, refrigeración mecánica (intercambiador con propano), Intercambiador Criogénico y la expansión por medio del Turboexpansor y válvula Joule Thompson, los cuales constituyen nuestro alcance de estudio. A continuación se describirá el funcionamiento de cada equipo dentro del proceso de extracción de la planta (anexo A1) en las secciones a mencionar:

✚Deshidratación con Glicol.

✚Deshidratación con tamices moleculares.

✚Enfriamiento y Expansión

- Intercambiador Criogénico
- Refrigeración mecánica
- Expansión mediante Turbo-Expansores
- Expansión mediante válvula Joule Thompson

**4.1.1 Deshidratación con Glicol:**

El proceso de deshidratación del gas con glicol es el primer tratamiento al cual el gas es sometido. El glicol utilizado en la planta de extracción Santa Bárbara es el Trietilenglicol, el cual es un líquido claro higroscópico, prácticamente inodoro e incoloro. Se utiliza como agente deshidratador del gas natural, solvente para la industria del papel, textil y tintas. Este ha sido usado (desde 1950) primordialmente

por su alto punto de ebullición, ya que proporciona una mejor separación sin que el glicol sufra descomposición térmica. En la evaluación de los procesos con TEG hay que establecer en primer lugar la concentración mínima de TEG requerida para alcanzar las especificaciones del punto de rocío del gas de salida en el contactor. El punto de rocío real depende del caudal de circulación de TEG y el número de etapas de equilibrio en el absorbedor, debido a que si no se asegura el flujo de TEG necesario y el número de platos adecuados dentro de la torre no se llevará a cabo de forma eficiente el proceso de deshidratación. En la tabla 4.1 Se presentan algunas propiedades físico-químicas del Trietilenglicol.

**Tabla 4.1 Propiedades Físico-Químicas del Trietilenglicol.**

PROPIEDADES	VALORES
Fórmula	$\text{HO}(\text{C}_2\text{H}_4\text{O})_2\text{H}$
Peso Molecular	150,2
Punto de Ebullición a 760 mmhg, °F	545,9
Punto de Ebullición a 760 mmhg, °C	285,5
Presión de vapor a 77°F (25 °C), mmhg	<0,01
Densidad a 77 °F (25 °C)	1,119
Densidad a 140 °F (60 °C)	1,092
Libras por Galón a 77 °F	9,34
Punto de congelamiento, °F	19
Punto de fluencia (pour point), °F	-73
Viscosidad absoluta en cp a 77 °F	37,3

(25 °C)	
Viscosidad absoluta en cp a 140°F (60°C)	9,6
Tensión superficial a 77°C, dinas/cm	45
Índice de refracción a 77°F	1,454
Calor específico a 77 °F, BTU/Lb*°F	0,53
Punto de flash, °F	320

El proceso de deshidratación con glicol consiste en hacer pasar al gas a través de un separador bifásico en el cual se separa los hidrocarburos condensados de la mezcla gaseosa. Luego, la mezcla gaseosa pasa a la torre contactora, la cual está provista de ocho platos de campana de burbujeo, con una caída de presión por plato de 0,1 Psia; además consta de un demister (rociador) el cual se encarga de esparcir el glicol de tal manera que haya mayor contacto Gas-Glicol y un analizador de humedad el cual verifica que el gas a la salida de la torre tenga una humedad en un rango que puede variar de 4 a 6 libras de agua por MMPCN de gas.

Una vez terminado el proceso de absorción, el gas ya deshidratado sale por el tope de la torre y pasa al siguiente proceso de deshidratación que se lleva a cabo con tamices moleculares (este proceso se explicará en la próxima sección). El glicol rico en agua y con pequeñas fracciones de hidrocarburos condensados (Impurezas) sale por el fondo de la torre y pasa a un sistema de regeneración, en el cual se le retiran dichas impurezas, quedando el glicol con un 98% de concentración, para pasar nuevamente a la torre contactora y ponerse en contacto con la mezcla gaseosa.

El proceso de regeneración de glicol es un proceso continuo, el cual se presenta en la figura 4.1). El mismo consta de varios equipos importantes que se mencionan y describen a continuación para el mejor entendimiento del proceso:

- ✚ Desafaltinizador
- ✚ Rehervidor de Glicol.
- ✚ Intercambiadores de Glicol.
- ✚ Flash Tank de Glicol.
- ✚ Acumulador de Glicol.
- ✚ Enfriador de Glicol.
- ✚ Filtros de cartucho o partículas (sock)
- ✚ Filtros de carbón activado.
- ✚ Bombas de circulación de glicol.

**El Desafaltinizador** no es más que un separador trifásico. Su función es separar el glicol del asfalteno y de otras impurezas que pudo haber arrastrado el glicol en la deshidratación (hidrocarburos condensados). Es el primer equipo donde comienza a regenerarse el glicol. Como se muestra en la figura 4.2 el desafaltinizador de la Planta de Extracción de Líquidos Santa Bárbara se encuentra de forma inclinada, esto se debe a que la separación se lleva a cabo por diferencia de densidad, es decir el glicol como es menos denso que el asfalteno es el que por reboce pasa al extremo más inclinado del equipo y de allí al rehervidor de glicol, favoreciendo este grado de inclinación la separación de las fases. Este equipo debe trabajar a 80 libras-fuerza para permitir que el glicol fluya hacia el rehervidor. La razón de utilizar este equipo dentro de una planta se debe al tipo de alimentación que llegue a la misma; en este caso el gas de entrada trae consigo gran contenido de asfaltenos, los cuales deben ser removidos para evitar problemas operacionales en los dispositivos aguas abajo del proceso.

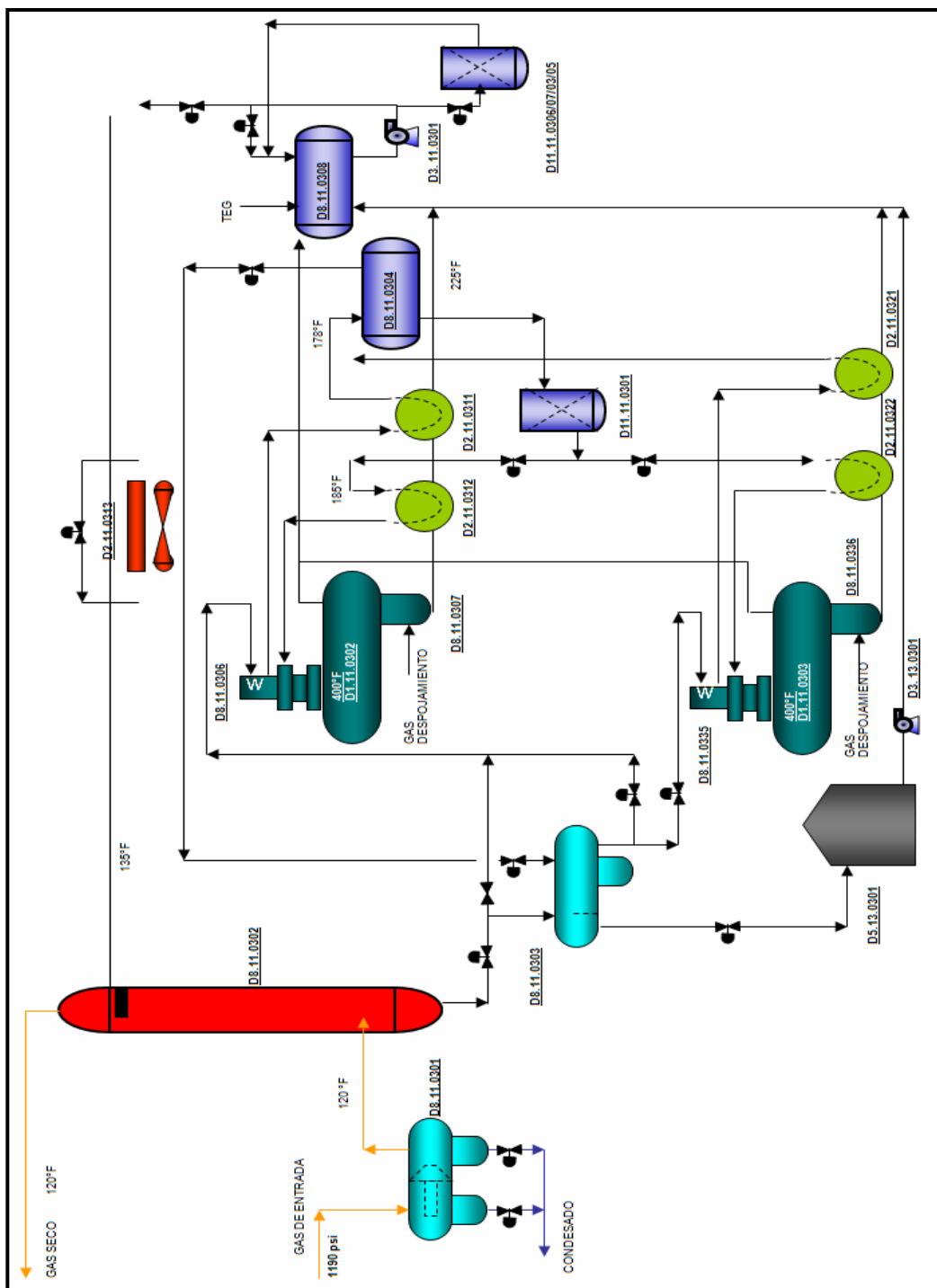


Figura 4.1 Proceso de Regeneración del Glicol llevado a cabo en la Planta de Extracción Santa Bárbara.



**Figura 4.2 Desafaltenizador presente en el proceso de regeneración del Glicol.**

**El rehervidor de glicol.** La concentración de glicol es controlada en el rehervidor. El rehervidor supe el calentamiento necesario para regenerar el glicol rico (Eliminar Agua). La separación es relativamente sencilla, en vista de la diferencia en los puntos de ebullición entre el agua y el glicol, ya que por ejemplo, el TEG comienza su descomposición por arriba de los 404 °F. A esta temperatura, la concentración de glicol es de aproximadamente 98,5 %. Una concentración más alta puede ser obtenida elevando la temperatura en este equipo, pero esto también causaría la descomposición química del glicol. Por lo tanto, si se requiere una concentración por encima del 98,5 % para retirar la cantidad necesaria de humedad del gas, algún otro método diferente al cambio de temperatura en el rehervidor debe ser usado. Este equipo debe considerar un flujo de calor lo suficientemente alto para asegurar la evaporación, pero se recomienda no sobrepasar el valor de 7000 BTU/Pie<sup>2</sup> \*h; un valor más elevado puede producir puntos de concentración de calor, que lleven al deterioro del tubo de fuego. En la figura se muestra el rehervidor de glicol.



**Figura 4.3 Rehervidor de Glicol.**

**Intercambiadores de Glicol.** El glicol pobre abandona al rehervidor a una temperatura de aproximadamente 200 °C (390 °F). Debe ser enfriado antes de su entrada en la torre contactora para absorber la máxima cantidad de humedad del gas; el enfriamiento es logrado en 2 etapas. La primera etapa es el intercambiador glicol pobre-glicol rico, donde, aproximadamente el 65 % del calor contenido en la solución pobre caliente es transferido a la solución rica que entra en el rehervidor. La temperatura a la cual sale el glicol pobre en este intercambiador es aproximadamente 100 °C (212 °F). Este intercambiador es importante en el funcionamiento eficiente de la planta. Las transferencias de calor a la solución rica en el intercambiador reducen la cantidad de calor requerido en el rehervidor. Si el intercambiador no estuviera presente, el calor en el rehervidor y el gas de combustible serían dos veces mayor. La segunda etapa de enfriamiento se lleva a cabo en los enfriadores por aire. En la figura 4.4 se muestra los intercambiadores de glicol.





**Figura 4.4 Diferentes vistas de los intercambiadores laterales utilizados en la regeneración del Glicol.**

**Flash Tank de Glicol.** El tanque de expansión o Flash Tank de glicol es un separador trifásico con tiempo de residencia de 5 a 40 minutos, diseñado para retener los hidrocarburos líquidos que pueda arrastrar el glicol evitando así que lleguen a la torre contactora. Las posibles emulsiones hidrocarburos/glicol se rompen mediante el incremento de temperatura obtenida en el serpentín. La caída de presión en el tanque de expansión produce la vaporización de los hidrocarburos más livianos (gases) disueltos en la solución, los cuales salen por tope, mientras que los más pesados son separados por vertederos internos saliendo por el drenaje de hidrocarburos. A menores presiones y mayores temperaturas se mejora la separación de los compuestos orgánicos volátiles COV (hasta 98%). Para mejorar la separación de gases disueltos y

COV en emulsiones de hidrocarburos/glicol, se debe operar este equipo entre 100 – 160 °F y 50 – 75 psig. Los compuestos más pesados como el BTEX (Benceno, Tolueno, Etilbenceno y Xileno) permanecen en el glicol (<5%). En la figura 3.5 se observa una vista lateral del Flash Tank de glicol ubicado dentro de la planta Santa Bárbara.



**Figura 4.5 Equipo Flash Tank de glicol.**

**Acumulador de Glicol.** El tanque acumulador proporciona almacenaje para el glicol de modo que no sea añadido continuamente para compensar pérdidas. El tanque acumulador, por lo general, es puesto para sostener un suministro de un mes de glicol. El tanque de acumulador funciona a la presión atmosférica, el recipiente no es hecho a especificaciones rígidas de presión. El glicol pobre en el tanque esta, por lo general, en una temperatura por encima de 93 °C (200 ° F), entonces es aislado para la protección de personal. Este recipiente contiene un medidor para indicar el nivel de glicol en él. El glicol fresco es añadido al sistema cuando el nivel cae.



**Figura 4.6 Vista frontal del acumulador de glicol.**

**Enfriador de glicol (segunda etapa de enfriamiento).** Este equipo se utiliza para bajar aún más la temperatura del glicol antes de entrar a la torre contactora. En este punto el glicol viene a una temperatura aproximada de 212°F y una vez que pasa por este enfriador la temperatura desciende a 135°F. Este equipo funciona absorbiendo aire del ambiente el cual se pone en contacto con el glicol que va a la torre contactora.



**Figura 4.7 Vista del Aeroenfriador.**

**Filtro de cartucho o de partícula.** Estos filtros mantienen los sólidos en suspensión contenidos en el glicol por debajo de 0,01% (p/p), para minimizar desgaste en las bombas, taponamiento de los intercambiadores, sucio en las bandejas y empaques, deposición de sólidos en los tubos de fuego y formación de espuma. Se diseñan para remover partículas de 5 micrones o mayores.



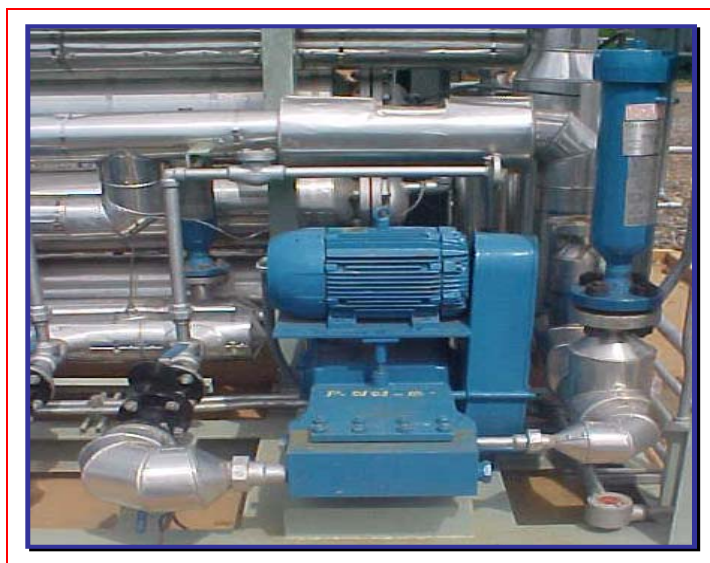
**Figura 4.8 Filtro de Cartucho presente en el proceso de Regeneración del TEG.**

**Filtros de carbón activado.** El filtro de carbón activado es utilizado para remover impurezas orgánicas disueltas en el glicol, tales como surfactantes, químicos de pozo, lubricantes de compresores y productos de la degradación del glicol. Un tiempo de residencia de 15 – 20 minutos es lo recomendado para retener las impurezas sólidas o líquidas que pueda contener el glicol.



**Figura 4.9 Vista frontal del Filtro de Carbón Activado.**

**Bomba de circulación de glicol.** El requerimiento necesario de la bomba de glicol puede ser fácilmente determinado usando la tasa de circulación de glicol y la presión de operación máxima del contactor. El tipo de bomba de glicol más usada en los deshidratadores de campo son las bombas de motor de glicol, el cual utiliza glicol rico que viene del fondo del contactor y la bomba de glicol pobre en el tope del contactor.



**Figura 4.10 Vista de una de las dos bombas que permiten la circulación del TEG en el proceso.**

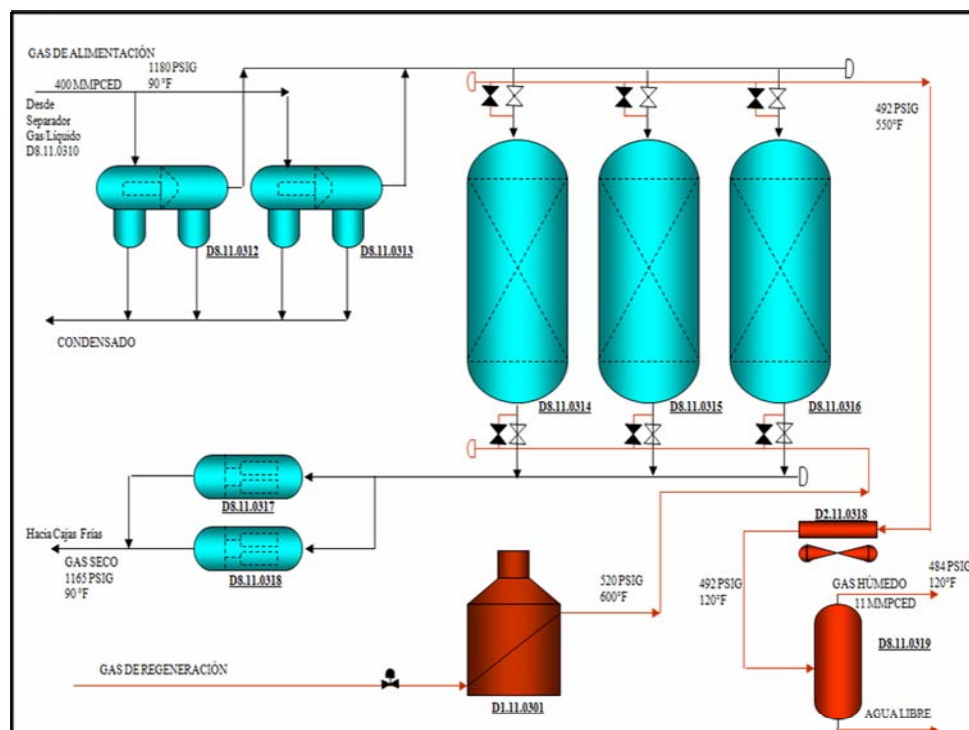
#### **4.1.2 Deshidratación con Tamices Moleculares.**

El proceso de deshidratación con tamices moleculares mostrado en la figura 3.11 es un proceso continuo de adsorción de agua en lechos de mallas moleculares, que lleva al gas natural desde 4-6 LB/MMPCN de humedad hasta 0,01 ppm. Inicialmente, el gas proveniente de la torre contactora (400 MMPCEN) es conducido hacia 2 depuradores horizontales (200 MMPCEN cada uno), cuya función es separar la mezcla gaseosa del condensado que pudo formarse en el proceso. Luego, la salida de ambos depuradores se mezcla y pasan hacia los lechos por el tope de los mismos. El proceso consta de tres lechos; mientras uno está en regeneración los restantes están en operación (adsorción). Una vez deshidratado, el gas sale por el fondo de los lechos y se envía a filtros, los cuales deben ser revisados continuamente, ya que su buen funcionamiento impide el paso de polvillo a equipos fundamentales como el intercambiador criogénico (caja fría) y el turbo-expansor.

El proceso de regeneración de los lechos, consiste en inyectar por el fondo de los mismos, un gas de regeneración seco y a alta temperatura (400 °F o más). Cuando dicho gas sale del lecho es enviado a un proceso de enfriamiento para luego pasar a

un depurador en donde se le extrae la humedad, por el tope sale gas húmedo y por el fondo sale agua libre.

Es importante mencionar que, a la salida de cada lecho se encuentra un analizador de humedad, en donde se controla el punto de rocío de cada lecho. También, el proceso cuenta con un analizador de humedad global, a través del cual se mide el punto de rocío de la mezcla gaseosa que sale de todos los lechos.



**Figura 4.11 Proceso de Deshidratación a través de Tamices Moleculares.**

#### 4.1.3 Enfriamiento y Expansión del Gas.

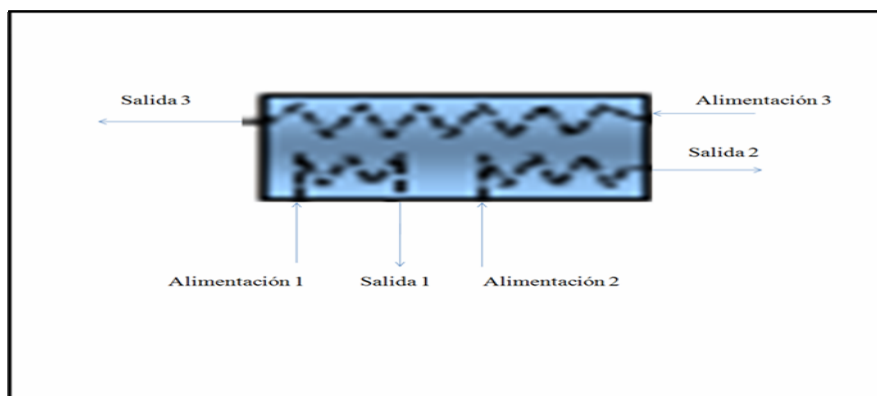
Las etapas de enfriamiento y expansión del gas son las que controlan el punto de rocío de los hidrocarburos condensables que se encuentran presente en el mismo, ambas se basan en la acción de disminuir drásticamente la temperatura del gas pero de formas diferentes con la finalidad de obtener la máxima cantidad de líquidos del gas natural (LGN).

A continuación se describe los procesos de enfriamiento que se llevan a cabo en la planta de extracción de líquido Santa Bárbara:

#### 4.1.3.1 intercambiador Criogénico.

El intercambiador criogénico también conocido como caja fría es una forma de enfriamiento muy eficiente por donde pasa el gas una vez que sale de los tamices moleculares. A diferencia de los intercambiadores de calor, comúnmente conocidos de tubo y coraza, éste tiene la particularidad de que su interior está constituido por láminas muy delgadas de aluminio lo cual permite un mayor contacto entre los fluidos, una mayor transferencia de energía y por ende mayor caída de temperatura.

La figura 3.12 muestra el proceso de operación que maneja el intercambiador criogénico de la planta de extracción de líquidos santa Bárbara. Como se puede observar consta de tres alimentaciones las cuales al pasar por el interior de la caja fría salen a una temperatura menor.



**Figura 4.12 Esquema de Operación del Intercambiador Criogénico**

La corriente que sale de los tamices moleculares se divide en dos. Una de las divisiones constituye la alimentación 1, la cual entra a una temperatura de  $90^{\circ}\text{F}$  y sale a una temperatura de  $-1^{\circ}\text{F}$ . La otra corriente es desviada a los intercambiadores laterales de la columna de recobro, y luego pasan por una serie de procesos (serán mencionados posteriormente) antes de entrar al intercambiador como la alimentación 2, dicha corriente sale a una temperatura de  $-118^{\circ}\text{F}$  y entra a la torre de recobro. La



alimentación 3 no es más que el gas que sale por el tope de la torre de recobro a una temperatura de  $-101^{\circ}\text{F}$ , este gas es el que recibe la energía de la alimentación 1 y 2, y el incremento de temperatura que adquiere una vez que pasa por el intercambiador lo necesita ya que este debe ser reenviado a la planta compresora.

#### **4.1.3.2 Intercambiador con Propano.**

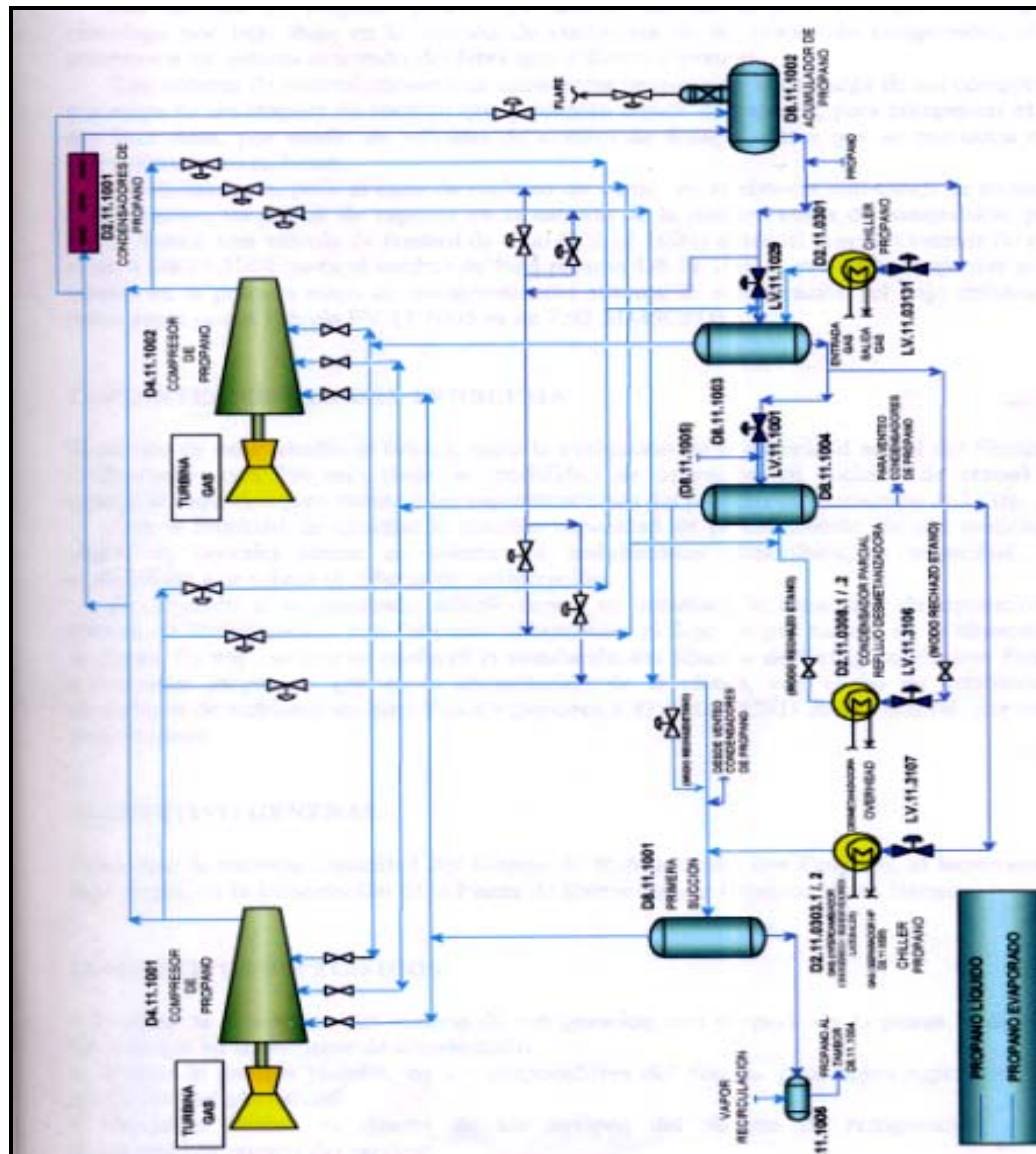
El intercambiador con propano al igual que la caja fría se encuentra justo después de la deshidratación con los tamices moleculares y antes de que el gas entre a la torre de recobro, su función es recibir la energía que trae el gas para que de esta manera se inicie la extracción de líquidos del gas natural. Cabe destacar que el intercambiador con propano cumple con el criterio de la refrigeración mecánica y se emplea en todas las secciones de la planta donde se requiera intercambio de energía. A continuación se presenta el esquema operativo del intercambiador con propano que se lleva a cabo en la planta de extracción de líquido Santa Bárbara.

El proceso del sistema de refrigeración mecánica con propano (mostrado en la figura 4.13) se inicia a la salida del tambor acumulador D8.11.1002. En este tambor se recogen y estabilizan los líquidos provenientes de los condensadores de propano (D2.11.1001), el cual opera a 229 psig y  $118^{\circ}\text{F}$ , con una capacidad de almacenamiento de 750 bbl. El propano líquido proveniente del acumulador pasa por dos válvulas de expansión, la primera LV.11.03131, la cual reduce la presión y la temperatura desde 229 psig y  $118^{\circ}\text{F}$  hasta 127 psig y  $77^{\circ}\text{F}$  para enfriar el gas desde  $120$  hasta  $90^{\circ}\text{F}$  (primera etapa de enfriamiento) en el intercambiador de alta presión gas/propano D2.11.0301 (Chiller). Por la segunda válvula de expansión LV.11.1029, pasa una corriente de líquido proveniente también del tambor acumulador para producir una corriente bifásica a 126 psig y  $78^{\circ}\text{F}$ , la cual pasa al tambor separador (D8.11.1003), donde se separan los vapores generados en el intercambiador (D2.11.0301) y los generados por la misma válvula, para ser alimentados a la tercera etapa de succión de los compresores de propano (D4.11.1001 y 1002).

La corriente de líquidos provenientes del tambor separador (D8.11.10039) se divide en dos, una de las cuales es expandida en la válvula LV.11.1001 desde 126 psig y 78 °F hasta 40 psig y 21 °F, formando una corriente bifásica que será separada en el tambor D8.11.1004; la otra corriente es alimentada al condensador parcial D2.11.0308 (Chiller), previa expansión en la válvula LV.11.3106 desde 126 psig y 78 °F hasta 40 psig y 21 °F para enfriar la corriente de tope de la torre desmetanizadora desde 42 hasta 32 °F.

El propano evaporado en el condensador D2.11.0308, es separado en el tambor D8.11.2004 junto con los vapores generado por la expansión de la válvula LV.11.1001, para ser alimentados a la segunda etapa de succión de los compresores.

Los líquidos del tambor D8.11.1004 son enviados al evaporador (D.11.0303), el cual proporciona la segunda etapa de enfriamiento en el gas de proceso. Estos líquidos antes de pasar por el Chiller son expandidos en la válvula LV.11.3107, desde 40 psig y 21 °F hasta 14 psig y -10 °F para enfriar el gas desde 20 hasta -4 °F, los vapores formados entran al tambor D8.11.1001, para constituirse en la succión de la primera etapa de los compresores.



**Figura 4.13 Proceso del Sistema de Refrigeración Mecánica con Propano (modo rechazo de etano)**

Los compresores centrífugos (D4.11.1001 y 1002) de tres etapas de compresión accionados cada uno de ellos por una turbina de gas de 5000 hp comprimen los vapores provenientes de cada tambor separador hasta una temperatura y presión de 153 °F y 236 psig. Los vapores comprimidos son enfriados hasta 229 psig y 118 °F en el condensador de propano (D2.11.1001), el cual está constituido por 40 ventiladores (tiro forzado) de aire; los líquidos generados en el condensador son

almacenados en el acumulador, cerrando así el ciclo de refrigeración de tres etapas de compresión de la planta de extracción Santa Bárbara.

#### **4.1.3.3 Expansión.**

El proceso de expansión en la Planta de Extracción de Líquidos Santa Bárbara (Planta controladora de puno de rocío) se lleva a cabo mediante los siguientes equipos.

##### **Turbo-Expansor.**

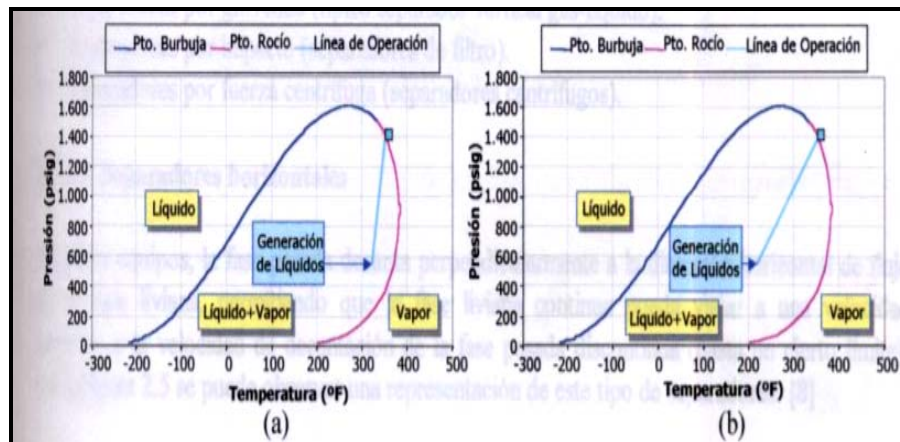
La corriente que sale del Chiller de propano (segunda etapa de enfriamiento del gas de proceso) a  $-4^{\circ}\text{F}$  pasa a un separador bifásico, donde por el fondo salen los líquidos que son enviados hacia el quinto plato de la columna de recobro y por el tope sale la mezcla gaseosa que no ha condensado, la cual requiere de una expansión mayor que se obtiene mediante un turbo-expansor. Un proceso de expansión se conoce como aquel en el cual un fluido pasa de mayor a menor presión. Esta disminución de presión, trae asociado una disminución de la temperatura con el propósito de condensar una mayor cantidad de componentes. En este equipo la presión cae bruscamente y el gas se enfría sensiblemente alcanzado bajas temperaturas, con la consecuente obtención de líquidos del gas natural.

##### **Válvulas Joule Thompson**

En el proceso de extracción de líquidos de la planta Santa Bárbara, las válvulas Joule Thompson se encuentran a la salida de los equipos que rigen los procesos de enfriamiento y expansión (turbo-expansión). Su objetivo dentro del proceso radica en que a través de ella se puede lograr que la mezcla de líquidos condensados alcance la presión que necesitan para entrar a la columna de recobro (400 psig); además se logra la licuefacción de los componentes que no lo han hecho hasta este punto. Las válvulas J.T. son dispositivos auxiliares, donde ocurre el proceso de expansión de manera isoentálpica. La disminución de la

presión y la temperatura lograda en las válvulas Joule Thompson es menor a la de los turbo-expansores, por lo tanto, la recuperación de LGN es menor.

En la figura 4.14 se compara la eficiencia del turbo-expansor y la válvula J.T., donde se aprecia que, mediante la expansión con la válvula Joule Thompson, aunque se llega a la misma presión de salida que con la turbo-expansión, ocurre menor disminución en la temperatura. Esto se debe a que la pendiente de la línea de operación, para la expansión J.T. tiende a ser vertical lo que indica que es un proceso isoentálpico (entalpía constante), mientras que para el proceso de turbo-expansión la curva se encuentra más desplazada, característica de un proceso isoentrópico (entropía constante), logrando una temperatura de salida más baja, lo que trae como consecuencia que, para una misma caída de presión, la fracción de líquidos es mayor para un proceso de turbo-expansión.



**Figura 4.14 Comparación de procesos de expansión mediante la envolvente de fase: (a) Joule Thompson, (b) Turbo-expansión.**

#### **4.2 Establecer Las Variables Que Se Manipulan Y Controlan En Una Planta Controladora De Punto De Rocío.**

En todo sistema de control se maneja los términos de variables controladas y variables manipuladas. Una variable controlada es aquella que se debe mantener en un valor o rango deseado; mientras que la variable manipulada es aquella que se

ajusta o sufre modificaciones con la finalidad de mantener a la variable controlada dentro de su rango óptimo.

A continuación se presentan las variables que se manipulan y controlan en la sección de control de punto de rocío de la Planta de Extracción Santa Bárbara:

#### 4.2.1 Deshidratación con Glicol

El esquema de deshidratación mostrado en la figura está constituido por varios equipos, en los cuales se debe controlar diferentes variables.

 **Contactador de Glicol:** en este equipo se controlan las siguientes variables:

- La temperatura del gas de entrada
- La temperatura del glicol
- La presión del contactador
- Los niveles de glicol en el equipo

**La temperatura del gas** de entrada es una variable que se controla debido a que el equipo tiene un rango óptimo de trabajo, si la temperatura a la entrada está por encima de ese rango óptimo y se mantiene en el tiempo el interior de la torre contactora tendrá un mayor agotamiento provocando una baja eficiencia en su funcionamiento lo cual causaría problemas operacionales en toda la planta aguas abajo.

**La temperatura del glicol** es otro parámetro importante a controlar ya que este es un solvente químico de alto costo comercial y de acuerdo al estudio de sus propiedades físico-químicas este debe presentar una temperatura de 135°F al momento de ponerse en contacto con el gas que se quiere deshidratar.

**La presión del contactador** es importante controlarla, ya que afecta la emisión final de compuestos Orgánicos Volátiles. A mayor presión en el contactador, mayor será la absorción de compuestos livianos (no condensables) pero las emisiones finales de contaminantes aromáticos e hidrocarburos livianos solubles en el glicol dependerán principalmente de la composición del gas de entrada y de la absorción de sus componentes a nivel del contactador.

**Los niveles de glicol** en el equipo se puede definir como la variable a controlar de mayor jerarquía debido a que el glicol es el agente que se encarga de deshidratar el gas de alimentación si los niveles de glicol no son los adecuados es decir están por debajo de su nivel normal la deshidratación no se dará de forma efectiva originando problemas operacionales en el resto de la planta.

**Desafaltenizador** en este equipo las variables controladas son

- Presión
- Nivel lado del glicol
- Nivel lado del hidrocarburo

**La presión en el Desafaltenizador** debe ser de 80 libras para que el glicol pueda fluir a la sección más inclinada del mismo, si la presión está por encima de ese valor el glicol no quedara libre de los hidrocarburos livianos ni de la demás impurezas no condensables que arrastro cuando deshidrato al gas.

**Nivel del lado del glicol** se debe asegurar que el nivel de glicol sea el más cercano al máximo debido a que este glicol después que pase por los demás sistemas de regeneración es el que entrara nuevamente a la torre contactora y por su alto costo comercial se debe recuperar el máximo posible.

**Nivel del lado del hidrocarburo** aquí se debe asegurar que el nivel no sea rebasado ya que si esto pasa es un indicador de que el glicol no está libre de impurezas no condensables lo que generara que a la torre contactora entre el glicol con cierto porcentaje de impureza provocando así una baja eficiencia en el proceso.

**Rehervidor de Glicol** aquí se controla

- Temperatura
- Flujo de calor

- Nivel de glicol

En el rehervidor de glicol es donde este obtiene nuevamente su riqueza, gracias a que cuenta con unos serpentines que se encuentran a una temperatura de 225 a 230°F (107 a 110°C) temperatura que es mayor a la de ebullición del agua, por tal razón se debe monitorear que la temperatura no descienda de la temperatura de ebullición del agua, si esto pasa el glicol no alcanzara el 98 a 98,5% de pureza que requiere para ponerse en contacto nuevamente con el gas y retirarle así la máxima cantidad de agua.

**El flujo de calor** también debe ser monitoreado ya que el máximo flujo de calor que debe circula por los serpentines es de  $7000 \frac{BTU}{Pies^2 \cdot h}$ , si este valor es excedido en el tiempo puede ocasionar concentración de calor ocasionando así el deterioro del tubo de fuego.

**El nivel de glicol** debe controlarse en el rehervidor para asegurar que el piro tubo permanezca sumergido en el glicol, evitando así que el piro tubo colapse y que el glicol reciba la energía necesaria para regenerarse.

✚ **Intercambiador de Glicol** en este equipo solo se controla temperatura. El intercambiador de glicol es la primera etapa por donde este pasa para bajar su temperatura, recordemos que el glicol cuando sale del rehervidor lo hace a una temperatura de 390°F (200°C) y el debe entrar a la torre contactora a 135°F. Por tal razón la temperatura en este intercambiador debe ser controlada ya que el glicol debe salir de aquí a una temperatura de 212°F (100°C) para luego pasar a la segunda etapa de enfriamiento.

✚ **Flash Tank de glicol** en este equipo se controlan

- La temperatura del glicol diluido entrando al tanque.
- Los niveles del glicol e hidrocarburos.



**La temperatura del glicol** diluido entrando al tanque debe ser controlada ya que en este equipo se lleva a cabo la acción de separar los gases del hidrocarburo condensado y del glicol; dicha separación se llevará de forma efectiva o no dependiendo de la temperatura que el glicol adquiera en su paso por los serpentines del rehervidor.

**Los niveles del glicol e hidrocarburos** van a depender directamente del tiempo de residencia que tenga la mezcla una vez que entra a este equipo. Este tiempo es importante ya que es allí donde puede recuperarse la máxima cantidad de glicol libre de hidrocarburo.

✚ **Acumulador de glicol** en este equipo se controla el nivel del agente deshidratador fresco que va a entrar a la torre contactora una vez que el nivel del glicol regenerado disminuya. Esto es un parámetro importante ya que si la cantidad de glicol en contacto con el gas es inferior a la estipulada por diseño la deshidratación no será eficiente.

✚ **Enfriador de Glicol.** En este equipo la variable controlada es la temperatura a la cual debe salir el glicol. El mismo entra al enfriador con una temperatura de 212°F y debe salir a 135 °F, debido a que esta es la temperatura óptima bajo la cual se asegura una buena deshidratación en la torre contactora.

✚ **Filtros de cartucho y de carbón activado.** En ambos filtros la variable a controlar es la caída de presión que los mismos presentan a lo largo del proceso. Dicha caída de presión, que no es más que la diferencia de la presión de entrada y salida, es un indicador del grado de suciedad de los mismos.

✚ **Bombas de Circulación de Glicol.** Las bombas son equipos que requieren para su buen funcionamiento el control de diversas variables como lo son: presión de succión y descarga y volumen o caudal de descarga en la misma.

Toda bomba, para su buen funcionamiento requiere de un valor mínimo de presión de operación a la succión, puesto que si el fluido que entra a la misma presenta una presión menor que esta, la bomba caería en zona de inestabilidad provocando un fenómeno conocido como cavitación, el cual no es más que la succión

de líquido y aire, lo que origina que los álabes de la bomba sufran desgaste en el material hasta el colapso de los mismos provocando graves daños al equipo y al proceso aguas abajo.

La presión de descarga debe ser controlada de acuerdo a la presión requerida en la torre contactora, si la presión en la torre está por debajo o por encima de su valor normal de operación la bomba tiene la capacidad de disminuir o aumentar la presión de descarga gracias al lazo de control existente en el proceso.

Al igual que la presión de descarga, el volumen de descarga depende del volumen de glicol que se maneja en la torre. Si el volumen de glicol que maneja normalmente el cabezal de la torre, disminuye o aumenta, entran en juego los lazos de control, los cuales generarán la señal pertinente para que el volumen de succión de la bomba aumente o disminuya según sea el caso.

#### **4.2.2 Deshidratación con tamices moleculares.**

La deshidratación con tamices moleculares empleado en la planta de extracción Santa Bárbara depende drásticamente de la deshidratación con glicol, debido a que si se da una mala deshidratación los tamices sufren el embate de las impurezas que no fueron removidas en la torre contactora. El proceso de deshidratación con tamices emplea varios equipos en los cuales se deben controlar diferentes variables para llevar a cabo un efectivo proceso. Los equipos que integran este proceso son:

✚ **Depuradores o separadores gas/líquido.**

✚ **Lechos de adsorción.**

✚ **Analizadores de humedad.**

✚ **Filtros separadores gas seco/sólido.**

**Los depuradores o separadores gas/líquido** se encuentra justo antes de que el gas que sale de la torre contactora entre a los tamices moleculares, su función es separar el hidrocarburo liviano que no es soluble con el glicol, además de las pequeñas cantidades de agua que pueda condensar una vez que el gas sale de la torre contactora y pasa por un intercambiador donde obtiene la temperatura adecuada para entrar a los tamices, la temperatura a la cual sale el gas del

contactor es de 120°F y debe entrar a los tamices a 90°F. En este decremento de temperatura es que cierta cantidad de agua puede condensar y es retirada por el separador gas/liquido. La variable controlada en este equipo es el nivel del condensado, este debe ser monitoreado ya que si excede su límite es un indicador de que el gas viene con demasiadas impurezas del contactor, alertando que la deshidratación en el contactor no se está llevando de manera efectiva y lo más problemático es que el gas va a entrar a los tamices con esas impurezas generando de esta manera que el proceso de deshidratación en los tamices no sea eficiente y genere problemas operacionales en el mismo ya que esos hidrocarburos livianos cuando se ponen en contacto con los tamices coquifican, disminuyendo el buen funcionamiento del equipo.

**Los lechos de adsorción o tamices moleculares** es la parte del proceso donde se lleva a cabo la deshidratación, la eficiencia de este equipo depende de que tan buena sea la deshidratación llevada a cabo en el contactor con glicol, la edad del lecho así como también el número de regeneraciones a la cual ha sido sometido el mismo ocasionan disminución de la zona o área de transferencia de masa. La presencia de hidrocarburos livianos es lo que no se desea que entre a los lechos debido a que el material adsorbente esta hecho de cerámica por lo que, cuando se pone en contacto con los hidrocarburos el solidifica provocando la pulverización de los adsorbentes y la disminución de la eficiencia del equipo. La variable controlada en este equipo es el punto de rocío, es decir la cantidad de agua que con la que sale el gas de los lechos, así como también la temperatura a la cual debe entrar el gas a los tamices la cual es de 90°F y la temperatura del gas de regeneración la cual debe ser de 400°F ya que a esa temperatura el Trietilenglicol y el agua es fácilmente removido, poniendo a los tamices en optimas condiciones para deshidratar.

**Los analizadores de humedad** se encuentran a la salida de cada lecho adsorbente, la variable que debe controlarse en este equipo es la cantidad de humedad con la que sale el gas de los tamices, esta humedad no debe exceder de 0,01ppm. Ese valor de humedad es lo tolerable para que el gas pase a las demás

secciones de la planta de extracción Santa Bárbara. En esta planta existe otro analizador de humedad general el cual registra la humedad final de los tamices que se encuentren en funcionamiento, es decir el gas que sale de los tamices pasa por dos analizador de humedad el primero es el que está a la salida de cada lecho adsorbente y un segundo analizador que es el final donde converge las dos corriente de los tamices que están en funcionamiento.

**Los separadores gas seco/sólido.** Estos separadores son los equipos finales por los que pasa el gas una vez que sale de los tamices moleculares, la variable a controlar es la caída de presión ( $\Delta P$ ). Cuando la caída de presión rebasa el valor normal de operación, es el indicador de que el filtro está sucio y ya no está cumpliendo con eficiencia su función la cual es evitar que partículas sólidas entren a los dispositivos de enfriamiento (cajas frías).

#### **4.2.3 Enfriamiento y expansión.**

Como se mencionó en el objetivo anterior los procesos de enfriamiento y expansión tienen el mismo fin pero de forma diferentes por lo que las variables que se manipulan y controlan en estos procesos están relacionadas entre sí y se describen a continuación:

- ✚ Temperatura y Presión de salida.
- ✚ Tolerancia de Agua.

**La temperatura y presión de salida** son variables que se deben controlar en ambos procesos ya que son ellas las que determinan, qué tan eficiente son los dispositivos encargados del control de punto de rocío de los hidrocarburos condensables. Los barriles de líquidos que se logran obtener por medio de estos procesos dependen drásticamente del GPM que tenga la mezcla gaseosa, pero los valores de temperatura y presión a la salida de los mismos dependen de su buen funcionamiento y de un control adecuado de las variables involucradas. En la planta de extracción Santa Bárbara se logra descender la temperatura a valores por debajo

del 0°C por medio de la refrigeración en el intercambiador criogénico y los chiller de propano; mientras que, en la expansión la presión desciende de 1200 a 450Psi y la temperatura desciende aún más, hasta llegar a valores criogénicos de -118°F cerrando de esta manera el ciclo de extracción y control de punto de rocío de los hidrocarburos condensables presentes en la mezcla gaseosa.

**La presencia de agua** en estos procesos debe ser cero o por lo menos debe estar en pequeñas cantidades expresadas en partes por millón, ya que la misma ocasionaría problemas operacionales muy graves como lo son: la formación de hidratos en la caja fría y en las líneas que transportan al gas hacia el fraccionamiento JOSE ANTONIO ANZOATEGUI que pondría en peligro el proceso de extracción y control de punto de rocío del hidrocarburo condensable presente en la mezcla gaseosa. En la planta de extracción Santa Bárbara la cantidad de agua permitida o manejable en estos procesos es de 0,01 ppm (partes por millón), si este valor asciende es un indicador de que la deshidratación o control de punto de rocío de agua no se está llevando efectivamente y por ende es un indicador de que el proceso de extracción o control de punto de rocío de hidrocarburo se verá seriamente afectado.

#### **4.3 Reconocer Las Variables Externas Que Influyen Sobre La Eficiencia De Operación De Una Planta Controladora De Punto De Rocío.**

Las variables externas que influyen sobre la eficiencia de operación de una planta controladora de punto de rocío son aquellas que en operación varían o se desvían de su valor óptimo de diseño. Estas variaciones constituyen una problemática real que toda planta presenta, debido a que los diseños, por lo general, están basados a un proceso ideal, aún cuando en la actualidad se cuenta con los paquetes de simulación, los cuales son capaces de evaluar de manera real (tiempo real) el funcionamiento de un equipo o de una planta en su totalidad. La planta de extracción Santa Bárbara fue diseñada para procesar 800MMPCED, un volumen de gas residual de 700MMPCED, transformar 80MMPCED con una eficiencia de 92%. Cada uno de estos valores de diseño puede cambiar y verse afectados por las condiciones de operación a la cual es sometida la planta y las cuales son descritas a continuación:

#### **4.3.1 Riqueza del gas o galones de gas condensable por cada 1000 PCN (GPM).**

La planta de extracción Santa Bárbara fue diseñada para manejar una mezcla de gas con un GPM de 3,08. El GPM se considera una variable externa debido a que su valor depende de los pozos productores que alimenten a la planta compresora que a su vez alimenta a la planta de extracción Santa Bárbara. Recordemos que el GPM es la riqueza del gas o los galones condensables que se encuentran en 1000 PCN, por lo que si este es pequeño la extracción de líquidos del gas natural (LGN) disminuye provocando de esta manera que la planta tenga una baja eficiencia y no pueda cumplir con la cota de producción diaria que es de 55MBD.

#### **4.3.2 Presión de succión de la planta de extracción Santa Bárbara.**

La planta de extracción Santa Bárbara tiene una presión óptima de succión de 1200 Psia. Estudios realizados demuestran que todos los gases se disuelven en los líquidos y esto se ve favorecido por bajas temperaturas y altas presiones. Por lo general, la presión de operación que se maneja en la planta de Extracción Santa Bárbara es inferior al valor de diseño provocando de esta manera disminución en los procesos de deshidratación como en los procesos de extracción de líquidos del gas natural (LGN). La torre contactora con glicol y los tamices moleculares requieren de altas presiones y temperaturas moderadas para llevar a cabo una buena deshidratación, por su parte la sección de extracción de LGN requiere de bajas temperatura que es proporcionada por una alta caída de presión ( $\Delta P$ ) que se obtiene en los procesos de expansión que presenta la planta, para obtener los líquidos.

#### **4.3.3 Contenido de impurezas presente en el gas ( $\text{CO}_2$ y $\text{H}_2\text{S}$ )**

Las impurezas presentes en el gas natural constituyen un grave problema debido a que causan trastornos en las operaciones de manejo, tratamiento y procesamiento.

La cantidad de  $\text{CO}_2$  en el gas influye en el procesamiento del mismo puesto que en presencia de agua y a bajas temperaturas (alcanzadas en procesos criogénicos) forma congelamiento en equipos y tuberías.

La cantidad de  $\text{H}_2\text{S}$  en el gas natural es un parámetro externo que influye en el buen funcionamiento de toda planta debido a que causa problemas de corrosión

en toda la superficie de los equipos y tuberías, lo cual disminuye la vida útil de los mismos y la eficiencia del proceso. La corrosión es un factor externo (depende de la cantidad de Sulfuro de Hidrógeno) que ataca los materiales por medio de oxidación.

#### **4.4 Mostrar Los Criterios De Seguridad Involucrados En El Proceso.**

Toda planta dedicada al procesamiento del gas natural debe tener rigurosos criterios de seguridad debido a la complejidad de los procesos por los cuales pasa dicho gas. Por tal razón se cuenta con cuatro elementos que proporcionan múltiples capas de protección. Los cuatro elementos se presentan a continuación:

##### **🚧 Contención Primaria**

##### **🚧 Contención Secundaria**

##### **🚧 Sistemas de Seguridad**

##### **🚧 Distancia de Separación**

**Contención Primaria.** Es el primer requisito de seguridad para la industria. El diseño de ingeniería determina el material a utilizar en la fabricación de los equipos que tendrán contacto directo con el gas, el cual debe tener las siguientes características:

- No debe reaccionar con la mezcla de gas a ser procesada.
- Debe ser resistente a los ataques de las impurezas.
- Debe adaptarse a las condiciones de operación a las que va a ser expuesto.
- Debe resistir ataque de agentes externos.

Por lo general, el material empleado debe ser acero con alto contenido de níquel, Aluminio y acero inoxidable, los cuales poseen un alto costo comercial, más sin embargo, brindan mayor resistencia a las condiciones extremas a las cuales es sometido el gas durante el proceso.

**Contención Secundaria.** Este segundo elemento de protección asegura el aislamiento si llegara a ocurrir un derrame. En el caso de la Planta de Control de

punto de rocío este aislamiento se lleva a cabo mediante el sistema de drenaje cerrado que existe en la planta; este no es más que un sistema donde son enviados todos los desechos con alto contenido de impurezas que afectan el medio ambiente y localidades cercanas, para ser depositados en la fosa de quema donde son incinerados de forma controlada.

**Sistemas de Seguridad.** Los sistemas de seguridad también conocidos como lazos de control son los ojos del proceso, debido a que cada equipo de la planta debe contar con elementos que conforman un lazo de control los cuales son:

- **Sensor:** Este dispositivo se encuentra a la salida de cada equipo, su función es medir la señal de la variable que se desea analizar (Gas o Líquido) y enviar dicha señal al transmisor.
- **Transmisor:** Es el encargado de convertir la señal del sensor en una señal legible por el controlador.
- **El controlador:** Es el cerebro del lazo de control ya que este compara los datos enviados por el sensor con los que debería estar en condiciones normales, si existe alguna variación entre esos valores el envía una señal al elemento final de control.
- **Elemento final de control:** es el dispositivo encargado de ejecutar la acción correctiva enviada por el controlador en caso de haber alguna perturbación.

Los sistemas de seguridad de la Planta de Extracción Santa Bárbara son en su totalidad automatizados.

**Distancia de Separación:** El reglamento nacional siempre ha establecido que las instalaciones deben ubicarse a una distancia que ofrezca seguridad a las poblaciones, industrias y áreas públicas vecinas. Así como también establece que deben existir los sistemas contraincendios y zonas restringidas, esta última, se basa en los datos de dispersión de vapores y contornos de la radiación térmica. Por otro lado, la distancia de separación que debe existir entre los equipos que



conformarán la planta se determina en la ingeniería conceptual, esto con la finalidad de tener comodidad de desplazamiento al momento de suplir o reparar algún equipo y prevenir una reacción en cadena a causa del colapso de un equipo.

La planta de Extracción Santa Bárbara cuenta con las siguientes instalaciones auxiliares de seguridad:

- Sistema contra incendios.
- Sistema de aire de instrumentos
- Tratamiento de agua.
- Tratamiento de efluentes.
- Central de bomberos.

Además, todo el personal que labora en la planta está capacitado para combatir cualquier conato de incendio que se presente dentro de la instalación.

#### **4.5 Establecer Los Problemas Operacionales Más Comunes Que Se Presentan En Una Planta Controladora De Punto De Rocío.**

Los problemas operacionales se definen como situaciones adversas al funcionamiento normal de un equipo o de la planta en su totalidad, los cuales pueden conllevar a una baja eficiencia de la producción y la paralización parcial o total del equipo o de la planta. A continuación se presentan los problemas operacionales más comunes en el proceso de deshidratación con glicol, tamices moleculares, intercambiador criogénico y los chiller de propano.

##### **4.5.1 Problemas operacionales en el sistema de deshidratación por absorción.**

Entre los problemas operacionales típicos que se presentan en el sistema de deshidratación con glicol se encuentran:

✚ **Baja eficiencia de deshidratación.** Este problema operacional es muy común y se presenta en la mayoría de las plantas controladoras de punto de rocío. Generalmente, es causado por varios factores, entre los que se distinguen:

**Disminución de la concentración de glicol,** lo cual es causado por una deficiencia en su proceso de regeneración. Dicho proceso puede fallar si la temperatura alcanzada en el rehervidor no es lo suficientemente alta para vaporizar el agua presente en el glicol, si el tubo de fuego se ha deteriorado por bajo nivel de glicol o, también puede fallar si existen pérdidas de glicol por degradación. Entonces, si la regeneración del agente deshidratador (TEG) no es del todo eficiente, la concentración del mismo no será la adecuada para llevar a cabo de manera óptima el proceso de absorción.

**Disminución del flujo de glicol a la entrada de la torre.** Si el flujo de glicol varía y no se mantiene una buena relación TEG/agua absorbida en la torre esto provocará que la deshidratación no sea efectiva. Si el flujo de TEG disminuye, también lo hará el contacto gas/glicol; si por el contrario el flujo aumenta, se logrará una buena deshidratación pero se estaría incurriendo en un gasto mayor debido al exceso de glicol, el cual es un agente de alto valor comercial.

**Cambios bruscos del caudal de gas de entrada.** El caudal de gas a la entrada de la torre contactora puede aumentar o disminuir según se den las condiciones. Si el volumen o caudal de gas es bajo y el flujo de líquido (TEG) no es uniforme, este tiende a irse por las paredes de la columna y el gas lo hace por el centro, ocurriendo un fenómeno conocido como canalización, el cual provoca que sea casi inexistente el contacto gas/glicol y por ende a la salida de la torre saldrá el gas con la misma cantidad de agua a la que entro. Si por el contrario, el flujo de gas y TEG es muy elevado ocurre el fenómeno conocido como inundación, en donde el líquido es arrastrado por el gas a la parte superior de la columna, ocasionando que el gas de proceso arrastre a los demás procesos mayor cantidad de impurezas que conllevaran otra serie de problemas operacionales.

✚ **Lecturas erróneas en el analizador de humedad de la torre contactora.** A través de este analizador se mide el punto de rocío del gas que es enviado a los

tamices moleculares. Si este equipo presenta una lectura errónea, bien sea un mayor o menor punto de rocío esperado, podría activar el sistema de control de la torre contactora, la cual aumentaría o disminuiría la cantidad de glicol suministrado a la misma, generando pérdidas de este o una mala deshidratación.

✚ **Desprendimiento de piezas mecánicas internas en el contactor.** Cuando existe inestabilidad en el proceso la variable manipulada es la alimentación al contactor, puesto que, se debe disminuir el caudal de gas alimentado a la misma hasta que se corrija la inestabilidad. Una vez corregida la perturbación el caudal del gas de entrada vuelva a su condición normal. Esto trae como consecuencia el agotamiento o desgaste de las piezas internas del equipo como: deformación de los platos, caída de los platos y colapso del demister por fallas en los soportes de los mismos.



#### 4.15 Piezas mecánicas internas desprendidas en el contactor.

#### 4.5.2 Problemas operacionales en el sistema de deshidratación por adsorción.

✚ **Baja eficiencia en la deshidratación.** En la planta de extracción Santa Bárbara los problemas que presenta la deshidratación con tamices moleculares vienen dados principalmente por:

**Disminución de la zona de transferencia de masa del tamiz.** Esta disminución depende de la edad del tamiz, del número de regeneraciones que ha

sufrido y de la eficiencia de la regeneración. Como se puede observar en la figura 4.16, a medida que el tamiz va realizando el proceso de adsorción va disminuyendo la zona óptima en la cual el agua contenida en el gas queda adsorbida o retenida. Si el proceso de regeneración es deficiente la zona de transferencia de masa se acorta más rápido, debido a que cada vez, más y más cantidad de agua se quedará atrapada.



**Figura 4.16 Zonas de transferencia de masa de un tamiz.**

**Baja eficiencia en el proceso de deshidratación con glicol.** Si el gas que viene del contactor no se trata correctamente, va a traer consigo impurezas como hidrocarburos livianos condensados y glicol, los cuales al entrar a los lechos se introducen en los poros de los mismos.

Si el tamiz es nuevo (la zona de transferencia de masa es grande) y el gas entra con cierta cantidad de estas impurezas, la deshidratación se dará de forma efectiva; sin embargo dichas impurezas se irán acumulando en el tamiz y cuando este se regenere a temperaturas muy elevadas se producirá un fenómeno conocido como coquificación o solidificación, lo cual disminuye drásticamente la zona de transferencia de masa y por ende la eficiencia en el proceso de adsorción.

Si el tamiz es viejo (la zona de transferencia de masa ha disminuido hasta el punto en que se debe cambiar el tamiz) y el gas entra con una cierta cantidad de glicol e hidrocarburos condensados, la deshidratación ya no será efectiva provocando que el mismo salga con una especificación de agua mayor a 0.01 ppm, lo que desencadenaría una serie de problemas de hidratos y congelamiento en los equipos de los procesos de enfriamiento y expansión.

✚ **Mala Regeneración del Tamiz.** Generalmente se presenta, cuando existen problemas en el horno de gas de regeneración. Si este equipo no le transfiere la suficiente energía al gas de regeneración (600°F o más), este no va a llevar a cabo de manera correcta la regeneración del tamiz, provocando que al cabo del ciclo de regeneración no se haya eliminado completamente el agua presente en los poros del lecho.

✚ **Lecturas erróneas registradas por el analizador de humedad individual y global.** Lecturas no confiables en los sensores de humedad presentes en los tamices generan puntos de rocío inestables en los mismos, provocando incertidumbre en todo el proceso, puesto que si los valores reportados por el equipo son incorrectos no podemos tener certeza de la cantidad de agua con la que está saliendo el gas del lecho de adsorción hacia el proceso de enfriamiento y expansión, los cuales tienen cero tolerancia al agua, originando el congelamiento de los equipos.

#### **4.2.3 Problemas operacionales en los sistemas de enfriamiento y expansión.**

##### **Sistemas de enfriamiento:**

✚ Alto diferencial de presión a través del lado frío del intercambiador criogénico se debe al arrastre de humedad desde los tamices moleculares hacia la zona fría, esto motivado a fallas en el sistema de deshidratación con glicol lo cual ha afectado la capacidad de adsorción de los tamices moleculares y el arribo de mayor contenido de agua hacia los lechos.

✚ Formación de Hidratos. Es el principal inconveniente que se presenta en los dispositivos de enfriamiento, sobre todo en el intercambiador criogénico, ya que, el

agua en el gas que entra a este dispositivo se congela debido a la brusca disminución de temperatura (por debajo de 0°C), lo cual ocasiona deformación en las delgadas láminas de aluminio internas en el mismo, encargadas de llevar a cabo el intercambio efectivo de energía que le suministra al gas de proceso la temperatura adecuada para que condensen los hidrocarburos pesados presentes en la mezcla gaseosa.

#### **Sistemas de expansión:**

✚ **Gpm** este es un factor importante para los sistemas de expansión debido a que los dispositivos de dicho sistema están diseñados para trabajar bajo ciertas cantidades de Gpm, por lo que si este es muy elevado los equipos se ven más forzados para manejar o procesar ese gas, si esta situación permanece en el tiempo los equipos disminuyen su vida útil; por otra parte si el Gpm es muy bajo ocasiona que el expansor se sobregire es decir, que la velocidad en su interior se eleve mucho más que lo normal provocando daños mecánicos al equipo, mientras que la válvula J.T. no ejercerá la restricción adecuada o requerida al gas provocando con esto que no se logre la expansión de presión y el decremento de temperatura deseado.

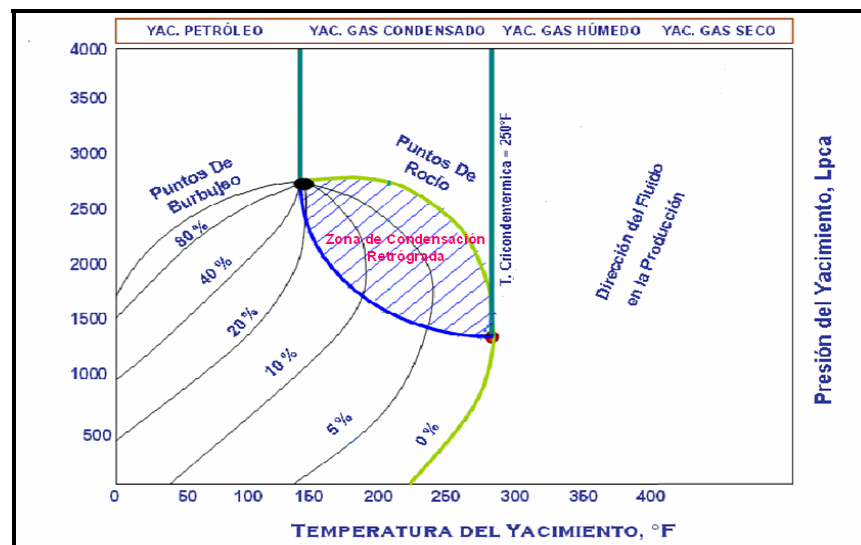
✚ **Presencia de partículas solidas** bien sea hidratos o polvillo no son tolerados por el expansor ni las válvulas J.T. ya que para el caso del expansor si algunas de estas partículas llegaran al interior del mismo ocasionaría daños mecánicos y estructurales al punto tal que pare su funcionamiento, para el caso de las válvulas J.T. si la situación no es atendida a tiempo provoca que la caída de presión no sea alcanzada en los rangos esperados y por ende ocasiona pérdidas económicas a la planta ya que estos dispositivos forman parte de la extracción de LGN.

#### **4.6 Proponer Opciones Para La Optimización De Una Planta Controladora De Punto De Rocío.**

Actualmente, la planta de extracción Santa Bárbara se encuentra operando por debajo de sus valores de diseño, por lo que en primera instancia, si se quiere optimizar los procesos de control de punto de rocío se debe prever, llegar a los valores de diseño o lo más cerca posible de ellos. En parte, esta situación operacional por la cual pasa la planta se debe, a que la planta encargada de enviarle el gas

(Muscar), está presentando inconvenientes con el GPM de los pozos productores que la alimentan; esto puede deberse a que dichos pozos ya están llegando al final de su vida productiva o no se está siguiendo un buen proceso de explotación, por lo cual la presión en los mismos está decayendo a valores que conlleven a la formación de condensado retrogrado.

El condensado retrogrado es un problema operacional que se presenta en los pozos productores cuando no se monitorea la velocidad con la que la presión en los mismos disminuye drásticamente, hasta el punto de que la misma cae por debajo del punto de rocío; es allí donde empieza a formarse el condensado retrógrado, lo que ocasiona que cada vez, más y más hidrocarburos intermedios y pesados (propano, butanos, pentanos y componentes más pesados) condensen y queden atrapados en el pozo, disminuyendo de esta manera la calidad o riqueza (GPM) del gas. En la figura 4.17 se puede observar la envolvente o diagrama de fase de un gas condensado que presenta condensación retrógrada.




**Figura 4.17 Diagrama de fase del gas con Condensación retrógrada.**

La opción que se debe prever para que la planta trabaje a su máxima capacidad y lo más cercano posible a sus niveles de diseño es la explotación de nuevos pozos que tengan un GPM alto, para cumplir de esta manera con los requerimientos de la

planta de extracción. Una vez que se logre esta meta es que podemos realizar un estudio completo de la planta con la finalidad de minimizar al máximo los puntos sensibles que la planta pueda presentar.

El alcance de este objetivo es estudiar los puntos sensibles que presenten los procesos de deshidratación con glicol y con tamices moleculares, así como también, los procesos de enfriamiento y expansión con la finalidad de proponer opciones que conlleven a la optimización de los mismos.

 **Deshidratación con Glicol.** Los puntos más sensibles y que se deben optimizar en este proceso son:

- Relación gas/glicol.
- Composición del glicol.
- Temperatura de entrada del gas y el glicol a la torre contactora.
- Cantidad de humedad del gas a la salida de la torre contactora.

**Relación gas/glicol.** La relación gas/glicol que debe tener la torre contactora es un parámetro importante que debe monitorearse muy de cerca, ya que de ella depende la eficiencia del proceso deshidratador.

**Composición del glicol.** El glicol debe entrar a la torre a una concentración mínima de 96% para llevar a cabo un buen proceso de deshidratación. Este porcentaje de concentración se logra mediante la regeneración que sufre el glicol una vez que sale de la torre contactora. El punto crucial donde el glicol adquiere nuevamente su concentración es en el rehervidor, el cual es el equipo que le suministra al mismo la temperatura necesaria para que el agua sea removida sin que se descomponga químicamente, por ende es necesario mantener un especial monitoreo de la operación del equipo .

**Temperatura de entrada del gas y glicol a la torre contactora.** Se debe controlar la temperatura de entrada tanto del gas y del glicol, ya que la misma es la que garantiza una óptima remoción de agua dentro de la torre.



**Cantidad de humedad a la salida de la torre contactora.** Esta es la evaluación final por la que pasa el gas una vez que sale de la torre contactora. Si la humedad no es la esperada es un indicativo de que el proceso está presentado problemas.


Cabe destacar que, todas las variables antes mencionadas serán evaluadas en el siguiente objetivo por medio del paquete de simulación HYSYS PLANT 3.2

✚ **Tamices Moleculares.** Es el equipo encargado de llevar al gas a la especificación requerida de humedad (0,01ppm de agua). El punto sensible que presenta es la regeneración de los lechos.

Los lechos o tamices moleculares son una especie de filtro por donde pasa el gas libremente y el agua es retenida por el material adsorbente presente en el mismo. La regeneración consiste en suministrarle gas de regeneración a alta temperatura por un tiempo de 24 horas como mínimo, con el fin de retirar toda el agua retenida en el proceso; si la temperatura del gas de regeneración no llega a la indicada el lecho no quedará regenerado, por ende no cumplirá eficientemente su función (dejar al gas con la especificación antes mencionada) y se reducirá su vida útil, por lo que se recomienda llevar a cabo un buen proceso de regeneración. Otra variable crítica, importante y determinante para la eficiencia de los tamices moleculares es la buena deshidratación que se realice en la torre contactora.

✚ **Intercambiador Criogénico (Caja Fría).** Este es uno de los equipos donde comienza el control de punto de rocío de los hidrocarburos condensables presentes en el gas de proceso. Su función es disminuir la temperatura del gas a niveles tal que esos hidrocarburos inicien la condensación. El punto más sensible que presenta este equipo son las delgadas láminas de aluminio que están en el interior del mismo. Estas se ven gravemente afectadas cuando el gas que entra al interior de este intercambiador esta fuera de especificación, es decir entra con mayor humedad de la tolerable por el equipo; si esta situación permanece en el tiempo ocasionará graves problemas operacionales como lo es la formación de hidrato, los cuales se forman cuando el gas tiene mucha humedad (Agua) y entra a este intercambiador donde se

alcanza temperaturas por debajo de 0°C temperatura de congelación del agua. Si no se tiene un seguimiento adecuado de la caída de presión ( $\Delta P$ ), el hidrato que inicialmente es muy parecido a la nieve se comenzara a solidificar a tal punto que el  $\Delta P$  estará muy por encima de su valor normal provocando con esto que las delgadas laminas de aluminio se deformen y en ciertos caso cuando el hidrato es muy grande colapsen, restando así el buen funcionamiento del equipo y por ende una disminución en la extracción de líquido. Para evitar esta situación se recomienda el uso de inhibidores; los inhibidores son aditivos que se le suministra al gas para que si este está fuera de especificación retarde o evite que se produzca la formación de hidrato. El utilizado en la Planta de Extracción Santa Bárbara es el Metanol, ya que es el que presenta mayor eficiencia a la temperatura y presión que se manejan en el proceso.

 **Intercambiador con propano.** Este es el segundo equipo de iniciación de control de punto de rocío de los hidrocarburos, aparte de que es el encargado de refrigerar las secciones que amerite la planta, cabe destacar que este intercambiador está dentro del proceso de refrigeración mecánica que se cumple en esta sección, por lo que los puntos sensibles que se presentan son:

- La relación de compresión.
- La temperatura alcanzada en el chiller.

El propano una vez que intercambia calor con el gas de proceso pasa a un acumulador de succión, donde el propano que aun se encuentre en estado líquido queda allí retenido y el vapor producido va al compresor donde adquiere la presión adecuada para ser condensado posteriormente, la relación de compresión debe estar dentro del rango establecido por diversas razones, una de ellas es proteger el equipo, ya que si la relación está fuera del rango de operación, esto fuerza al compresor, originando elevadas temperaturas que podría dejar fuera de servicio al equipo.

Otra razón importante es la especificación que debe tener el gas a la salida del compresor, si está por encima de lo normal el condensador no podrá manejar todo el vapor que le sea suministrado, poniendo en riesgo el proceso de refrigeración, ya que el propano que sale del condensador va directo al acumulador donde debe estar a las condiciones de 229 Psig y 118°F y donde se debe mantener el equilibrio

termodinámico (líquido-vapor), por lo que si no se logra una buena condensación este equilibrio no se cumplirá llegando a provocar el colapso del acumulador así como también un mal intercambio de energía en el chiller. Si por el contrario sale por debajo de la especificación la cantidad de propano que debe recuperarse mermara provocando un gasto extra por la compra y reposición de este producto.

La temperatura del chiller es otra variable a optimizar, ya que si se logra obtener temperaturas más bajas mayor será la extracción de LGN. Para lograr temperaturas aun más bajas en el chiller se debe asegurar una buena deshidratación (remoción de agua) ya que las temperaturas alcanzadas están por debajo del punto de congelación del agua, por lo que sí está presente en el proceso provocara formación de hidrato.

#### **Expansión por medio de las válvulas Joule Thompson y los turbo expansores.**

La eficiencia de estos equipos depende fundamentalmente de la composición que contenga la mezcla gaseosa por tal motivo las opciones de optimización de estos dispositivos se realizarán en el próximo objetivo por medio del uso del paquete HYSYS PLANT 3.2.

#### **4.7 Evaluar La Respuesta De La Planta Controladora De Punto De Rocío Cuando Se Manipulan Variables De Control Con El Paquete De Simulación HYSYS PLANT.**

En este objetivo lo que se desea mostrar que tan sensible puede ser el sistema de deshidratación con TEG cuando se le manipula algunas de la variables críticas como lo son el rango de temperatura, el caudal de glicol, concentración de glicol y el rango de presión así como también evaluar cómo afecta el GPM en la obtención de LGN o control de punto de rocío de los hidrocarburos, para esto se partió de los valores de composición y variables de diseño que se muestran en la tabla 3.1 y 3.2.

Estos valores están sustentado por las normas internacionales que rigen el negocio del gas natural las cuales son muy explícitas en cuantos a los siguientes parámetros que se mencionan a continuación.

- El contenido de agua permitido en el gas a la salida del contactor es de 4-7 LbH<sub>2</sub>O/MMPED
- La caída de presión en el contactor debe estar entre 5-10Psia y el gradiente de temperatura entre el gas y el glicol debe ser de 10-20°F.
- El caudal de gas a la entrada del contactor fue escogido por los diseñadores de la planta con la intención de cumplir y aumentar la producción del país.
- La presión y temperatura del gas tienen esos valores por requerimientos y seguridad de los equipos.

#### 4.7.1 Simulación para el sistema de deshidratación con TEG

Las modificaciones que se le apliquen al proceso de deshidratación con TEG tendrán efecto en el contenido de agua que debe tener el gas a la salida del contactor.

El primer caso sometido a estudio a través del simulador fue la variación de la concentración de TEG. En esta etapa se mantiene constante el resto de los datos de diseño tanto del gas como del TEG, obteniéndose los resultados mostrados en la siguiente tabla:

**Tabla 4.2 Cantidad de agua contenida en el gas deshidratado a diferentes composiciones.**

Casos	%Concentración de Glicol	Agua en el gas a la salida(Lb/MMPCND)	%Desviación
I	99	3,44	13,91
II	98,5	3,86	3,52
<b>DISEÑO</b>	98	4,20	5,39
III	97,5	4,63	15,78
IV	97	5,05	26,17
V	96,5	5,46	36,56
VI	96	5,88	46,95
VII	95,5	6,29	57,35
VIII	95	6.70	67,74
IX	94,5	7,13	78,13

<b>X</b>	94	7,54	88,52
----------	----	------	-------

Los resultados obtenidos en esta primera etapa reflejan que el proceso de deshidratación con TEG, presenta un rango amplio de flexibilidad en cuanto a la disminución del porcentaje de concentración del absorbente, generando como resultado que el gas a la salida del contactor pierde especificación en el noveno caso. Cabe destacar que la variación del porcentaje de concentración de TEG se llevo a cabo de ese modo con la finalidad de observar que tan sensible es el proceso ante la variación de esta variable critica que conforma el proceso. En los casos I y II la cantidad de agua que sale de la torre es menor a la de especificación (4 Lb H<sub>2</sub>O/MMPCN), debido a que el TEG a estas concentraciones se encuentra en su máximo valor de pureza.

La segunda etapa sometida a estudio a través del simulador es el caudal de TEG que entra al contactor. En la siguiente tabla se muestra los efectos que tiene el caudal de TEG en el contenido de agua que debe salir del contactor.

**Tabla 4.3 Cantidad de agua presente en el gas a diferentes tasas de TEG.**

<b>Casos</b>	<b>% Disminución</b>	<b>Caudal (Lb/h)</b>	<b>Agua en el gas a la salida(Lb/MMPCED)</b>	<b>% Desviación</b>
<b>I</b>	120	13548	2,85	28,75
<b>II</b>	110	12419	3,44	13,91
<b>DISE ÑO</b>	100	11290	4,20	5,39
<b>III</b>	90	10161	5,46	36,46
<b>IV</b>	80	9032	7,30	82,58
<b>V</b>	70	7903	9,97	149,4 0

En esta segunda etapa de la simulación se puede notar que el proceso es bastante sensible ante la variación del caudal de TEG lo que es un indicativo de que

el suministro del mismo debe ser monitoreado muy de cerca para asegurar así que el proceso se lleve a cabo de manera eficiente. En la tabla 4.3 se puede observar que cuando el caudal de TEG está en un 90% del caudal de diseño, el proceso está dentro del rango permitido en cuanto al contenido de agua que debe salir con el gas, después de ese porcentaje el proceso está fuera de especificación. Igualmente, se puede notar que el caudal con un porcentaje mayor al de diseño genera una disminución de la cantidad de agua que sale con el gas, sin embargo esta disminución no es importante ya que el mismo al salir de esta sección se dirigirá a la deshidratación con tamices moleculares en donde se le bajará aún más el contenido de agua por lo que se estaría generando pérdidas económicas a la planta ya que el TEG es un absorbente de alto costo comercial y se estaría sobre utilizando para una causa innecesaria.

La tercera etapa sometida a estudio a través del simulador es el rango de temperatura que debe existir entre el gas de alimentación y el TEG, en esta etapa se varió la temperatura de TEG y la temperatura del gas de alimentación. En la tabla 4.4 y 4.5 se muestran las variaciones realizadas

**Tabla 4.4 Contenido de agua presente en el gas de salida de la torre contactora a diferentes valores de temperatura de TEG.**

<b>Casos</b>	<b>Valor de Temperatura °F</b>	<b>Agua en gas a la salida(Lb/MMPCED)</b>
<b>I</b>	145	4,20
<b>II</b>	140	4,20
<b>DISEÑO</b>	135	4,20
<b>III</b>	130	4,20
<b>IV</b>	125	4,20
<b>V</b>	120	4,20

Para este caso se puede notar que la temperatura del TEG no influye en cuanto a la cantidad de agua que debe salir del contactor, esto se debe a que el glicol a esas

temperaturas siempre va a estar presto a absorber, aún cuando no se esté en el rango óptimo de temperatura.

**Tabla 4.5 Contenido de agua presente en el gas de salida de la torre contactora a diferentes valores de temperatura del gas de entrada.**

<b>Casos</b>	<b>Valor de temperatura °F</b>	<b>Agua en el gas a la salida(Lb/MMPCED)</b>	<b>% Desviación</b>
<b>I</b>	140	22,80	470
<b>II</b>	135	15,85	296,37
<b>III</b>	130	10,51	162,74
<b>IV</b>	125	6,71	67,74
<b>DISEÑO</b>	120	4,20	5,39
<b>V</b>	115	2,43	39,25

En la tabla 4.5 se puede apreciar que cuando se varía la temperatura del gas de entrada, el proceso es bastante sensible, se puede notar que Cuando la temperatura del gas está 5°F por debajo de la temperatura del TEG el contenido de agua a la salida disminuye considerablemente, esto se debe a que el gas esta con poca energía lo que es aprovechado por el TEG; mientras que, cuando se mantiene el rango de temperatura entre 10-20°F el contenido de agua se mantiene dentro de especificación. Para los casos I, II, y III el gas viene con mucha energía lo cual origina un arrastre de TEG por tope.

La cuarta y última etapa sometida a estudio a través del simulador es el rango de presión que debe existir en el contactor, para lo cual se varió tanto la presión del TEG como la del gas de entrada. La siguiente tabla muestra la variación de la presión de TEG y su efecto en el contenido de agua a la salida del contactor.

**Tabla 4.6 Variación de la presión del TEG que entra a la torre contactora y su efecto en el contenido de agua presente en el gas deshidratado.**

<b>Casos</b>	<b>Variación de</b>	<b>Agua en el gas a</b>
--------------	---------------------	-------------------------

	<b>presión Psia</b>	<b>la salida(Lb/MMPCED)</b>
<b>I</b>	1210	4,20
<b>II</b>	1205	4,20
<b>III</b>	1200	4,20
<b>DISEÑO</b>	1195	4,20

De acuerdo a los resultados que se presentan en la tabla anterior podemos notar que la variación de la presión en la corriente de TEG no genera perturbación en el sistema global de deshidratación, por lo que el contenido de agua para cada variación fue el mismo que la especificación requerida (4 Lb.H<sub>2</sub>O/MMPCND).

**Tabla 4.7 Variación de presión del gas de entrada al contactor y su efecto en el contenido de agua presente en el gas de salida.**

<b>Casos</b>	<b>Variación de presión Psia</b>	<b>Agua en el gas a la salida(Lb/MMPCED)</b>
<b>I</b>	1210	3,71
<b>II</b>	1205	3,83
<b>DISEÑO</b>	1200	4,20
<b>III</b>	1195	-
<b>IV</b>	1190	-

De la tabla anterior se puede notar que la simulación no converge cuando se viola el rango óptimo de presión ( $\Delta P \leq 10$  Psia) dentro de la torre (caso III, IV y V), lo cual es un indicativo de que esta al igual que las demás variables estudiadas son de vital importancia para el buen funcionamiento del proceso. En los casos I y II



(presiones mayores a la de diseño) se puede observar que la cantidad de agua presente en el gas disminuye por debajo de la de especificación.

En la tabla 4.7 se observan los valores máximos y mínimos óptimos bajo los cuales puede trabajar de forma eficiente el sistema de deshidratación con TEG, debido a que si se trabaja fuera de este rango no se llevará a cabo un buen proceso de absorción, provocando el origen de problemas operacionales, los cuales se ven reflejados en un gas deshidratado fuera de especificación. En esta tabla no se incluyen valores de temperatura ni de presión del TEG, debido a que estas variables no son de gran influencia en el contenido de agua que sale con el gas deshidratado.

**Tabla 4.8. Valores máximos y mínimos bajo los cuales puede trabajar de Forma eficiente el sistema de deshidratación.**

<b>VARIABLES</b>	<b>VALOR MÁXIMO</b>	<b>VALOR MÍNIMO</b>
<b>Concentración (%)</b>	99	95
<b>Caudal (Lb/h)</b>	11290	10161
<b>Temperatura del Gas (°F)</b>	125	115
<b>Presión del Gas (Psia)</b>	1210	1200

#### **4.7.2 Simulación para la extracción de LGN**

Una vez evaluado la sensibilidad del sistema de deshidratación con TEG se realizara la evaluación de la obtención de LGN o control de punto de rocío de los hidrocarburos, para esto se partirá del GPM de diseño el cual corresponde al de un gas rico, posteriormente se evaluara con el GPM respectivo al de operación actual y con un GPM hipotético aún menor, con la intención de observar qué tanto puede afectar esta perturbación a la obtención del LGN (la composición para cada GPM se

encuentra en la tabla 3.4). La tabla que se muestra a continuación expresa los valores de GPM evaluados así como también el efecto que este tiene en el control de punto de rocío de los hidrocarburos. Se observa que a menor GPM mayor es el caudal de LGN obtenido; este aumento de caudal se debe a que a menor GPM sale con el LGN mayor cantidad de impurezas como metano, etano y dióxido de carbono, lo que ocasiona a su vez una disminución en la composición del principal componente del LGN, el propano. Entonces, se puede decir que a menor GPM menor es la calidad de los líquidos del gas natural que se producen en la planta. La composición de la corriente de LGN obtenida para las tres corridas realizadas se pueden observar en la tabla 4.12

**Tabla 4.9. Efecto del GPM en la cantidad de LGN obtenido.**

<b>Casos</b>	<b>GPM</b>	<b>LGN MMPCSD</b>
<b>Diseño</b>	3,075	51,00
<b>Operación</b>	2,5	51,00
<b>Hipotético</b>	2,0	60,91

Las tablas que se muestran a continuación reflejan la cantidad de cada componente que se recobra (porcentajes de recobro) tanto en la corriente de gas seco (formada por metano y etano, principalmente) como en la corriente de LGN (Propano y más pesados), las cuales salen de la torre estabilizadora o columna de recobro. De las mismas se puede observar que en un alto porcentaje se encuentran en la corriente de gas seco el metano, etano, dióxido de carbono y nitrógeno; mientras que en la corriente de LGN el componente con mayor porcentaje de recobro es el propano, seguido de los butanos, pentanos y componentes más pesados.

**Tabla 4.10. Porcentajes de recobro de gas seco y LGN que se obtienen en la torre estabilizadora con el GMP de Diseño.**

<b>Componentes</b>	<b>% Recobro Gas seco</b>	<b>%Recobro LGN</b>
--------------------	-------------------------------	-------------------------

CH <sub>4</sub>	99,9994	0,0006
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	71,6593	28,3407
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	7,5837	92,4163
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2,2849	97, 7151
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,4261	98,5739
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.4666	99,5334
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,3070	99,6930
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0722	99,9278
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0177	99,9823
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,0044	99,9956
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	0,0011	99,9989
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	0.0003	99,9997
CO <sub>2</sub>	99,9001	0,0999
N <sub>2</sub>	100	0

**Tabla 4.11. Porcentajes de recobro de gas seco y LGN que se obtienen en la torre estabilizadora con el GMP de Operación.**

Componentes	% Recobro	
	Gas seco	LGN
CH <sub>4</sub>	99,9993	0,0007
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	63,4014	36,5986
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	7,1932	92,8068
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2,1504	97,8491
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,5715	99,4285
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,4250	99,5750
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,2759	99,7241
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0626	99,9374
CO <sub>2</sub>	99.8212	0,1788

$N_2$	100.00	0.00
-------	--------	------

Es de notar, que el nitrógeno, es un elemento inerte, que no reacciona en todo el proceso de obtención de LGN, y el cual sale en su totalidad por tope en la corriente de gas seco.

**Tabla 4.12. Porcentajes de recobro de gas seco y LGN que se obtienen en la torre estabilizadora con el GMP Hipotético.**

<b>Componentes</b>	<b>% Recobro Gas seco</b>	<b>%Recobro LGN</b>
$CH_4$	97,9171	2,0829
$C_2H_6$	41,0616	58,9384
$C_3H_8$	5,7206	94,2794
$i-C_4H_{10}$	1,6726	98,3274
$n-C_4H_{10}$	1,0205	98,9795
$i-C_5H_{12}$	0,3158	99,6842
$n-C_5H_{12}$	0,2013	99,7987
$C_6H_{14}$	0,0431	99,9569
$CO_2$	75,3462	24,6538
$N_2$	100,00	0,00

Los casos sometidos a estudio a través del simulador, para verificar la obtención de LGN cuando se disminuye el GPM de la mezcla gaseosa, dieron como resultado que cuando el mismo disminuye, aumenta la cantidad de LGN que sale por el fondo de la torre estabilizadora. Este aumento se debe a que mayor cantidad de  $CO_2$ , metano y etano sale con la mezcla de LGN, lo cual es un factor negativo para los procesos criogénicos que se llevan a cabo aguas abajo de esta torre, debido a que el metano y etano por ser gases muy volátiles desestabilizan los tanques de almacenamiento de los productos que van a venta como el propano, butanos y más pesados; mientras que la excesiva presencia de  $CO_2$  origina congelamiento en las

líneas de transporte de estos productos a venta. En el anexo C se encuentran las graficas que reflejan el control de punto de rocío de los hidrocarburos.

Para el caso de diseño la grafica C1 representa el gas antes de pasar por los sistemas de expansión, se puede apreciar que esta envolvente es muy gruesa en comparación con la envolvente de LGN (Fig.C2) y gas seco (Fig. C3) lo cual refleja la eficiencia de los dispositivos de expansión (control de punto de rocío de los hidrocarburos), lo mismo se aprecia en el caso de operación y diseño.

**Tabla 4.13. Composición del LGN obtenido a distintos GPM.**

<b>COMPONEN TES</b>	<b>DISEÑO</b>	<b>OPERACI ÓN</b>	<b>HIPOTÉTI CO</b>
<b>Metano</b>	0,000036	0,000044	0,120610
<b>Etano</b>	0,235297	0,254966	0,430994
<b>Propano</b>	0,468073	0,322447	0,251720
<b>i-Butano</b>	0,076975	0,068447	0,080834
<b>n-Butano</b>	0,128899	0,251778	0,061034
<b>i-Pentano</b>	0,032936	0,034827	0,025956
<b>n-Pentano</b>	0,025919	0,028257	0,010258
<b>n-Hexano</b>	0,016529	0,038426	0,015069
<b>n-Heptano</b>	0,008662	-	-
<b>n-Octano</b>	0,003939	-	-
<b>n-Nonano</b>	0,001572	-	-
<b>n-Decano</b>	0,000786	-	-
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,000378	0,000808	0,003526
<b>N<sub>2</sub></b>	0,000000	-	-

#### 4.8 CONCLUSIONES

1. En toda planta de extracción de LGN se hace posible controlar tanto el punto de rocío del agua (a través de la deshidratación con glicol y con tamices moleculares) como del hidrocarburo (a través de los procesos de enfriamiento y expansión).

2. Una mala regeneración del glicol conlleva a un deficiente proceso de deshidratación en la torre contactora, lo cual, aunado al envejecimiento de los lechos provoca presencia de agua en los procesos de enfriamiento y expansión, donde por las bajas temperaturas alcanzadas se origina la formación de hidratos.
3. El control de punto de rocío de agua y de hidrocarburos son procesos que requieren rigurosos sistemas de control por lo que las variables que se manipulan y controlan en cada uno de los equipos que conforman estos procesos deben ser cuidadosamente monitoreadas.
4. La eficiencia operacional de los equipos que integran el proceso de control de punto de rocío muchas veces es afectada por variables externas, las cuales pueden conllevar a que la planta presente serios problemas operacionales, y por ende una baja eficiencia en la producción de LGN.
5. Los criterios de seguridad en su totalidad brindan resguardo a cualquier planta dedicada al manejo del gas natural, pero la que ejerce mayor grado de importancia así como también mayor inversión económicamente hablando es el criterio número cuatro ya que son los sistemas de control los primeros en percibir cualquier perturbación que se genere en el proceso y a su vez es el que puede restablecer al mismo a los valores de operación en menor tiempo, a menos que el daño se escape de sus funciones.
6. Los problemas operacionales más comunes que se presentan en la planta de extracción Santa Bárbara se deben a una disminución de la composición del glicol, canalización o inundación dentro de la torre contactora, lecturas erróneas de los analizadores de humedad, mala regeneración de los tamices y formación de hidratos. El estudio de estos problemas dan una idea más precisa de cuáles son la áreas sensibles en los proceso de control de punto de rocío.

7. De la simulación realizada al sistema de deshidratación con TEG se aprecia que la presión, temperatura y caudal de la corriente gaseosa así como también el caudal de glicol son las variables críticas que rigen la eficiencia del proceso.
8. De la simulación al sistema de expansión de LGN se aprecia que a menor Gpm mayor es el contenido de CO<sub>2</sub>, metano y etano en la corriente de LGN, los cuales son adversos al buen recobro de la planta.

#### **4.9 Recomendaciones**

1. En el proceso de deshidratación con glicol, se debe controlar la temperatura de entrada del gas y el TEG para mantener en la misma un diferencial de temperatura mayor a 10°F ( $\Delta T \geq 10^\circ\text{F}$ ) para evitar la condensación de hidrocarburos livianos dentro de la torre.
2. La composición del TEG que entra a la torre contactora se recomienda mantenerla por encima de 96%, puesto que por debajo de este valor disminuye la eficiencia de la deshidratación.
3. Para asegurar un proceso óptimo de regeneración en el tamiz, se recomienda que la temperatura del gas de regeneración sea mayor a 600°F.
4. Para la realización de la simulación (control de punto de rocío de Agua) es aplicable el paquete termodinámico SRK modificada ya que al igual que la Pen-Robinson maneja un amplio rango de presión y temperatura y a demás se ajusta muy bien a los hechos reales que ocurren en el proceso.

## BIBLIOGRAFIA

1. Poito, R., **“Evaluación de las facilidades de entrada del sistema de deshidratación del Gas Natural con Glicol en la Planta de Extracción Santa Bárbara”**, Trabajo de Grado, Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Puerto La Cruz, (2003).
2. Molina, D., **“Evaluación del sistema de deshidratación de gas natural con Trietilenglicol del tren B de la Planta de Extracción Santa Bárbara”**, Tesis de Grado, Departamento de Ingeniería Química, UDO, Puerto la Cruz (2005).
3. Mago, C., **“Evaluación del sistema de estabilización de condensado de la Planta de Extracción de Líquidos San Joaquín”**, Tesis de Grado, Departamento de Ingeniería Química, UDO, Puerto la Cruz (2003).
4. Martínez, M., **“Ingeniería de gas, Principios y Aplicaciones”**, (1994).
5. Engineering Data Book **“Gas Processors Suppliers Association”**. Volumen I. Section 20. Eleventh Edition (1998).
6. Urbina, L., **“Evaluación de la máxima capacidad del sistema de refrigeración con propano de la Planta de Extracción de Líquidos Santa Bárbara”**, Tesis de Grado, Departamento de Ingeniería Química, UDO, Puerto la Cruz (2000).
7. Martínez, M., **“Deshidratación del Gas Natural”**, Ingenieros consultores y asociados, Maracaibo (2003).
8. Treyball, R., **“Operaciones de Transferencia de Masa”**, Editorial McGraw Hill, Segunda edición, México, (1980).
9. Perry, R., Green, D. y Mloney, J., **“Manual del Ingeniero Químico”**, Editorial McGraw-Hill, Sexta Edición, México, (1994).



## METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

<b>TÍTULO</b>	<b>“Análisis de las variables a ser consideradas en el proceso de optimización de una planta controladora de punto de rocío”</b>
<b>SUBTÍTULO</b>	

AUTOR (ES):

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>CÓDIGO CVLAC / E MAIL</b>
<b>Salazar Carr Luis Alberto</b>	CVLAC: 16.925.390 EMAIL: luisalbertosalazar25@gmail.com
<b>Caniche Caniche Sainen Soledad</b>	CVLAC:19.169.635 EMAIL:sairen_30@hotmail.com

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

**Gas natural**  
**Planta de extracción de gas**  
**Refrigeración**  
**Separadores**  
**Gas licuado**

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

<b>ÁREA</b>	<b>SUB ÁREA</b>
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería Química

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

En el presente trabajo se realizó el análisis de las variables a ser consideradas en el proceso de optimización de una planta controladora de punto de rocío tomando como planta de estudio la planta de extracción de líquidos Santa Bárbara. Con el fin de analizar las variables se realizó una descripción del proceso de control de punto de rocío tanto de agua (deshidratación) como de hidrocarburos (expansión). Una vez conocido el proceso, se establecieron las variables que se manipulan y controlan en el mismo. Así mismo, se establecieron las variables externas que influyen sobre la eficiencia de operación de la planta: GPM (3,08), presión (1200 Psia), % CO<sub>2</sub> (4,81%) y H<sub>2</sub>S (0%); dichas variables dependen del Complejo Operativo Muscar quien es la planta que le envía la mezcla gaseosa a Santa Bárbara. Posteriormente, se establecieron los criterios de seguridad y los problemas operacionales más comunes que se presentan en las secciones antes mencionadas, encontrándose: Disminución de la concentración y del flujo de Trietilenglicol (TEG) que entra a la torre contactora, cambios bruscos en el caudal y en las variables del gas de entrada a la planta, disminución de la zona de transferencia del tamiz debido a un mal proceso de regeneración, formación de hidratos en el intercambiador criogénico. En base a estos problemas, se hicieron propuestas para mejorar la operación del proceso, entre ellas: contar con una alimentación de gas constante que contenga un GPM mayor al que presenta en la actualidad (2.5-2.6) para tratar de alcanzar el valor de diseño (3.08); monitorear constantemente el funcionamiento del rehervidor, pues de él dependerá que el TEG vuelva a ganar la pureza necesaria para llevar a cabo una buena deshidratación; llevar a cabo un buen proceso de regeneración de los tamices para evitar una rápida disminución de su vida útil; inyectar un inhibidor (se recomienda el metanol pues presenta mayor eficiencia en condiciones criogénicas) en la sección de enfriamiento para evitar o minimizar la presencia de hidratos. Por último, se evaluó la respuesta de la planta en las secciones de deshidratación con TEG y expansión cuando se manipulan variables de control mediante el simulador HYSYS PLANT 3.2. De la simulación, se obtuvo que para el caso de deshidratación con TEG se debe mantener el rango de presión, el rango de temperatura, así como también caudal de gas que entra a la torre; mientras que para el caso de la expansión para controlar el punto de rocío de los hidrocarburos (obtención de LGN) se pudo apreciar que el GPM de la mezcla gaseosa es el que rige la mayor o menor obtención de LGN.

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

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
<b>Isvelia,Avendaño</b>	ROL	CA	AS(X)	TU	JU
	CVLAC:	V-			
	E_MAIL				
	E_MAIL				
<b>Luis,Moreno</b>	ROL	CA	AS(X)	TU	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL	luismorenog@cantv.net			
<b>Luis,Ramírez</b>	ROL	CA	AS	TU	JU(X)
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL	ramirezluis30@hotmail.com			

**FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:**

2010 AÑO	02 MES	11 DÍA
-------------	-----------	-----------

**LENGUAJE. SPA**

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

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
<b>Tesis.Análisis optimización puntorocío.doc</b>	<b>Aplicación/msword</b>

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

**ALCANCE**

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

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

**TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO**

:

**Ingeniero Químico**

**NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:**

**Pregrado**

**ÁREA DE ESTUDIO:**

**Departamento de Ingeniería Química**

**INSTITUCIÓN:**

**Universidad de Oriente Núcleo de Anzoátegui**

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

DERECHOS

De acuerdo al artículo 57 del Reglamento de Trabajos de Grado de la Universidad de Oriente:

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