



UNIVERSIDAD  
METROPOLITANA

*Enseñando el camino*

Facultad de Ingeniería

Escuela de Ingeniería Química

**EVALUACIÓN DE LAS VARIABLES OPERACIONALES DE LA PLANTA DE  
EXTRACCIÓN DE GAS JUSEPÍN EN FUNCIÓN DE LA VARIACIÓN EN LA CALIDAD  
DEL GAS DE ALIMENTACIÓN**

Carlos J. Benitez M.

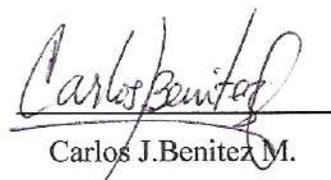
Tutor: Ing. Deliana Fonseca

Caracas, Julio 2006

## **DERECHO DE AUTOR**

Cedo a la Universidad Metropolitana el derecho de reproducir y difundir el presente trabajo, con las únicas limitaciones que establece la legislación vigente en materia de derecho de autor.

En la ciudad de Caracas, a los 28 días del mes de Julio del año 2006



Carlos J. Benitez M.

## **APROBACIÓN**

Considero que el Trabajo de Grado titulado

**EVALUACIÓN DE LAS VARIABLES OPERACIONALES DE LA PLANTA  
DE EXTRACCIÓN DE GAS JUSEPÍN EN FUNCIÓN DE LA VARIACIÓN EN  
LA CALIDAD DEL GAS DE ALIMENTACIÓN**

Elaborado por el ciudadano

Carlos Javier Benitez Manzano

Para optar al título de

Ingeniero Químico

reúne los requisitos exigidos por la Escuela de Ingeniería Química de la Universidad Metropolitana, y tiene meritos suficiente como para ser sometido a la presentación y evaluación exhaustiva por parte del jurado examinador que se designe.

En la ciudad de Caracas, a los 28 días del mes de Julio de 2006

  
\_\_\_\_\_  
Ing. Deliana Fonseca  
Tutor Industrial

  
\_\_\_\_\_  
Ernest Bordier  
Tutor Académico

## ACTA DE VEREDICTO

Nosotros los abajo firmantes constituidos como jurado examinador y reunidos en Caracas, el día 28 de Julio de 2006, con el propósito de evaluar el Trabajo Final titulado

### **EVALUACIÓN DE LAS VARIABLES OPERACIONALES DE LA PLANTA DE EXTRACCIÓN DE GAS JUSEPÍN EN FUNCIÓN DE LA VARIACIÓN EN LA CALIDAD DEL GAS DE ALIMENTACIÓN**

Presentado por el ciudadano

Carlos Javier Benítez Manzano

Para optar al título de

Ingeniero Químico

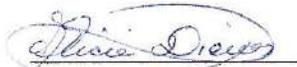
Emitimos el siguiente veredicto:

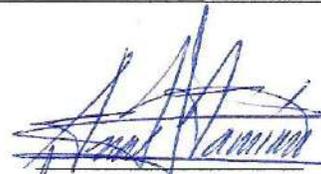
Reprobado  Aprobado  Notable  Sobresaliente

Observaciones:

---

---

  
Prof. Alicia Dienes

  
p. Dr. Ernesto Bordier

  
Ing. Deliana Fonseca

## **AGRADECIMIENTO**

Primeramente a Dios, por darme vida y salud para desarrollar todos los pasos que me han permitido alcanzar los objetivos trazados, GRACIAS SEÑOR.

A mis Padres, primero por darme la vida y segundo porque lo que soy hoy se lo debo a ellos.

A la Empresa PDVSA GAS, por darme la oportunidad de desarrollar en sus instalaciones este trabajo de grado.

A mi tutora industrial Deliana Fonseca, por ser de gran apoyo en la realización de este trabajo, quién más que ella para saber todas las dificultades presentadas y superadas, sinceramente GRACIAS DELIANA.

Al personal que labora en la Planta de Extracción Jusepín, Roberto Álvarez, Pedro García, Ricardo Urbina, Eduardo Martínez, Rubén Fuente, Rafael Lugo, Alejandro Rojas, Los Pasantes de operaciones, Raúl Pacheco, David Salazar, y quienes no nombro por falta de líneas, gracias por apoyarme de una u otra manera.

A mi BEBA (Marylés), por ser mi apoyo incondicional en los momentos más difíciles, GRACIAS MI AMOR.

A Ramón Eduardo, tu experiencia como ingeniero me sirvió de mucho para aclarar dudas en algunos momentos, GRACIAS HERMANO.

A la abuela Selma, a mis futuros suegros Douglas y Selma, a Pipa, a María Elena, por apoyarme de una u otra forma durante el tiempo en el que estuve fuera de mi casa, MUCHAS GRACIAS!

Especialmente a la familia González Camero, por brindarme hospedaje y calor familiar durante el tiempo de estudio, los considero parte de mi familia y les estaré eternamente agradecidos.

## **DEDICATORIA**

A mis padres Yelitza y Ramón, porque en la medida en que alcance el éxito los convierto a ustedes en personas exitosas. DIOS LOS BENDIGA!

A mi BEBA, por ser mi fuente de inspiración, por formar parte de mi futuro, por ser infinitamente especial, este éxito es tuyo también. TE AMO.

A mis hermanos Ramón Eduardo y Ricardo, porque juntos a nuestros padres formamos una familia de éxitos.

A mis abuelos Carlos y Blanca, porque son parte importante en mi crecimiento personal, desde niño formaron parte de mi educación, para ustedes este logro, DIOS LOS BENDIGA GUELITOS!.

A mis abuelos Ramón y Ángela, por ser fiel ejemplo de perseverancia y trabajo, ustedes merecen un reconocimiento porque soy fruto de la familia que han formado, me siento orgulloso de ustedes, LOS QUIERO INFINATEMENTE ABUELOS.

A un amigo que se fue, Juan Rendón siempre te recordaré.

A la familia en general Tíos, Tías, Primos, Primas, etc, porque con este logro contribuyo hacer grande la familia profesional y espiritualmente.

## INDICE DE CONTENIDO

Lista de Tablas y Figuras	vii
Resumen	x
Introducción	1
I. El Problema	4
1.1. Planteamiento del Problema	4
1.2. Objetivos	6
1.2.1. General	6
1.2.2. Específicos	6
II. Marco Teórico	7
II.1. Gas Natural	7
II.2. Clasificación del Gas Natural	7
II.3. Características y Propiedades del Gas Natural	8
II.3.1. Composición	8
II.3.2. Relación P-V-T	10
II.3.3. Presión-Volumen	10
II.3.4. Temperatura-Volumen	10
II.3.5. Ecuación $PV = nRT$	11
II.3.6. Compresibilidad de los Gases	11
II.3.7. Presión de Burbuja y Presión de Rocío	13
II.4. Contenido de líquido de un Gas	14
II.4.1. GPM para mezclas de corrientes del Gas Natural	15
II.5. Valor Caloríficos de los Gases	16
II.6. Comportamiento y Manejo de yacimientos y pozos	17
II.7. Flujo de gas del fondo del pozo a la superficie	18
II.8. Productos obtenidos de la extracción de líquidos del Gas Natural	19
II.8.1. Líquidos de Gas Natural (LGN o NGL)	19
II.8.2. Gas Natural Licuado (GNL o LNG)	19
II.8.3. Gas Licuado de Petróleo (GLP o LPG)	19
II.9. Uso del gas y sus líquidos	19
II.9.1. Combustible Eficiente	20

II.9.1. Insumo para procesos	20
II.10. Procesos de Extracción de Líquidos del Gas Natural	21
II.10.1. Refrigeración Mecánica	22
II.10.2. Sistema de Absorción	24
II.10.3. Procesos Criogénicos	25
II.10.3.1. Intercambiadores de Calor	27
II.10.3.1.1. Intercambiadores de Calor tipo Carcaza y Tubo	28
II.10.3.1.1.1. Coeficiente de Transferencia de Calor total, U	28
II.10.3.1.1.2. Ubicación de las corrientes en un intercambiador de calor tipo Carcaza y Tubo	29
II.10.3.2. Separadores	30
II.10.3.3. Procesos de Expansión	31
II.10.3.3.1. Turboexpansor	31
II.10.3.4. Compresor acoplado al Expansor	35
II.10.3.5. Torres de Destilación	36
II.10.3.6. Bombas Centrífugas	39
II.10.3.6.1. Característica de Succión	39
II.10.3.6.2. Operación con más de una bomba	40
II.10.3.6.2.1. Bombas operando en paralelo	41
II.10.3.6.2.2. Bombas operando en serie	41
II.11. Descripción del Proceso de la Planta de Extracción Jusepín	42
II.11.1. Sistema de Deshidratación	43
II.11.2. Enfriamiento del Gas Seco	45
II.11.3. Expansión del Gas Seco	46
II.11.4. Torre Recontactora	47
II.11.5. Torre Desetanizadora	48
II.12. Simulación de Procesos	49
II.13. Método Termodinámico Peng-Robinson (PR)	51
II.14. Cálculo de la Eficiencia de la Planta en base al Recobro de C3	52
II.14.1. Cálculo del Recobro de Propano de Planta	54
II.14.2. Cálculo de la Producción de LGN	54

II.14.3. Relación C2/C3	55
III. Marco Metodológico	56
III.1. Tipo de Investigación	56
III.2. Procedimiento Metodológico	56
III.2.1. Consideraciones Generales	56
III.2.2. Búsqueda de información técnica del proceso en Planta de Extracción Jusepín	56
III.2.3. Simulación de la Planta de Extracción Jusepín	57
III.2.3.1. Recolección de datos operacionales	57
III.2.3.2. Toma de muestras en las corrientes de proceso	58
III.2.3.3. Rango de variación del GPM	59
III.2.3.4. Montaje de la Simulación	59
III.2.3.4.1. Escenario Base	59
III.2.3.4.1.1. Zona de enfriamiento de alta presión	60
III.2.3.4.1.2. Zona de turboexpansión y precompresión (C-0325), Torre Recontactora (T-0330)	62
III.2.3.4.1.3. Zona de enfriamiento de baja presión	63
III.2.3.4.1.4. Zona de Estabilización del LGN (Torre T-0380)	65
III.2.3.4.2. Escenarios Propuestos	66
IV. Discusión de Resultados	68
IV.1. Comportamiento anual de la riqueza del gas de entrada	68
IV.2. Análisis de la variación en la riqueza del gas que alimenta a la Planta de Extracción Jusepín	69
IV.3. Comportamiento termodinámico del gas de entrada	70
IV.4. Condición actual de los intercambiadores de la zona de alta presión, ante una riqueza de 3,4.	72
IV.5. Evaluación del modo de operación ante las variaciones en la condición del gas de alimentación	73
IV.6. Resultados obtenidos en la simulación del escenario base	78
IV.7. Análisis de los resultados obtenidos en la simulación de la planta bajo una riqueza en el gas de alimentación de 3,4.	80
IV.8. Análisis de los resultados obtenidos en la simulación de la planta bajo una riqueza en el gas de alimentación de 3,3; 3,2; 3,1.	86
V. Conclusiones y Recomendaciones	91

V.1. Conclusiones	91
V.2. Recomendaciones	92
Bibliografía	93
Apéndice A	95
Apéndice B	101

## LISTA DE TABLAS Y FIGURAS

### TABLAS

- 1 Componentes y características del gas natural, 9
- 2 Comparación entre las composiciones del gas, 70
- 3 Capacidades Caloríficas del gas correspondiente a las riquezas del gas en estudio, 70
- 4 Comparación entre valores de diseño y valores actuales del factor UA correspondientes a los intercambiadores de la zona de alta presión, 73
- 5 Parámetros obtenidos a partir del seguimiento realizado al proceso con una riqueza en el gas de entrada de 3,4, 74
- 6 Comparación entre valores reales medidos en campo y valores obtenidos en la simulación del escenario base, 79
- 7 Parámetros obtenidos mediante la simulación de la planta con una riqueza de gas de entrada de 3,4, 80
- 8 Resultados de la validación del escenario obtenido a través de la simulación de la planta, partiendo de una riqueza del gas de alimentación de 3,4, 83
- 9 Parámetros operacionales obtenidos a partir de la simulación de la Planta de Extracción Jusepín, con una riqueza en el gas de entrada de 3,3, 87
- 10 Parámetros operacionales obtenidos a partir de la simulación de la Planta de Extracción Jusepín, con una riqueza en el gas de entrada de 3,2, 88
- 11 Parámetros operacionales obtenidos a partir de la simulación de la Planta de Extracción Jusepín, con una riqueza en el gas de entrada de 3,1, 89
- A1 Fracciones molares utilizadas para la simulación del escenario base, 95
- A2 Registro de parámetros operacionales utilizados para la simulación del escenario base (Gas de entrada, Intercambiador E-0310 y E-0315), 96.
- A3 Registro de parámetros operacionales utilizados para la simulación del escenario base (Chiller, Separador V-0320, Turboexpansor C-0325, Precompresor C-0325), 97.

- A4 Registro de parámetros operacionales utilizados para la simulación del escenario base (Torre Recontactora T-0330), 98.
- A5 Registro de parámetros operacionales utilizados para la simulación del escenario base (Intercambiador E-0360, Separador V-0370), 99.
- A6 Registro de parámetros operacionales utilizados para la simulación del escenario base (Torre Desetanzadora T-0380), 100.
- B1 Reporte correspondientes a la simulación de la planta con una riqueza de 3,4, 101.
- B2 Reporte correspondientes a la simulación de la planta con una riqueza de 3,4 (Continuación), 102.
- B3 Reporte correspondientes a la simulación de la planta con una riqueza de 3,3, 103.
- B4 Reporte correspondientes a la simulación de la planta con una riqueza de 3,3 (Continuación), 104.
- B5 Reporte correspondientes a la simulación de la planta con una riqueza de 3,2, 105.
- B6 Reporte correspondientes a la simulación de la planta con una riqueza de 3,2 (Continuación), 106.
- B7 Reporte correspondientes a la simulación de la planta con una riqueza de 3,1, 107.
- B8 Reporte correspondientes a la simulación de la planta con una riqueza de 3,1 (Continuación), 108.

## **FIGURAS**

- 1 Ubicación de la Planta de Extracción Jusepín, 2
- 2 Gráfico para obtener el factor de compresibilidad Z, partiendo de presión y temperatura seudo reducidas, 13
- 3 Proceso de Extracción de líquido mediante Refrigeración Mecánica, 22
- 4 Sistema de Refrigeración, 23

- 5 Sistema de Extracción de líquidos mediante Absorción, 25
- 6 Planta de extracción de líquidos mediante Proceso Criogénico, 26
- 7 Intercambiador de Calor tipo Tubo y Carcaza, 28
- 8 Separador Horizontal, 31
- 9 Diagrama del Expansor / Compresor, 33
- 10 Diagrama de Presión – Temperatura para un proceso de Expansión, 34
- 11 Bomba Centrífuga, tipo Succión Frontal, 39
- 12 Bombas en Paralelo, 41
- 13 Diagrama de Proceso de la Planta de Extracción Jusepín, 42
- 14 Torres Contactoras, Zona de Deshidratación, 44
- 15 Tamices Moleculares, Zona de Deshidratación, 45
- 16 Sistema de Enfriamiento de Gas Seco, 46
- 17 Expansor / Compresor C-0325, 46
- 18 Torre Recontactora T-0330, 48
- 19 Torre Desetanizadora T-0380, 49
- 20 Diagrama de Flujo para el Balance de Masa, 53
- 21 Zona de enfriamiento de alta presión, 61
- 22 Zona de Turboexpansión y Precompresión, Torre Recontactora, 62
- 23 Zona de enfriamiento de baja presión, 65
- 24 Comportamiento anual del GPM, 68
- 25 Comparación de los diagramas Presión-Temperatura del gas para las distintas riquezas estudiadas. (a) GPM 3,1 (b) GPM 3,2 (c) GPM 3,3 (d) GPM 3,4, 71
- 26 Esquema de Torre T-0380, 75
- 27 Comportamiento aparente de las temperaturas generadas en el intercambiador E-0360 en función del flujo de calor, 77
- 28 Comportamiento de las temperaturas generadas en el intercambiador E-0360 en función del flujo de calor, 78
- 29 Perfil de Temperatura de la torre T-0380 obtenido en la simulación, 82
- B1 Diagrama de simulación de la Planta de Extracción Jusepín, 109

## RESUMEN

### **EVALUACIÓN DE LAS VARIABLES OPERACIONALES DE LA PLANTA DE EXTRACCIÓN DE GAS JUSEPÍN EN FUNCIÓN DE LA VARIACIÓN EN LA CALIDAD DEL GAS DE ALIMENTACIÓN**

Autor: Carlos J. Benitez M.

Tutor Industrial: Ing. Deliana Fonseca

Caracas, Julio 2006

Partiendo de las bajas riquezas que está presentando el gas de alimentación en la Planta de Extracción Jusepín, se realizaron evaluaciones de distintos escenarios operacionales. Dichas evaluaciones consistieron en la realización de simulaciones con la herramienta HYSYS 3.2, tomando en cuenta la maximización del porcentaje de recobro de propano.

Para el desarrollo de las simulaciones se siguió un procedimiento que permitiera reproducir un modelo que se ajustara al funcionamiento actual de la planta. En primer lugar, se realizó una recolección de datos operacionales (presión, temperatura, flujo y composición) de algunas corrientes claves en el proceso. Seguidamente, basados en el análisis del comportamiento gas en el tiempo, se establecieron los valores de las riquezas del gas de alimentación para las cuales se simularía la planta. Y por último partiendo de una simulación base de la planta, se comenzó a realizar las variaciones en las condiciones del gas de entrada, ajustando los parámetros operacionales de los equipos y sistemas tales que permitieran alcanzar alto porcentaje de recobro de líquido a la salida de planta.

Al término de las evaluaciones fue posible hallar escenarios que permitieran obtener un porcentaje de recobro de líquido de 97 %, pudiendo validar el escenario en el que la riqueza del gas era de 3,4, lográndose obtener un porcentaje de 96,20 % que si bien no alcanzó el obtenido en la simulación superó el promedio actual de planta.

Finalmente, se pudo comprobar que existen limitaciones por parte de equipos y sistemas para alcanzar niveles de refrigeración requeridos, uno de ellos es el sistema de refrigeración mecánica con propano en la zona de alta presión.

Se recomienda realizar una evaluación de los equipos y sistemas de enfriamiento con la finalidad de adaptarlos a los nuevos requerimientos. Adicionalmente, evaluar la posibilidad de colocar enfriadores en la zona de entrada del gas a planta.

---

## INTRODUCCIÓN

Venezuela cuenta con 4.2 billones de metros cúbicos (10 % provenientes de yacimientos libres, el resto asociado a yacimiento de petróleo) de reservas probadas de gas natural, esto coloca al país según informe anual 2004 de OPEP en el octavo lugar en el mundo y primer lugar en América Latina, en lo que reservas de gas se refiere.

La abundancia en este recurso es manejada por la empresa PDVSA (Petróleos de Venezuela S.A.), a través de su filial PDVSA GAS. Esta se encarga de la compresión, procesamiento y distribución del gas natural en Venezuela. La fase de procesamiento está determinada por la extracción de líquidos de la corriente de gas de pozo, es decir, una vez puesto el pozo a producir, la corriente de gas natural pasa a través de plantas compresoras para ser enviadas a las plantas de procesamiento, en donde pasa por varias etapas hasta lograr condensar los componentes más pesados y ser enviados a plantas de fraccionamiento. Una vez separados los componentes (propano, butano, isobutano, y más pesados) son distribuidos como materia prima o combustible.

En el oriente del país la Gerencia de Procesamiento de PDVSA GAS, está conformada por un complejo llamado Complejo Criogénico de Oriente (CCO), que a su vez se conforma por plantas de extracción de líquidos o plantas criogénicas ubicadas en la región oriental, estas son: Planta de Extracción San Joaquín, ubicada en la región central del estado Anzoátegui, Planta de Extracción Santa Bárbara, ubicada en la región noroeste del estado Monagas y Planta de Extracción Jusepín,

ubicada a 2 Km aproximadamente del pueblo Jusepín y a 34 Km de la ciudad de Maturín. Todas estas plantas están diseñadas para manejar distintas capacidades, a través de sus trenes de proceso; las que mayores flujos manejan son Planta de Extracción San Joaquín y Planta de Extracción Santa Bárbara con 800 MMPCND de gas natural, mientras que la Planta de Extracción Jusepín se diseñó para procesar 350 MMPCND de gas.



Fuente: Elaboración Propia

Figura 1. Ubicación de la Planta de Extracción Jusepín

La Planta de Extracción Jusepín correspondiente al estudio, fue diseñada para procesar tres composiciones de gas de alimentación, en caso de gas pobre con una riqueza de 3,6, en caso de gas rico 4.578 y el caso de diseño con una calidad de 4,025.

En el transcurrir del tiempo, estas riquezas del gas han variado, presentando una disminución que se ubica por debajo del caso pobre de diseño. El presente estudio pretende evaluar escenarios de operación a partir de las bajas riquezas del gas de alimentación a planta, con la finalidad de obtener alto recobro de líquido. Dichas

calidades del gas, se basan en estadísticas operacionales registradas por el personal de planta a lo largo del tiempo.

La herramienta utilizada para realizar el estudio fue el programa de simulación HYSYS 3.2, el cual es un instrumento de cálculo que permite analizar y optimizar la secuencia operacional de los elementos que componen un proceso, y predecir el comportamiento de plantas existentes y sometidas a diversas condiciones de operación.

A lo largo del informe se describe el proceso asociado a las plantas de extracción. Seguidamente se explica la metodología utilizada para realizar las simulaciones de la planta, partiendo de distintas calidades en el gas de entrada y por último se elabora un análisis de los escenarios obtenidos, haciendo énfasis en los puntos asociados al proceso y determinantes para alcanzar alto recobro.

## I.- EL PROBLEMA

### 1.1.- PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

La planta de Extracción Jusepín consta de un solo tren de proceso cuya capacidad es de 350 MMSCFD, tiene como función extraer los líquidos contenidos en el gas natural proveniente de los pozos del Furrial ubicado a 17 Km. de Jusepín. Estos líquidos denominados LGN están formados por propano (C3), isobutano (i-C4), normal-butano (n-C4), isopentano (i-C5), hexano (C6) y más pesados en muy poca proporción, además de impurezas como H<sub>2</sub>S y H<sub>2</sub>O. Esta recuperación se logra mediante enfriamiento y separación; el LGN extraído es enviado a la planta de fraccionamiento Jose y gas residual (C1 y C2) que es enviado a plantas compresoras para ser utilizado en la inyección de pozos para recuperación secundaria de crudo.

En el diseño de la planta se contempló procesar un gas con alta riqueza, GPM de 4,02, sin embargo, a medida que ha transcurrido el tiempo las condiciones del gas han venido cambiando, la riqueza ha descendido hasta un rango que varía entre 3,1 y 3,4, estos valores representan una disminución del 14 % y 5,6 % respectivamente por debajo del caso pobre de planta GPM=3,6, esto como consecuencia de la declinación de algunos pozos cuya producción en el tiempo ha disminuido hasta llegar al punto de tener que cerrar por la cantidad de años que tiene en operación.

El hecho de que el gas a procesar posea una riqueza muy por debajo de la contemplada para el diseño de la planta, implica tener que realizar cambios en las variables operacionales de los equipos y sistemas que conforman el proceso, para ajustarlos a la nueva condición del gas de alimentación; esto ha generado una serie de

inconvenientes en la operación de los equipos, lo cual se ve reflejado en la disminución del recobro de líquido y por ende en la producción de LGN, ya que estos cambios se realizan actualmente de manera empírica, de aquí surge la necesidad de realizar un estudio que permita conocer con mayor confiabilidad y sobre bases técnicas, la mejor forma de operar los equipos bajo diferentes escenarios de alimentación de gas, de tal manera de generar recomendaciones en la operación del proceso que conlleve a la optimización en la recuperación de líquido, manteniendo la calidad de los productos finales.

El estudio de las variables de operación que permitan optimizar el proceso, partirá desde la etapa de enfriamiento por medio de refrigeración mecánica y turboexpansión, para finalmente llegar a la etapa de separación de gas residual (C1 y C2) del LGN (C3+) en una torre desetanizadora.

Para el planteamiento de escenarios de alimentación del gas a la planta, se partirá de la data estadística tomada desde el arranque del tren de proceso en 1998, y de las proyecciones que se tiene para años futuros correspondiente al manejo del gas en el norte de Monagas.

El análisis de las variables de operación de los equipos se realizará con la ayuda de un simulador de procesos, realizando corridas tomando datos diferentes del proceso actual y validando directamente en campo las recomendaciones generadas en el caso que el proceso lo permita.

## **1.2.-OBJETIVOS**

### **1.2.1.-General**

Evaluar las variables operacionales de la Planta de Extracción de Gas Jusepín en función de la variación en la calidad del gas de alimentación.

### **1.2.2.-Específicos**

- Realizar la recopilación de la información técnica de los equipos y sistemas de planta como hoja de datos, P&ID, balances de masa y cromatografía.
- Simular la planta bajo diferentes condiciones de alimentación de gas de entrada (casos propuestos).
- Evaluar el comportamiento de los equipos y sistemas de planta bajo los diferentes escenarios simulados.
- Proponer condiciones de operación de los equipos y sistemas que permitan obtener mayor recobro de LGN, bajo los diferentes escenarios de alimentación.
- Validar los escenarios de operación propuestos, realizando pruebas en campo.

## II.-MARCO TEÓRICO

### II.1.- GAS NATURAL <sup>[1]</sup>

El termino *Gas Natural* se aplica a mezclas de hidrocarburos de la serie parafínica formada principalmente por Metano (C1), Etano (C2), Propano (C3), Butano (C4), y componentes mas pesados. Además puede contener en cantidades variables otros gases como Dióxido de Carbono (CO<sub>2</sub>), Sulfuro de Hidrógeno (H<sub>2</sub>S), Nitrógeno (N<sub>2</sub>), Helio (He), vapor de agua, etc, que normalmente se consideran como contaminantes.

### II.2.- CLASIFICACIÓN DEL GAS NATURAL <sup>[1]</sup>

La clasificación suele hacerse según la ocurrencia, el contenido de hidrocarburos pesados (dentro de la escala C1 – C7) y el contenido de H<sub>2</sub>S.

1.- Según la ocurrencia, los gases naturales son:

Asociados: Provenientes de yacimientos donde el producto principal es el petróleo.

No asociados: Provenientes de yacimientos donde el gas se encuentra mezclado con hidrocarburos líquidos.

2.- Según el contenido de hidrocarburos pesados:

*Gas Rico (Húmedo)*: Es aquel donde la cantidad de propano y más pesados es de tal magnitud que al ser sometido a operaciones de refrigeración, se producen líquidos en cantidades considerables.

*Gas Pobre (Seco)*: Es aquel donde prevalece el metano y etano y si se someten a operaciones de refrigeración, no se producen cantidades considerables de líquidos.

3.- Según el contenido de H<sub>2</sub>S:

*Gas Agrio*: Es aquel donde el contenido de H<sub>2</sub>S es mayor a 10 ppm, se consideran como bastante corrosivos.

*Gas Dulce*: Es aquel donde el contenido de H<sub>2</sub>S es menor a 10 ppm.

## II.3.- CARACTERÍSTICAS Y PROPIEDADES DEL GAS NATURAL <sup>[2]</sup>

### II.3.1.- Composición

El Gas Natural está constituido principalmente por compuestos hidrocarburos con estructura molecular de cadena recta y de enlaces simples pertenecientes a la familia de los Alcanos, los cuales constituyen la clase más simple y menos reactiva de los compuestos orgánicos ya que solo contienen carbono e hidrógeno y no tiene grupos funcionales activos.

Estos hidrocarburos son de la serie parafínica, los cuales son compuestos saturados, cuya estructura molecular sigue la fórmula: C<sub>n</sub>H<sub>2n+2</sub>; lo cual significa que si la molécula tiene n átomos de carbono, debe contener 2n+2 átomos de hidrógeno.<sup>[1]</sup>

La composición real de un determinado gas se obtiene y aprecia por medio de análisis cualitativos y cuantitativos. Estos análisis enumeran los componentes presentes y el porcentaje de cada componente en la composición total. Además de los hidrocarburos presentes, por análisis se detecta la presencia o no de otras sustancias que merecen atención debido a que pueden ocasionar trastornos en las operaciones de manejo, tratamiento y procesamiento industrial del gas.

La siguiente tabla muestra la variación de los porcentajes que podrían tener los componentes del gas. Se indica que el componente principal del gas natural es el

metano. Los otros hidrocarburos, unos en forma de gas y otros como líquidos, son parte del gas en menores porcentajes. Sin embargo, por medio del porcentaje real que enseñe el análisis de muestra de gas de un yacimiento se podrá calcular la cantidad de líquidos susceptibles de extracción y las posibilidades de comercialización.

Además, se notará también que el gas natural puede contener otros gases fuera de la serie parafínica de hidrocarburos. El sulfuro de hidrógeno aparece en el gas de muchos yacimientos petrolíferos y gasíferos, generalmente desde trazas hasta 10 %, pero también en cantidades excepcionalmente mayores. Este gas es muy tóxico y en pequeñísimas cantidades, 0,01 a 0,10 % en la atmósfera, puede causar severa y dolorosa irritación de la vista y hasta muerte rápida. De allí que si en las operaciones hay que manejar gas que contengan sulfuro de hidrógeno se deben tomar todas las precauciones y medidas de seguridad correspondiente. <sup>[2]</sup>

**TABLA 1**  
**Componentes y características del gas natural**

Componente	Fórmula Química	Estado	Variación de Porcentajes Molecular
Metano	CH <sub>4</sub>	Gas	55,00 - 98,00
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	Gas	0,10 - 20,00
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	Gas	0,05 - 12,00
n-Butano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	Gas	0,05 - 3,00
Iso-Butano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	Gas	0,02 - 2,00
n-Pentano	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	Líquido	0,01 - 0,80
Iso-Pentano	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	Líquido	0,01 - 0,80
Hexano	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	Líquido	0,01 - 0,50
Heptano	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	Líquido	0,01 - 0,40
Nitrógeno	N <sub>2</sub>	Gas	0,10 - 0,50
Dióxido de Carbono	CO <sub>2</sub>	Gas	0,20 - 30,00
Oxígeno	O <sub>2</sub>	Gas	0,09 - 0,30
Sulfuro de hidrógeno	H <sub>2</sub> S	Gas	TRAZAS - 28,00

**Fuente: Pozo Ilustrado**

### ***II.3.2.- Relaciones P-V-T***

Al tratar tecnológicamente el aprovechamiento de los hidrocarburos en todas las fases de las operaciones, las relaciones presión-volumen-temperatura son básicas para determinar su comportamiento en los estados gaseoso o líquido o como mezcla de ambos. Además, la magnitud de estas relaciones, conjuntamente con otras, sirve para planificar la cadena de operaciones referentes a la producción, separación, tratamiento, acondicionamiento, manejo, distribución, procesos ulteriores, mediciones y rendimiento de gases y/o líquidos.

### ***II.3.3.- Presión-Volumen***

A partir de los experimentos hechos por Robert Boyle, mediante la relación presión-volumen, lo condujeron a enunciar: “El producto de la presión por el volumen específico de un gas a temperatura constante, es constante”.

$$P_1V_1 = P_2V_2 \text{ (@ T constante)} \quad \text{Ec. 1}$$

En el sistema métrico decimal, la presión se da en atmósfera o en  $\text{kg/cm}^2$ . Y en el sistema angloamericano, en  $\text{lb/pulg}^2$ .

### ***II.3.4.- Temperatura-Volumen***

Después de haberse establecido la relación  $PV = \text{constante}$  (@ T constante), los investigadores J. Charles y Gay-Lussac independientemente llegaron a la conclusión: “El volumen de una masa de gas dada a presión constante, varía directamente con relación a su temperatura absoluta”.

$$\frac{V_2}{V_1} = \frac{T_2}{T_1} \text{ (@ P constante)} \quad \text{Ec. 2}$$

En el sistema métrico decimal, la temperatura absoluta (K) se obtiene sumando 273 ° a la temperatura °C. En el sistema angloamericano se le suma 460° a la temperatura °F para obtener la absoluta °Rankine.

### ***II.3.5.- Ecuación $PV = nRT$***

En esta expresión de la ley de gases perfectos, y ya conocidas las relaciones P-V-T anteriormente mencionadas, se introduce el factor n, o sea la masa de gas dividida por el peso molecular del gas.

Es muy importante conocer la relación masa-peso. Para el sistema métrico decimal se determinó experimentalmente que 1 gramo-mol de cualquier gas perfecto ocupa un volumen de 22,4 litros a 0 °C y a presión de 1 atm. De igual manera, en el sistema angloamericano 1 libra-mol de cualquier gas perfecto ocupa un volumen de 379 pies cúbicos a 32 °F (0 °C) y a presión de 14,7 libras por pulgada cuadrada (1 atm). Pero a 60 °F (15,5 °C) y 1 atm de presión ocupa 379 pies cúbicos (23,6 litros por gramo-mol).

El término R se refiere a la constante general de los gases. Para 1 mol expresado en litro a 1 atm de presión y temperatura absoluta 273 K el valor de R es 0,0821 litros.atm /mol K. En el sistema angloamericano el valor de R es igual a 10,7 pies<sup>3</sup>.atm / °R.mol.

### ***II.3.6.- Compresibilidad de los gases***

Una de las características de los gases es que al aplicarle presión pueden ser comprimidos y, por ende, pueden ser almacenados o confinados en recipientes de determinado volumen.

Las relaciones de composición, presión, volumen y temperatura detalladas antes e incluidas en la fórmula que define la ley sobre gases perfectos, todavía no está completa porque falta tomar en cuenta el factor de compresibilidad (Z).

$$PV = ZnRT \quad \text{Ec. 3}$$

Z es adimensional y depende de las presiones y temperaturas a las que sea sometido el gas. Por tanto, valores de Z pueden determinarse por experimentación. De allí que en la industria existen catálogos, tablas y manuales de consultas sobre infinidad de muestras y análisis del gas natural.

Sin embargo, a través del conocimiento de la temperatura y presiones críticas, determinadas por experimento, correspondientes a cada uno de los componentes que forman el gas natural se pueden calcular presiones y temperaturas “reducidas” que facilitan la obtención de supuestas “seudo presión crítica” y “seudo temperatura crítica” y “seudo temperatura crítica” para tomar en consideración la contribución porcentual de cada componente, de acuerdo a la composición del gas.

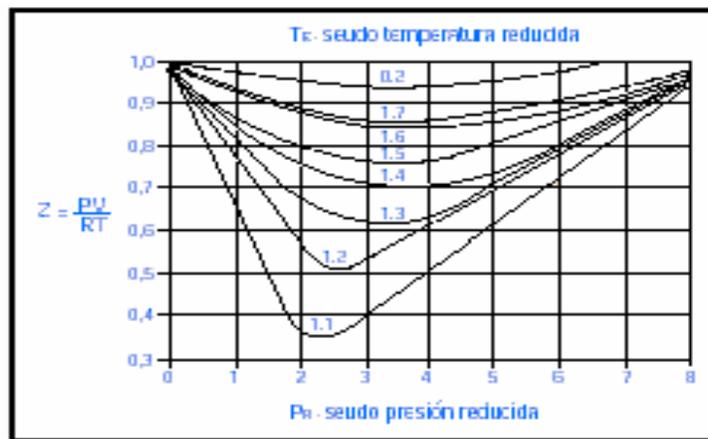
La temperatura máxima a la cual se puede licuar un gas, o sea la temperatura por encima de la cual no puede existir el líquido se denomina *temperatura crítica* y la presión requerida para efectuar la licuefacción a esa temperatura se le llama *presión crítica*, que a la vez representa la presión más alta que los valores del líquido pueden ejercer.

Si se desea obtener el factor de compresibilidad del gas en cuestión, a determinada presión y temperatura, entonces se procede a calcular los valores de presión y temperatura reducida, Pr y Tr.

$$Pr = \frac{P_{abs}}{P_{critica}} \quad \text{Ec 4}$$

$$Tr = \frac{T_{abs}}{T_{critica}} \quad \text{Ec 5}$$

Con estos dos valores se recurre a un gráfico de seudo temperatura reducida y seudo presión reducida para determinar el valor de Z, tal como se muestra en la Figura 2.



Fuente: Pozo Ilustrado

Figura 2. Gráfico para obtener el factor de compresibilidad Z, partiendo de presión y temperatura seudo reducidas.

### II.3.7.- Presión de Burbujeo y Presión de Rocío

En el caso de un gran volumen de líquido (petróleo) que contiene un cierto volumen de gas disuelto y que se encuentra en equilibrio en el yacimiento, se observará que a medida que se reduce la presión se registrará una presión que permitirá el inicio del desprendimiento de una burbuja de gas. A esta presión se le denominará presión de burbujeo. A medida que continúe disminuyendo la presión, más gas seguirá desprendiéndose de la fase líquida.

Es muy importante conocer la presión de burbujeo en el caso de yacimientos petrolíferos para obtener el mayor provecho del gas en solución como mecanismo de producción del petróleo.

La presión de rocío y su mecanismo se observa cuando un volumen de gas que contiene pequeñísimas cantidades de líquidos en equilibrio se somete a compresión. La presión a la cual aparece la primera gota de líquido es la presión de rocío.

Como en el comportamiento de estos dos mecanismos es indispensable tomar en consideración otros factores (temperatura, características del gas y del petróleo, relaciones gas-petróleo y líquido-gas, etc.) se depende mucho de análisis de laboratorio y de correlaciones establecidas que proporcionan los datos necesarios para lograr las soluciones deseadas.

#### **II.4.- CONTENIDO DE LÍQUIDO DE UN GAS <sup>[1]</sup>**

También se conoce con el nombre de “Riqueza de un Gas” y se define como el número de galones de hidrocarburos líquidos contenidos en 1000 pies cúbicos de gas natural en condiciones normales (14.5 psig y 60 °F). Se expresa generalmente con las letras GPM. Es un factor muy usado en plantas de extracción de líquidos de gas natural; debido a que solo el propano y compuestos más pesados pueden, en la práctica, recuperarse como líquidos; el metano y etano no se consideran al calcular el contenido de líquido del gas natural. Además, también se asume que los componentes propano y más pesados son totalmente recuperados como líquidos, aunque esto no ocurre en la práctica.

Para el cálculo del GPM debe conocerse el número de pies cúbicos normales (14.5 psig y 60 °F) de un componente dado en estado gaseoso, requerido para producir un galón de líquido. Este factor se determina fácilmente a partir de la densidad líquida de cada componente y en el peso molecular de los mismos y se aplica la siguiente fórmula a cada componente,

$$GPM_i = \left[ 1000 * \left( \frac{PM_i * Y_i}{\rho_{liq}} \right) * \left( \frac{7.48 \text{ gal}}{379 PCN} \right) \right] \quad \text{Ec. 6}$$

Donde:

379 PCN: Volumen ocupado

7.48 gal: Conversión de pie<sup>3</sup> a gal

$PM_i$  : Peso molecular del componente en Lb/Lbmol

$Y_i$ : Fracción molar del componente

$\rho_{liq}$ : Densidad del componente en Lb/pie<sup>3</sup>

La suma del GPM de cada componente da el valor del GPM de la mezcla.

#### ***II.4.1.- GPM para mezclas de corrientes del Gas Natural***

A veces es necesario mezclar gases que tienen diferentes calidades y volumen que convergen por diferentes líneas de recolección hasta una planta compresora o de extracción. Si se conoce la calidad y el volumen de cada gas, puede determinarse la calidad de la mezcla resultante aplicando la ley de Amagat. Considérese una fuente de volumen  $V_1$  y calidad GPM<sub>1</sub>, que se une a otra corriente de volumen  $V_2$  y calidad GPM<sub>2</sub> y se desea determinar la calidad de la mezcla resultante.

El GPM de la mezcla resultante se puede determinar mediante la siguiente expresión:

$$\boxed{GPM_R = [(V_1 * GPM_1 + V_2 * GPM_2) / (V_1 + V_2)]} \quad \text{Ec. 7}$$

Donde:

$GPM_R$  = GPM resultante de la mezcla

Es importante indicar que para tuberías de grandes longitudes, la calidad de la mezcla de gas disminuye, debido a los efectos de las condiciones ambientales y operativas que originan condensación de hidrocarburos de la corriente de gas.

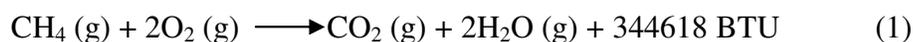
## II.5.-VALOR CALORÍFICO DE GASES

Muchas negociaciones de venta de gas natural se hacen basándose en el valor calorífico del mismo, ya que muchos cálculos se hacen en función del costo por BTU. El valor calorífico también se denomina potencia o poder calorífico.

El valor calorífico de un gas natural se define como el calor liberado al quemar un volumen unitario del gas bajo determinadas condiciones. La prueba ASTM D-900 (36), describe detalladamente el equipo y el procedimiento seguido en el laboratorio para la determinación de la potencia calorífica.

Se conocen dos tipos de valor calorífico: valor calorífico total y valor calorífico neto. El primero se define como el calor liberado al quemar un volumen unitario de gas bajo determinadas condiciones, considerando que el agua (vapor de agua) obtenida durante la combustión se recoge en forma líquida. En cambio, el valor calorífico neto, considera que el agua (vapor de agua) obtenida durante la combustión, permanece en forma de vapor.

Considérese la combustión de metano,



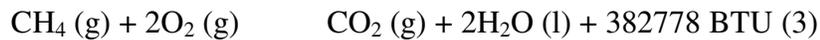
De esta ecuación puede observarse que al quemar 1 lbmol de metano, se forma un mol de dióxido de carbono, 2 moles de agua como vapor y se libera 344618 BTU. Ya que 1 lbmol de metano es igual a 379 PCN a 60 °F y 14.7 lpca, luego el valor calorífico neto del metano, en BTU/PCN, es,

$$344618 / 379 = 909 \text{ BTU / PCN}$$

Para obtener el valor calorífico total, basta tener en cuenta el agua formada durante la combustión. Ya que en el valor calorífico total, el agua permanece como líquido y si el calor de vaporización del agua es 1060 BTU / lb, luego 2 moles de agua formados durante la combustión liberan al condensarse:  $2 * 18 * 1060 = 38160$  BTU, es decir,



Reemplazando en la ec. (1),



De donde, el valor calorífico total, en BTU / lb, es,

$$382778 / 379 = 1010 \text{ BTU / lb.}$$

## II.6.- COMPORTAMIENTO Y MANEJO DE YACIMIENTOS Y POZOS <sup>[2]</sup>

El comportamiento y el manejo del yacimiento y de los pozos de gas influyen en la eficiencia de la producción y en el aprovechamiento óptimo de las posibilidades de la mayor extracción de líquidos del gas natural.

Los líquidos que puede contener el gas, como pentanos, hexano y heptano, se extraen en la superficie por medio de instalaciones de separación, absorción, refrigeración y plantas diseñadas específicamente para tales fines. Además,

componentes del gas, como el metano, etano, propano y los butanos pueden ser licuados mediante tratamientos apropiados. La gasolina natural o cruda y el condensado se aprovechan también para mejorar mezclas y obtener mayor rendimiento de productos.

En la industria petrolera es común oír que el gas de tal yacimiento es seco o húmedo, magro, rico o muy rico en su contenido de líquidos, lo cual se expresa en una relación de volumen de líquidos de posible extracción de un determinado volumen de gas producido, expresado en galones o barriles por millón de pies cúbicos o en litros o en metros cúbicos por millón de metros cúbicos de gas producido. Generalmente, se puede decir que el contenido de líquidos de un gas es magro si acusa entre 6 y 24 metros cúbicos de líquidos por millón de metros cúbicos de gas. Rico si contiene de 25 a 80 metros cúbicos y muy rico cuando rinde más de 80 metros cúbicos.

## **II.7.-FLUJO DE GAS DEL FONDO DEL POZO A LA SUPERFICIE <sup>[2]</sup>**

Del yacimiento al fondo del pozo, de allí hasta el cabezal y luego a través de las instalaciones en la superficie, el comportamiento del flujo de gas y sus componentes se rige por las relaciones antes mencionadas: presión, volumen, temperatura (P-V-T).

Lo importante es mantener estas relaciones adecuadamente en el yacimiento y en el pozo, de manera que en esos dos sitios no haya condensación de líquidos para que en la superficie se obtenga la mayor extracción posible de líquidos por medio de:

- Etapas de separación y control de amplios rangos de temperatura.
- Estabilización de los líquidos por procesos adecuados.

- Obtención de líquidos en separadores de alta presión, y
- Estabilidad de los líquidos en las instalaciones de almacenamiento.

## **II.8.- PRODUCTOS OBTENIDOS DE LA EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL <sup>[1]</sup>**

### ***II.8.1.- Líquidos de Gas Natural (LGN o NGL)***

Son hidrocarburos líquidos o licuados que se producen durante la purificación, extracción y la estabilización del gas natural, esta formado por etano (en poca proporción), propano, butano, pentano y otros componentes de hidrocarburos mas pesados.

### ***II.8.2.- Gas Natural Licuado (GNL o LNG)***

Se refiere básicamente al gas Metano licuado que se produce al ser sometido a un proceso de refrigeración donde se alcanzan temperaturas de 260 °F a fin de llevarlo a estado líquido.

### ***II.8.3.- Gas Licuado de Petróleo (GLP o LPG)***

Son hidrocarburos líquidos formados principalmente por propano, butanos e iso-butanos, cuyo uso principal es el Combustible doméstico.

## **II.9.-USO DEL GAS Y SUS LÍQUIDOS <sup>[2]</sup>**

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.

### ***II.9.1.- Combustible Eficiente***

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

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

- Puede manejarse a presiones deseadas de entrega en los sitios de consumo.

- Su poder calorífico y combustión son altamente satisfactorios.

- Volumetricamente es susceptible a la compresión o expansión, en función a la relación presión-temperatura que se le desee imponer.

- Puede ser transportado por sistemas de tuberías madres, troncales y ramales, especialmente diseñadas, que permitan mantener rangos de volúmenes a presiones deseadas.

- La reversibilidad gas-líquido-gas lo hace apto para el envasado en pequeños y seguros recipientes, fáciles de manejar, transportar e instalar para suplir combustible en sitios no servidos por red de tuberías de distribución. El gas licuado puede también transportarse en barcos, desde áreas remotas de producción y procesamiento a grandes terminales de almacenamiento que surten a industrias y a miles de clientes particulares.

### ***II.9.2.- Insumo para procesos***

El gas natural separado del petróleo y el gas libre procedente de yacimientos de gas solo es tratado y acondicionado para obtener gas seco de ciertas especificaciones:

metano, que se despacha por gasoducto y red de distribución a ciudades y centros industriales donde se utiliza como combustible.

El gas, sujeto a procesos y tratamiento adecuado y separado en metano, etano, propano y butano, puede ir finalmente a las plantas petroquímicas para ser convertido ulteriormente en una variedad de productos semielaborados o finales.

## **II.10.- PROCESOS DE EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL**

La recuperación de líquidos del gas natural se obtiene mediante cambios de las condiciones del gas. De esta manera, al producirse cambios en el equilibrio de los componentes del gas natural se puede lograr que algunos de ellos se condensen y otros se evaporicen. Esto ocurre a medida que estos componentes tratan de alcanzar una nueva condición de equilibrio.

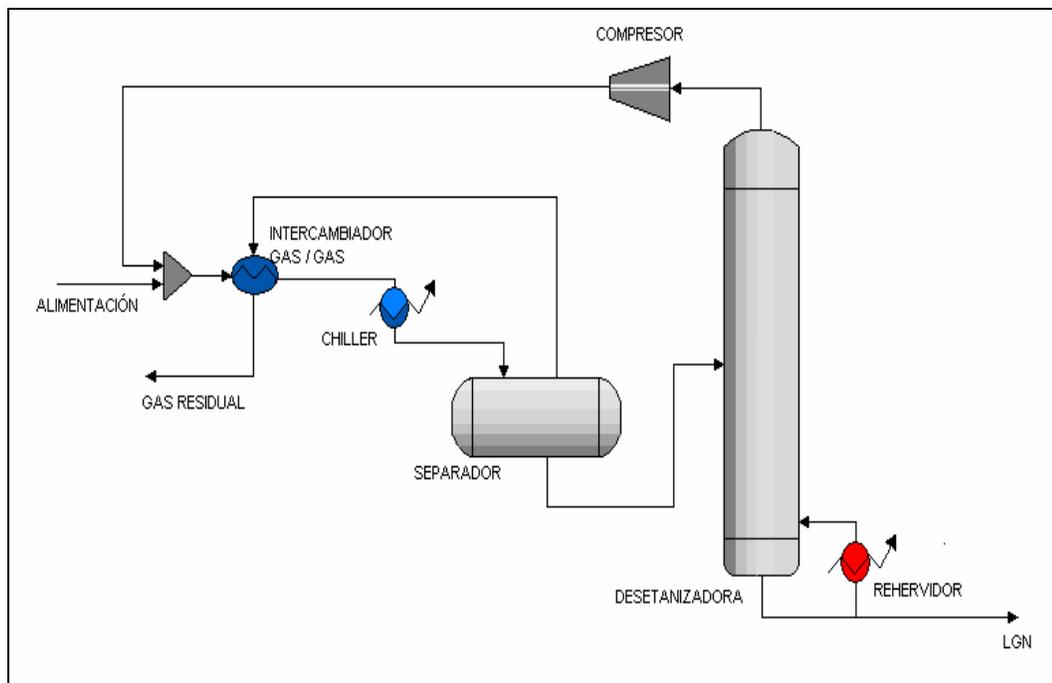
Generalmente, las condiciones que más suelen cambiar son presión y temperatura. También se puede introducir un material diferente dentro de la corriente gaseosa. Usualmente, estas tres condiciones suelen combinarse. Los métodos de recuperación de líquidos del gas natural que se utilizan en Venezuela están basados principalmente en:

- Refrigeración Mecánica
- Sistema de Absorción
- Procesos Criogénicos

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

### II.10.1.- Refrigeración Mecánica

Es una de las tecnologías más sencillas y antiguas que existen para el procesamiento de gas. En el proceso de refrigeración, la corriente de gas natural es enfriada aproximadamente a  $-30\text{ }^{\circ}\text{F}$  ( $34,4\text{ }^{\circ}\text{C}$ ) mediante un sistema externo de refrigeración. Los líquidos condensados, son separados en un separador de baja temperatura y estabilizados en una columna desetanizadora hasta cumplir con las especificaciones del LGN.<sup>[6]</sup>

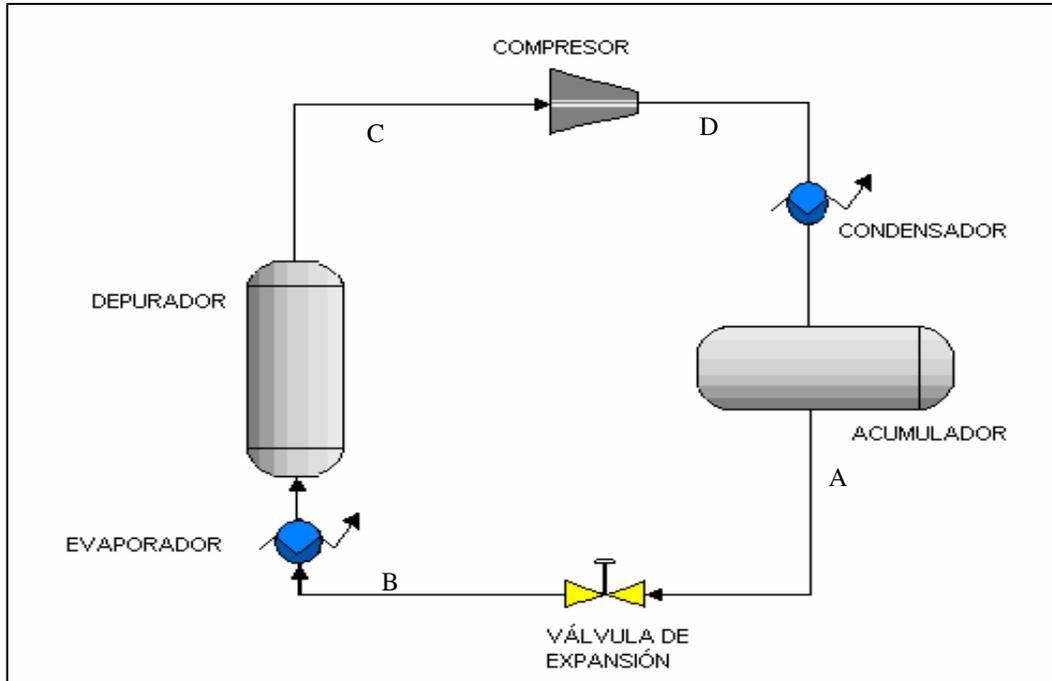


Fuente: Elaboración Propia

Figura 3. Proceso de Extracción de líquido mediante Refrigeración Mecánica.

En la Figura 3 se identifican las dos secciones básicas que conforman este tipo de plantas: la de generación de líquidos, conformada por el enfriador o chiller, y la de acondicionamiento de productos, que se logra mediante la desetanizadora. El chiller es usualmente un intercambiador de tubo y carcaza, en el que el fluido de proceso circula por los tubos y el líquido refrigerante por la carcaza.<sup>[7]</sup>

La refrigeración mecánica abarca las etapas de expansión, evaporación, compresión y condensación de refrigerante. Estas etapas se observan en la Figura 4.



Fuente: Elaboración Propia

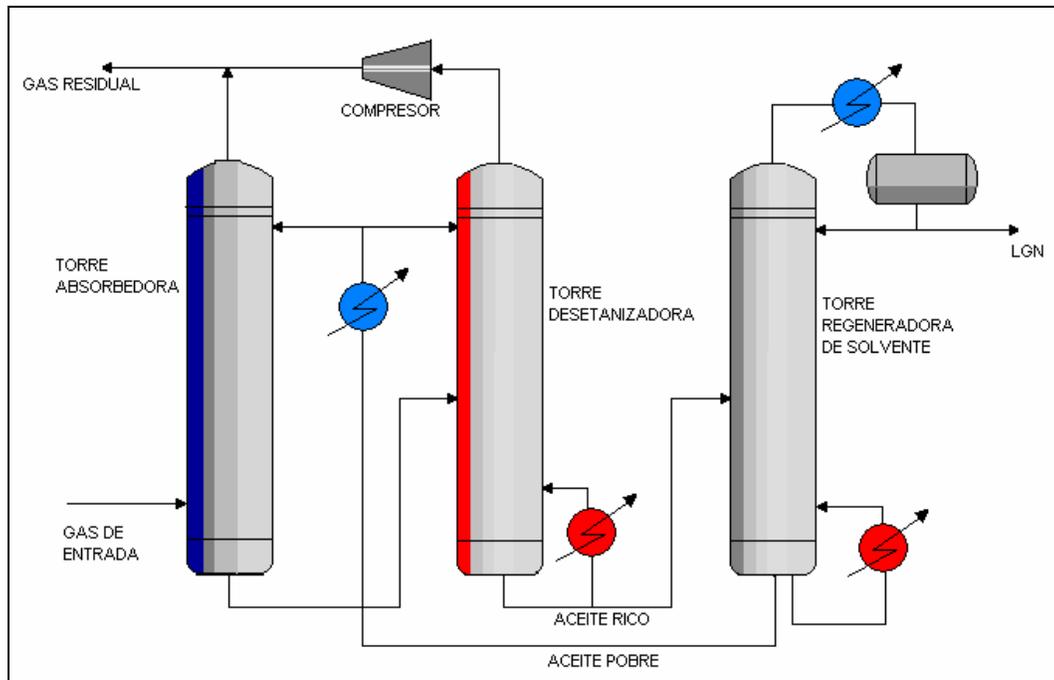
Figura 4. Sistema de Refrigeración

En este diagrama se representan las etapas por las que pasa el refrigerante; en el punto A el refrigerante se encuentra en el punto de burbuja y en su presión de saturación, pasa luego por la etapa de expansión reduciendo la presión a entalpía constante (o entropía constante), según el tipo de expansión, y reduciendo la temperatura de manera de convertir el fluido en una mezcla líquido-vapor (punto B); posteriormente la mezcla se evapora al absorber el calor del proceso a presión y temperatura constante (B-C); este vapor se comprime isentrópicamente hasta la presión de saturación (C-D) obteniendo vapor sobrecalentado por efecto de trabajo mecánico (punto D); después se enfría a presión constante hasta su punto de rocío y se condensa totalmente llegando al punto A nuevamente y cerrándose así el ciclo. <sup>[6]</sup>

Mediante este tipo de proceso, se obtiene recobros de propano que van de 30-50 %.

### ***II.10.2.- Sistema de Absorción***

El proceso de extracción de líquidos mediante absorción puede realizarse a temperatura ambiente o bajo condiciones refrigeradas, consiste en poner el gas en contacto íntimo con un líquido (aceite pobre), el cual contiene cantidades ínfimas, casi nulas, de los productos líquidos del gas natural, permitiendo así que el líquido absorba o disuelva parte del gas en una torre de absorción. El líquido que abandona el fondo de esta torre es llamado aceite rico, debido a que es rico en los productos líquidos del gas natural; mientras que el gas residual, es aquel que resulta de haberle extraído todos los líquidos al gas de alimentación. El aceite rico se dirige a una torre desetanizadora y su función es separar el etano y demás fracciones livianas que se hayan absorbidos en el aceite, con la finalidad de acondicionar los productos líquidos para que entren dentro de especificación.<sup>[8]</sup>



Fuente: Elaboración Propia

Figura 5. Sistema de Extracción de líquidos mediante Absorción.

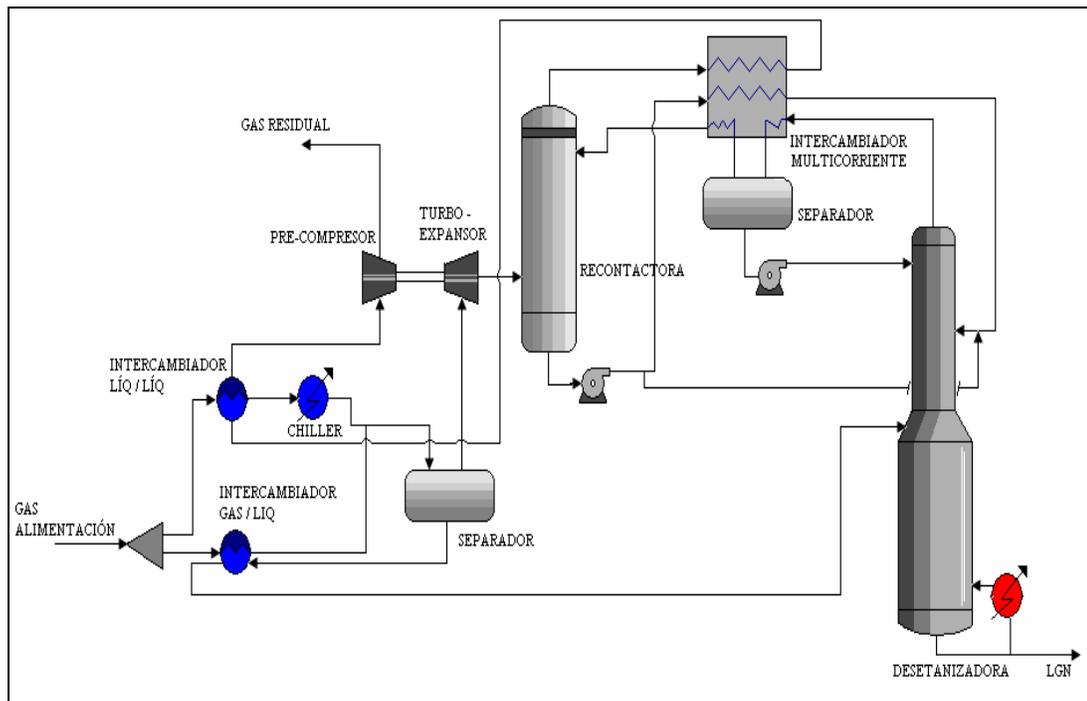
Este método posee alta eficiencia en la recuperación de etano (hasta valores de 50 %) y para el caso de recobro de propano se pueden alcanzar valores hasta 99 %, con la limitante de los altos costos de capital que se tiene con el solvente y las recurrentes pérdidas por arrastre.

### II.10.3.- Procesos Criogénicos

Esta es una tecnología más moderna y empleada en la actualidad, la cual se basa en llevar el gas a condiciones de temperatura extremadamente bajas (-72 a -87 °F) (-57,78 a -66,11 °C) para entrar en la zona termodinámica de equilibrio líquido-vapor y de esta manera lograr que condensen la fracciones más pesadas. Este tipo de tecnología se emplea para procesar gas natural de riquezas apreciables (mayores a 2 GPM), o cuando se desea un alto porcentaje de recobro de propano.

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

Cuando el gas natural es enfriado a estos niveles de temperatura, prácticamente todo el propano y el resto de los hidrocarburos más pesados contenidos en él se licuan. Los líquidos formados pueden ser separados por una serie de torres fraccionadoras. Una característica relevante en una planta criogénica es que el gas a procesar se recibe a altas presiones (aproximadamente 1250 psig) y el producto gas residual se entrega a los mismos niveles de presión <sup>[9]</sup>. En la Figura 6 se muestra una planta criogénica de extracción de líquidos.



Fuente: Elaboración Propia

Figura 6. Planta de extracción de líquidos mediante Proceso Criogénico

### ***II.10.3.1.- Intercambiadores de Calor***

Es el nombre genérico de un dispositivo mecánico, o equipo, diseñado para transferir calor entre dos o más corrientes de fluidos que fluyen a través del mismo con el fin de tener un aprovechamiento de energía térmica entre las corrientes <sup>[11]</sup>. Existen varios tipos de intercambiadores de calor, pero en los procesos criogénicos comúnmente son utilizados los intercambiadores de calor de tubo y carcaza.

Los intercambiadores de calor pueden tener distintas aplicaciones, es por ello que se clasifican en:

- *Condensador*: son los equipos utilizados para condensar los vapores que salen por el tope de una torre de destilación o de un ciclo de refrigeración, alcanzado la temperatura de punto de rocío del vapor o subenfriándolo unos grados por debajo.

- *Enfriador*: es una unidad en la cual una corriente de proceso intercambia calor con un refrigerante (agua, aire, propano, etc.) sin que ocurra cambio de fase.

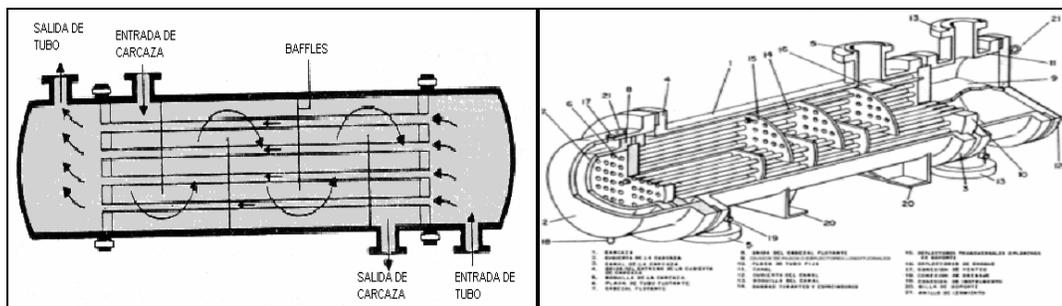
- *Rehervidor*: es un vaporizador que opera a altas temperaturas, su función es la vaporización de un 30 a 80 % del líquido alimentado proveniente de una torre de fraccionamiento. Es frecuentemente usado para generar un flujo de vapor que suministra el calor latente de vaporización al fondo de la columna o torre fraccionadora.

Las variables que afectan la acción de un intercambiador de calor son las razones de flujo de masa, calores específicos, temperaturas de entrada y de salida de los fluidos calientes y fríos, áreas de superficie disponible para la transferencia de calor, conductividad térmica del material del tubo.

La caída de presión a través de un intercambiador de calor está relacionada directamente con la potencia de bombeo y se relaciona indirectamente con la razón de transferencia de calor ya que controla las velocidades de flujo y, por lo tanto, la razón de flujo de masa y los coeficientes de transferencia de calor.

### II.10.3.1.1.- Intercambiador de Calor tipo Carcaza y Tubo

En este tipo de intercambiadores uno de los fluidos circula por el interior de los tubos, mientras que el otro fluido se le obliga circular entre la carcaza y la superficie exterior de los tubos. Para asegurarse de que el fluido del lado de la carcaza circule transversalmente a los tubos, ocasionando así una mayor transferencia de calor, se colocan en la carcaza unos deflectores, como se muestra en la Figura 7. Dependiendo del montaje de entrada en los extremos del cambiador, se pueden utilizar uno o más pasos de tubos<sup>[12]</sup>.



Fuente: [http://www.intevep.pdv.com/santp/mdp/inter/mdp\\_05\\_e\\_02.pdf](http://www.intevep.pdv.com/santp/mdp/inter/mdp_05_e_02.pdf)

Figura 7. Intercambiador de Calor tipo Tubo y Carcaza

### II.10.3.1.1.2.- Coeficiente de transferencia de calor total, $U$

La transferencia de calor de un fluido a otro, a través de una pared de metal es proporcional al coeficiente global de transferencia de calor, al área de la pared y a la diferencia de temperatura entre el fluido caliente y el frío:

$$Q = U_o A \Delta LMTD$$

Ec. 8

Cuando se especifica un intercambiador de calor, casi siempre se conoce o se puede calcular sin mucha dificultad, los términos  $Q$  y  $\Delta LMTD$  para las condiciones de procesos dadas. Para obtener el valor apropiado del área de transferencia de calor requerida, se necesita evaluar el coeficiente  $U_o$ . Desafortunadamente,  $U_o$  es función del diseño y de las velocidades de ensuciamiento. Por esta razón, el diseño de un intercambiador de calor requiere un cálculo de ensayo y error (tanteo).<sup>[16]</sup>

***II.10.3.1.1.1.-Ubicación de las Corrientes en un Intercambiador de Calor tipo carcasa y tubo.***

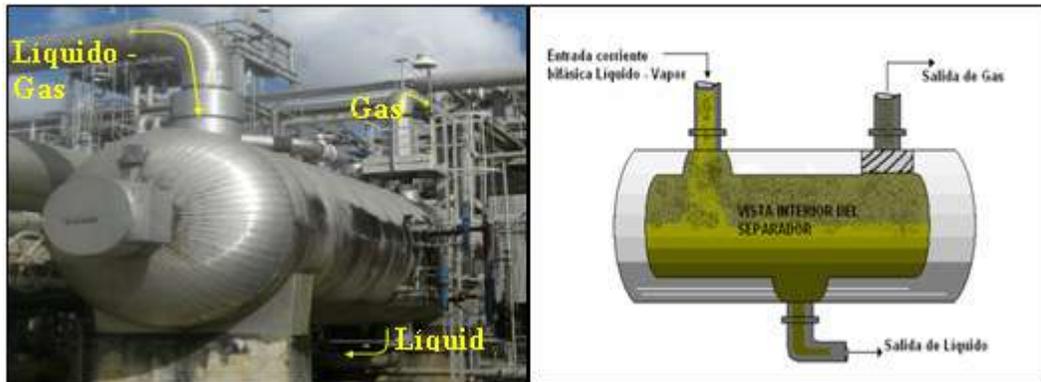
Es preciso decidir cual fluido fluirá a través de los tubos y cual a través de la carcasa. En general, se aplican las siguientes consideraciones.

- El fluido más sucio debe fluir a través de los tubos, porque el lado de los tubos es más fácil de limpiar, especialmente si es requerida una limpieza mecánica.
- El fluido de mayor presión debe fluir a través de los tubos, esto se debe a su pequeño diámetro; el espesor normal de los tubos está disponible para resistir altas presiones y solo los canales del lado de los tubos y otras conexiones necesitan ser diseñadas para tal fin.
- El fluido más corrosivo debe fluir a través de los tubos; de lo contrario tanto la carcasa como los tubos serán corroídos. Son usadas aleaciones especiales para resistir a la corrosión, y es menos costoso proveer tubos con aleaciones especiales que proveer tanto tubos como carcasa con aleaciones especiales.
- La corriente con el más bajo coeficiente de transferencia de calor fluye del lado de la carcasa porque resulta fácil diseñar tubos con aletas externas. En general, es mejor colocar la corriente con la tasa de flujo más baja en la carcasa. El flujo

turbulento es obtenido a bajo número de Reynolds del lado de la carcasa. El problema se presenta cuando los requerimientos anteriores son un conflicto, entonces el diseñador debe estimar intercambios y encontrar la opción más económica<sup>[14]</sup>.

#### ***II.10.3.2.- Separadores***

El término separador es aplicado a una 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 (agua/aceite); 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 pueden tener las diferentes fuerzas o principios físicos. Los principios fundamentales considerados para realizar la separación física de vapor, líquidos o sólidos son: el momentum o cantidad de movimiento, la fuerza de gravedad y la coalescencia. 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.



Fuente: Planta Extracción Jusepín

Figura 8. Separador Horizontal

### ***II.10.3.3.-Proceso de Expansión***

Los dispositivos que comúnmente se utilizan para producir la expansión del gas en plantas de extracción de líquido son: Turboexpansor y Válvulas J-T basadas en el efecto Joule-Thompson.

#### ***II.10.3.3.1.- Turboexpansor***

El turboexpansor es un dispositivo conformado por Expansor/Compresor, utilizado para enfriar el gas de proceso y recomprimir el gas residual. Su construcción es opuesta a un compresor centrífugo, el gas a alta presión ingresa a lo que normalmente sería el extremo de descarga de un compresor y fluye en sentido contrario, luego sale por la succión del mismo a menor presión.

Un gas a una temperatura por encima del cero absoluto contiene energía interna. No podemos visualizar la energía pero sabemos que existe, porque puede producir trabajo, esta energía es usada para accionar un compresor acoplado al expansor, el máximo enfriamiento del gas en un expansor ocurrirá a la máxima reducción de presión del gas, es decir, la mínima presión de salida del expansor y cuando el compresor acoplado tenga su carga completa.

La energía contenida en un fluido no puede ser creada o destruida pero si se remueve o se suministra energía de un fluido tal como un gas, entonces habrá un cambio correspondiente en el contenido calórico del gas (temperatura), presión o velocidad.

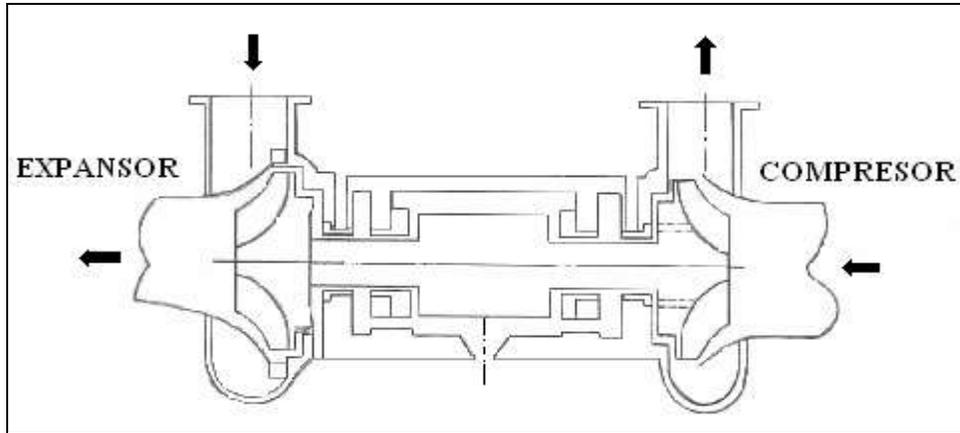
El gas de proceso entra al expansor, el cual es dirigido a la parte exterior de los álabes del impeler causando rotación, mientras fluye al centro del impeler y sale del expansor a una menor presión. La velocidad del expansor depende del volumen de gas manejado y la caída de presión al pasar por la unidad. En caso de que baje la presión de operación en el proceso, por paro del expansor y no suministre tal presión, actuará la válvula de expansión (J-T) asociada al sistema para compensarla.

La energía desarrollada en el expansor es usada por intermedio de un eje para mover un compresor de una etapa acoplado en el otro extremo, el gas residual entra por el centro del impeler del compresor y sale por los extremos de los álabes del impeler a mayor presión.

La selección de un proceso de Turboexpansor se requiere cuando las siguientes condiciones son exigidas:

- Gas Sello
- Alta caída de presión en la corriente de gas de entrada
- Alto recobro de etano o propano
- Requerimiento de distribución de planta
- Alta utilidad de costo
- Flexibilidad operacional (cambio de presión)

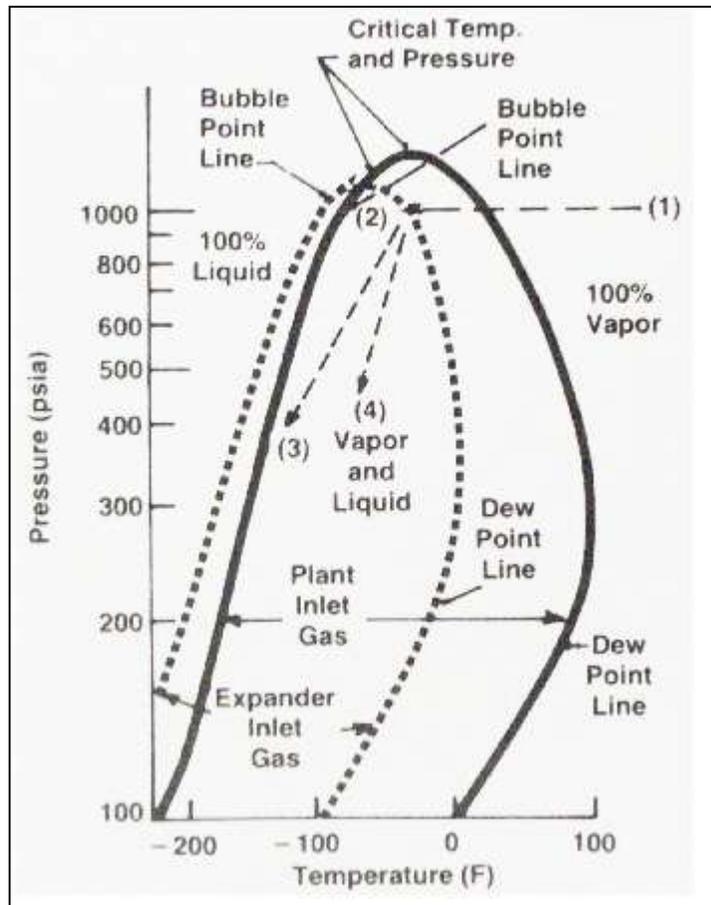
Si uno de estos factores coexiste generalmente el proceso de turboexpansión es seleccionado.



Fuente: Manual Técnico de Extracción de LGN

Figura 9. Diagrama del Expansor / Compresor

En la Figura 10 se puede observar un diagrama de presión-temperatura para un proceso de expansión, la curva sólida representa el gas de entrada a planta, la línea punteada representa el punto de rocío para una presión fija, si la temperatura del gas está al lado derecho de la línea del punto de rocío, el gas es 100 % vapor. Si el gas es enfriado, el líquido comienza a condensar cuando la temperatura alcanza la línea del punto de rocío. Si el enfriamiento continúa, más líquido es condensado, hasta alcanzar la línea de punto de burbujeo, la línea punteada de la izquierda. En este punto todo el gas está en estado líquido.



Fuente: Engineering Data Book, Volumen 1

Figura 10. Diagrama de Presión - Temperatura para un proceso de Expansión

El gas de entrada de la planta está representado en el punto 1, el gas es enfriado en un intercambiador y su temperatura se mueve hasta alcanzar el punto 2. El gas entra al separador de entrada al expansor, a fin separar el líquido del vapor. Este vapor tiene su propio diagrama presión-temperatura, representado por la curva segmentada. A la entrada del expansor el gas está sobre su línea de punto de rocío.

Cuando el gas fluye a través del expansor, su temperatura y presión se mueve a través de la línea punteada desde 2 hasta 3. El punto 3 representa la salida del expansor. La importancia de utilizar el expansor como fuerza motriz para mover un compresor se indica en esta figura. Si el gas es expandido sin producir cualquier

trabajo (Fuerza Motriz) la expansión toma lugar desde el punto 2 al 4. Esto es llamado Joule- Thompson o Expansión a Entalpía Constante. La presión y la temperatura son mayores que en un proceso de turboexpansión.

Note que la presión en el punto 4 no es más baja como la obtenida cuando el flujo pasa a través del expansor (punto 3). En este punto el proceso es adiabático sin generar trabajo, el gas no se enfría más que la temperatura del punto 3. El paso del punto 2 al 3 es un proceso isentrópico de expansión en la cual se genera trabajo y por lo tanto el gas sale más frío. Alta temperatura produce una disminución del Recobro de Producto. El uso del Expansor/Compresor permite reducir la presión de expansión sin uso de más compresión del gas residual<sup>[13]</sup>.

#### ***II.10.3.4.- Compresor acoplado al Expansor***

A condiciones de operación de la mayoría de los compresores acoplados a un expansor, es requerido 0,26 HP para aumentar la presión de 1 MMPCND en 1 psi. La energía requerida por el compresor dependerá del flujo de gas y la diferencia de presión a través de la máquina.

La rata de flujo al compresor será proporcional a la rata de flujo del gas a través del expansor, el flujo a través del compresor y expansor no será exactamente, sino aproximadamente igual.

El aumento de la presión es la presión de descarga menos la presión de succión y esta presión, a su vez, es la presión de salida del expansor menos la caída de presión debido a tubería y equipo por donde fluye el gas.

A mayor flujo, se requerirá más energía para mover el compresor. Esta será tomada del gas en el expansor, trayendo como consecuencia una disminución en la

temperatura. Sin embargo, existe una cantidad máxima de energía que puede ser tomada del gas. Si la carga del compresor es muy alta, el expansor no proveerá suficiente energía para manejarla y la unidad reducirá su velocidad debido a sobrecarga.

#### ***II.10.3.5.- Torres de Destilación***

La función principal de una columna de destilación es separar, mediante vaporización, una mezcla líquida de sustancias miscibles y volátiles en sus componentes individuales o en algunos casos en grupos de componentes.

Una columna de fraccionamiento separa una mezcla de dos o más componentes en virtud de la diferencia de sus volatilidades relativas o puntos de burbujeo. La volatilidad relativa de los componentes determina su dificultad en la separación por fraccionamiento, siendo la separación más difícil cuando la volatilidad es más baja.

Debido a que el calor se suple por el fondo del fraccionador y se retira por el tope, se crea un gradiente de temperatura entre los platos de tope y el fondo de la columna. Puesto que el vapor encuentra continuamente puntos de bajas temperaturas, el componente menos volátil se condensa, produciendo calor, el cual a su vez vaporiza el componente más volátil del líquido que entra al plato desde el plato inmediato superior. Este proceso de condensación y vaporización alternada origina un producto de tope enriquecido en el componente más volátil y un producto de fondo enriquecido en los componentes menos volátiles.

Una columna de fraccionamiento está dividida en dos secciones a ambos lados del plato de carga; la sección del tope se llama zona de rectificación y la del fondo zona de despojamiento. En la zona superior el componente más volátil es enriquecido

o rectificado. En la zona de fondo el componente más volátil es removido del componente menos volátil. En la zona de despojamiento, cada plato tiene mayor cantidad de líquido que de vapor, mientras en la zona de rectificación ocurre lo contrario.

La localización más adecuada del plato de alimentación de la torre es de difícil determinación. En el caso de mezclas policomponentes, el sitio de alimentación no está bien definido. Si cambia la ubicación del plato de carga para un sistema policomponente, cambiará también la composición del tope y del fondo, dependiendo del número de platos.

La temperatura de la carga es un punto importante en la operación de una columna. La condición óptima se obtiene cuando la alimentación entra en su punto de burbujeo, por lo tanto la alimentación a la columna debe corresponder con la temperatura de burbujeo a la presión de dicha unidad.

Cuando la temperatura de la carga está por encima de su punto de burbujeo o la presión es superior a la presión de la columna, ocurre cierta vaporización en la entrada del fluido a la torre; este vapor adicional en la zona de rectificación influye en el comportamiento de la columna.

La columna de desetanización es una torre fraccionadora en la cual el metano y el etano (componentes livianos) son separados de la mezcla de hidrocarburos líquidos. Los componentes livianos salen como producto de tope y los hidrocarburos líquidos (propano +) como productos de fondo. Se diferencia de la demás torres fraccionadoras en que tiene dos o más corrientes de alimentación en lugar de una sola, como ocurre en las torres fraccionadoras típicas.

Las variables más importantes que afectan la operación de una columna son:

1.- *Presión de la torre.* Esta afecta el grado de separación al cambiar la volatilidad relativa. Se debe operar a la menor presión posible para aumentar la volatilidad.

2.- *Temperatura de carga.* Normalmente resulta más económico que la alimentación entre en su punto de burbujeo por cuanto se requiere menor carga en el rehervidor de fondo, para cumplir con las especificaciones del producto.

3.- *Ubicación del plato de alimentación.* Si se tiene una alimentación con bajo contenido del componente más pesado y se desea obtener alta pureza en el producto de tope, requiere bajar el plato de alimentación para aumentar la zona de rectificación de la torre.

4.- *Variación de la composición de la alimentación.* En condiciones extremas la variación de la composición de diseño puede reducir la capacidad de la planta o, aún más, hacer físicamente imposible la generación de productos de especificación deseada, puesto que cambiarán los requerimientos energéticos de la torre, de acuerdo al contenido de componentes livianos y pesados.

5.- *Temperatura de fondo de la torre.* Esta variable permite enfriar o calentar el líquido en la zona de despojamiento. Si se requiere un producto de fondo, rico en componentes pesados, se enfría el fondo de la torre. Lo contrario implicaría una vaporización de dichos componentes.

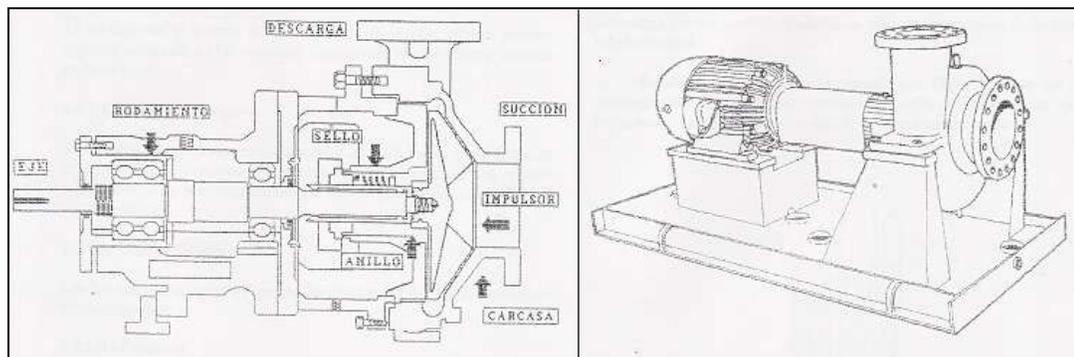
6.- *Relación de reflujo.* Permite obtener un aumento en la producción de líquidos al aumentar la rata de reflujo, debido a que esta corriente permite condensar los vapores que suben a través de la columna

### II.10.3.6.- Bombas Centrífugas<sup>[13]</sup>

Este tipo de bomba comprende una extensa familia de diseños donde la generación de presión se realiza por la conversión del cabezal de velocidad en cabezal estático. El movimiento de rotación de uno a más impulsores entrega energía al fluido que se desea bombear, incrementando su velocidad. La velocidad que entrega el impulsor al fluido es convertida en cabezal estático aprovechable o presión en la sección de difusión de la carcasa.

Las bombas centrífugas cubren un amplio rango de caudales y presiones que van desde 5 hasta 800 gpm y presiones diferenciales de 3 hasta 5000 lppcm.

La principal limitación de las bombas centrífugas es su dificultad para manejar eficientemente altas viscosidades. Estas bombas trabajan con una eficiencia razonable hasta viscosidades de 3000 SSU, a partir de aquí las bombas se hacen bastante ineficiente.



Fuente: Manual Técnico de Extracción de LGN

Figura 11. Bomba Centrífuga, tipo Succión Frontal

#### II.10.3.6.1.- Característica de Succión

Para que una bomba opere debe tener presión a la succión de manera que el líquido sea acelerado al interior del ojo impulsor. Todas las bombas requieren un

cabezal neto de succión positivo (NPSH, “Net Positive Suction Head”). El NPSH disponible en un sistema es descrito por la siguiente ecuación:

$$NPSH = HABS \pm Hs - Hf - Hvp \quad \text{Ec. 9}$$

Donde:

HABS: Presión Absoluta Barométrica.

Hs: Cabezal de succión o diferencia de nivel entre el centro de la bomba y el nivel de líquido.

Hf: Pérdidas por fricción.

Hvp: Presión de vapor del líquido bombeado.

Cuando el NPSH disponible es menor que el requerido ocurre cavitación en el ojo del impulsor. La cavitación es un fenómeno que ocurre cuando se forman burbujas de vapor en la entrada del impulsor y luego colapsan las áreas de alta presión de los impulsores.

El NPSH requerido por la bomba se puede decir que es una propiedad del diseño y se determina mediante una prueba donde el cabezal total es medido a una velocidad determinada y a una capacidad preestablecida, con estos valores fijos se varía el NPSH disponible. Para valores altos de NPSH se mantiene constante el cabezal, el NPSH se va reduciendo hasta que se produce una ruptura de la estabilidad del cabezal de descarga, el cual va afectando el rendimiento de la bomba.

#### ***II.10.3.6.2.- Operación con más de una Bomba***

Desde el punto de vista práctico y usando como referencia la experiencia de la industria petrolera, siempre lo que conviene es usar dos bombas con el 100 % de la

capacidad requerida, una operando y la otra en espera, esto facilita el mantenimiento, disminuye la inversión inicial y los costos de instalación.

#### ***II.10.3.6.2.1.- Bombas Operando en Paralelo***

Cuando las bombas trabajan en paralelo los caudales de cada una de ellas se suman a la misma presión de descarga. La operación en paralelo es útil cuando la curva de la hidráulica del sistema es plana, es decir el caudal predomina sobre la presión, allí se saca mayor provecho posible a la combinación de las bombas.



Fuente: Planta de Extracción Jusepín  
Figura 12. Bombas en Paralelo

#### ***II.10.3.6.2.2.- Bombas Operando en Serie***

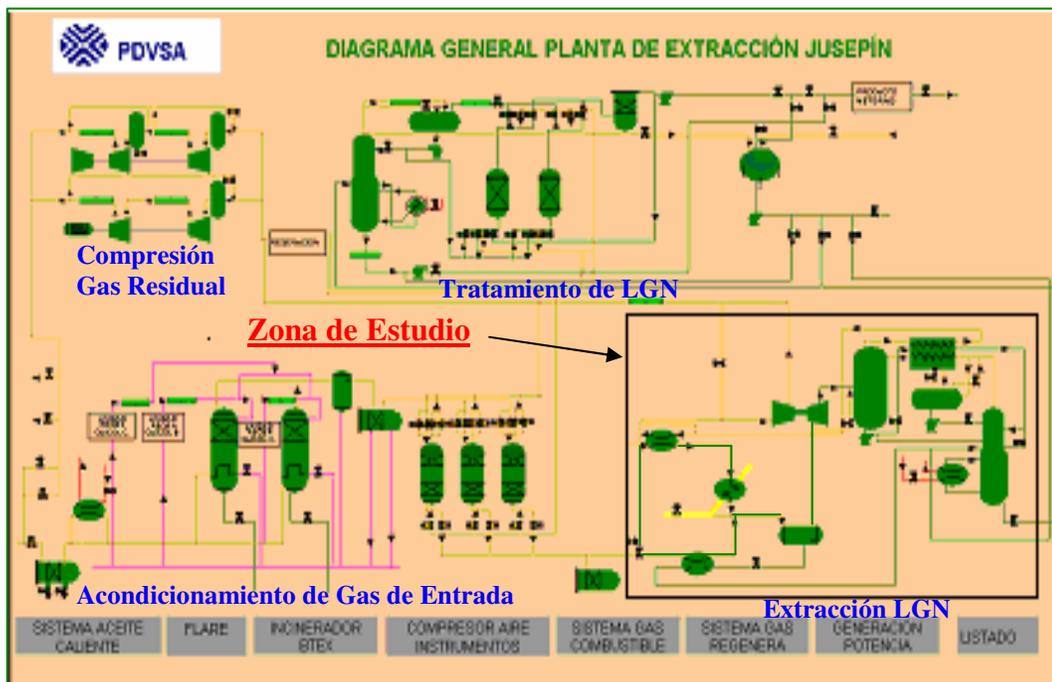
En algunos casos es necesario aplicar el arreglo en serie para responder a una necesidad operacional. El sistema de bombeo en serie consiste en bombas donde una de ellas es alimentada por la otra.

Estos arreglos se usan cuando se requieren bombas de alimentación para suplir fluidos a otra bomba de alto NPSH requerido, en sistemas de tuberías de altas pérdidas y gran longitud donde se requieren bombas de relevo, en sistemas de

pérdidas hidráulicas muy verticales, es decir de alta presión y bajo caudal relativo donde aplicar una bomba multietapas no es factible.

## II.11 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA PLANTA DE EXTRACCIÓN JUSEPÍN

En la Figura 13 se muestra el diagrama de proceso de la Planta de Extracción Jusepín.



Fuente: Sistema TDC 3000

Figura 13. Diagrama de Proceso de la Planta de Extracción Jusepín

La sección enmarcada en el recuadro negro corresponde a la sección de la planta que se consideró en el estudio. Las zonas distintas a la enmarcada, representan zonas de acondicionamiento del gas de entrada a planta así como tratamiento de líquido generado (LGN) y compresión de gas residual.

### ***II.11.1.- Sistema de Deshidratación***

En la zona de acondicionamiento del gas de entrada, este es sometido a un proceso de deshidratación debido a que todo gas extraído de los campos de producción contiene agua. Gran parte de esta agua se encuentra en forma líquida y puede ser removida fluyendo el gas a través de separadores y filtros. Sin embargo, aún después de pasar el gas por los separadores quedará agua en forma de vapor. Si este vapor se condensa parcialmente, por efecto de la variación de presión y temperatura del gas, podrían producirse diversos problemas en tuberías, tales como: corrosión en tuberías causada por el H<sub>2</sub>S y/o CO<sub>2</sub>, reducción de la capacidad de transmisión de gas en las tuberías y formación de hidratos<sup>[10]</sup>.

El proceso de deshidratación del gas natural se lleva a cabo mediante torres contactoras que utilizan Trietilenglicol como medio de absorción de agua<sup>[3]</sup>. Este proceso consiste en poner en contacto una solución de trietilenglicol con una corriente de gas en una torre absorbadora, la cual puede ser de platos o empacada. El gas entra por el fondo de la torre y la solución de glicol por el tope. A medida que el gas fluye hacia arriba, va siendo despojado del mayor porcentaje de agua contenido en la corriente<sup>[5]</sup>. A través de este sistema se reduce el contenido de agua a 1,6 lb/MMSCF.



**Fuente: Planta de Extracción Jusepín**  
**Figura 14. Torres Contactoras, Zona de Deshidratación**

La planta de extracción Jusepín cuenta con una segunda etapa de deshidratación en donde el gas pasa por unas torres denominadas tamices moleculares, basadas en el principio de adsorción física. Este principio se fundamenta en la capacidad especial que presentan ciertos sólidos para hacer que sustancias específicas de una solución se concentren en su superficie, quedando adheridas a esta. De esta manera, los componentes de una solución líquida o bien los de una corriente gaseosa, puedan ser separados por la adsorción.

La adsorción física, conocida como adsorción de Van der Waals, es un fenómeno fácilmente reversible, el cual resulta de las fuerzas intermoleculares de atracción que se producen entre las moléculas de sólido (adsorbente) y las de la sustancia retenida (adsorbato).

Cuando las fuerzas intermoleculares de atracción entre un sólido y un gas (adsorbente-Vapor de agua) son mayores a las fuerzas de atracción existentes entre las moléculas en el mismo gas (Gas natural-Vapor de agua), el adsorbato (vapor de agua)

puede condensarse sobre la superficie del sólido, aunque su presión de vapor sea mayor a la presión del sistema.



Fuente: Planta de Extracción Jusepín  
Figura 15. Tamices Moleculares, Zona de Deshidratación

### ***II.11.2.- Enfriamiento del Gas Seco***

La corriente de gas seco proveniente de la zona de deshidratación, es dividida en dos corrientes. La de mayor proporción, 227,5 MMSCFD, es enfriada con el gas de residuo en el intercambiador E-0315 A/B, y con propano en el enfriador E-1350.

La segunda corriente, 122,5 MMSCFD, es enfriada con el líquido proveniente del separador de entrada del expansor V-0320, en el intercambiador de la alimentación de la desetanizadora E-0310. Las dos corrientes son mezcladas y enviadas al separador V-0320. El vapor sale del separador y es enviado al expansor C-0325, y el líquido al intercambiador E-0310, para luego alimentar a la torre desetanizadora.

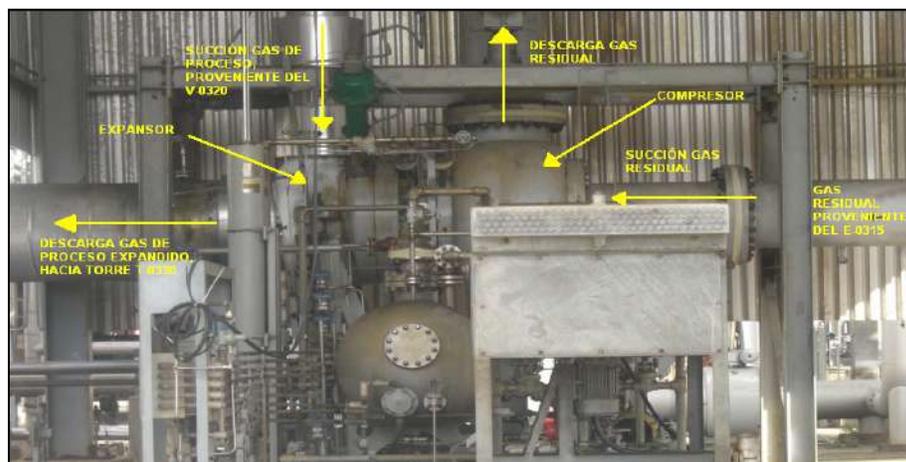


Fuente: Planta de Extracción Jusepín

Figura 16. Sistema de Enfriamiento de Gas Seco

### II.11.3.- Expansión del Gas Seco

La corriente de vapor proveniente del separador V-0320 es expandida 245 psig en el turboexpansor C-0325. A causa de esta expansión, la temperatura decae, produciendo aproximadamente una potencia de 8312 BHP. Esta energía es utilizada para comprimir el gas residual antes de la compresión final. La corriente bifásica generada a la salida del expansor es enviada al fondo de la torre recontactora T-0330, la cual recupera el propano de la corriente de livianos.



Fuente: Planta de Extracción Jusepín

Figura 17. Expansor / Compresor C-0325

#### ***II.11.4.- Torre Recontactora***

La torre recontactora, T-0330, es una columna de absorción de 16 platos que opera a una presión de 245 psig. La corriente alimentada por el tope, proviene del tambor de reflujo de la torre desetanizadora. Esta es rica en metano y etano y pobre en propano. A medida que la porción de vapor de la corriente alimentada por el fondo sube a través de la torre, se pone en contacto con el líquido frío que entra por el tope, ocasionando que los livianos del líquido del tope volatilicen. Esto tiende a enfriar el líquido que fluye hacia el fondo de la torre, y a su vez los vapores que suben a través de la torre enfrían aún más el líquido. Este efecto de enfriamiento hace que los vapores del tope salgan a más baja temperatura que sus alimentaciones. Debido a esto, la torre recontactora es capaz de recuperar propano de la corriente de gas de expansor.

El gas que sale por el tope de la recontactora es precalentado en el E-0360 con las corrientes del fondo de la T-0330 y con la corriente de tope de la desetanizadora T-0380, y calentado en el E-0315, para ser comprimido en el turboexpansor C-0325.

El líquido que sale por el fondo de la torre recontactora es impulsado a través de la bomba P-0350 A/B y enviado hacia el condensador de la desetanizadora E-0360. Esta corriente se envía como alimentación de tope a la desetanizadora T-0380.



Fuente: Planta de Extracción Jusepín  
 Figura 18. Torre Recontactora T-0330

#### *II.11.5.- Torre Desetanizadora*

La torre desetanizadora es una columna de destilación de dos secciones de diferente diámetro. Esta opera a 340 psig y posee dos alimentaciones. La principal es introducida a nivel del plato N° 27 y separa las dos secciones de la torre. Proviene del fondo del separador V-0320, pasando primero por el intercambiador E-0310 A/B. La segunda alimentación se introduce a nivel del plato N° 11. Proviene del fondo de la torre recontactora T-0330, pasando antes por el intercambiador E-0360 para ser calentada.

La función de la torre desetanizadora es separar el etano del propano, produciendo una corriente de fondo que contiene 97 % o más del propano presente en el gas de entrada. Para esto, la corriente de tope es enfriada en el intercambiador de tope E-0360 y enviada al acumulador V-0370, donde el líquido condensado es

enviado como reflujo a la desetanizadora por la bomba P-0375 A/B. La corriente de vapor, por su parte, es dirigida al mismo intercambiador, E-0360, para ser posteriormente alimentada al tope de la torre recontactora T-0330, donde se mejora la extracción del propano de los componentes livianos. Parte del fono de la torre se calienta en el rehervidor con aceite caliente y se alimenta al fondo de la misma. El líquido de gas natural (LGN) que sale por el fondo es enviado a la zona de acondicionamiento de LGN, donde se garantiza la especificación del producto, luego es despachado al poliducto para enviarse a Jose.



Fuente: Planta de Extracción Jusepín  
Figura 19. Torre Desetanizadora T-0380

## II.12.- SIMULACIÓN DE PROCESO

Los simuladores de proceso son instrumentos de cálculo que permiten realizar evoluciones confiables de diversos procesos, proporcionando información útil para el diseño conceptual y/o básico, así como el estimado de costos de los equipos. Además,

a través de los simuladores es posible analizar el comportamiento de plantas existentes que pueden ser sometidas a diversas condiciones de operación, a fin de analizar la respuesta del proceso a estas modificaciones.

La terminología empleada en los simuladores para la denominación y descripción de los equipos y/o procesos que se pueden simular con ellos es la que comúnmente se aplica en la ingeniería de procesos, por lo que los hacen más comprensible.

Las partes esenciales de un simulador de procesos son sus modelos matemáticos, conjunto de ecuaciones que relacionan entre sí las variables del proceso, tales como: temperatura, presión, flujo, composición, etc. Los modelos matemáticos fundamentales en un simulador de proceso son las ecuaciones de estado, las cuales se utilizan para predecir propiedades termodinámicas de los fluidos. Entre las ecuaciones de estado más usadas en la industria del gas natural se encuentran: Soave-Redlich-Kwong (SRK), Peng-Robinson (PR).

El frecuente uso de las ecuaciones de estado antes mencionadas se debe a que son aplicables a componentes puros y mezclas multicomponentes, en fase gaseosa, líquida y/o sólida; además predicen con buena precisión cambios de entalpía, entropía y equilibrio de fases para sistemas gas-agua-hidrocarburos. Las ecuaciones de estado PR y SRK, han dado resultados satisfactorios cuando se aplican en un rango de presión que va de 0 a 5000 psig y temperatura de los -160 a 800 °F.

### II.13. METODO TERMODINAMICO PENG-ROBINSON (PR)<sup>[5]</sup>

La ecuación de estado PR es una modificación de la ecuación de estado SRK. Sin embargo, en las regiones críticas SRK predice el equilibrio líquido – vapor con poca aproximación, mientras que PR da mejores resultados en estas regiones. Las densidades estimadas pueden alcanzar desviaciones del 10 al 20 %. No se recomienda para sistemas alejados de la idealidad.

Las aplicaciones típicas en las cuales este método reporta mejores resultados corresponden a desetanizadoras, desbutanizadoras, separadores etano – etileno, propano – propileno y absorbedores de la cola liviana.

La ecuación de SRK es la siguiente:

$$P = \frac{RT}{(V-b)} - \frac{a(T)}{V(V+b)} \quad \text{Ec.10}$$

La ecuación de PR fue diseñada para mejorar las predicciones de la ecuación SRK con respecto la densidad del líquido pobre, introduciendo un término dependiente de la temperatura más general, resultando la siguiente ecuación:

$$P = \frac{RT}{(V-b)} - \frac{a(T)}{V(V+b)} + b(V-b) \quad \text{Ec. 11}$$

Donde,

$$b = \sum_i x_i b_i \quad \text{Ec. 12}$$

$$b_i = 0,077796 \frac{T_{ci}}{P_{ci}} \quad \text{Ec. 13}$$

$T_{ci}$ ,  $P_{ci}$  : Temperatura y Presión Crítica del componente i

$$a(T) = \sum_i \sum_j x_i x_j (a_i a_j)^{1/2} (1 - k_{ij}) \quad \text{Ec. 14}$$

$$a_i = a_{ci} \alpha_i \quad \text{Ec. 15}$$

$$a_{ci} = 0,457235 \frac{(RT_{ci})^2}{P_{ci}} \quad \text{Ec. 16}$$

$$\alpha^{0,5} = 1 + m_i (1 - T_{ri}^{0,5}) \quad \text{Ec. 17}$$

$$m_i = 0,37646 + 1,54226 \omega_i - 0,26992 \omega_i^2 \quad \text{Ec. 18}$$

$\omega_i$  = Factor acéntrico para el componente i

$k_{ij}$  = Constante de interacción binaria para los componentes i y j.

#### II.14.- CÁLCULO DE LA EFICIENCIA DE PLANTA EN BASE AL RECOBRO DE C3<sup>[4]</sup>.

La eficiencia en base a recobro de C3+ se define como la relación de moles o masa de esta fracción (propano y más pesados) extraído como líquido de la corriente de gas de alimentación.

En la figura 14 se muestra un diagrama de las corrientes de alimentación y producto de una planta de extracción definida como:

E: Masa de gas de entrada en base molar

R: Masa de gas residual en base molar

L: Masa de LNG en base molar

Igualmente se definen las siguientes fracciones molares de los pseudocomponentes  $Y_1$  y  $Y_2$ , donde:

$$Y_1 = Y_{C02} Y_{C1} Y_{C2}$$

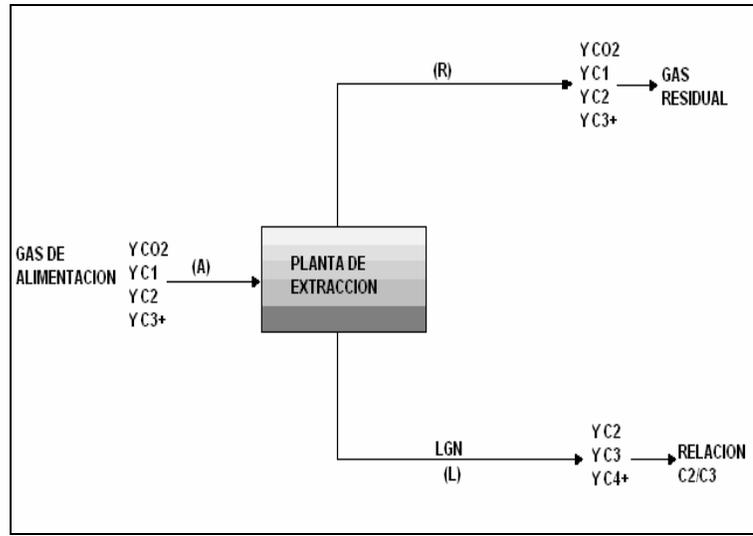
$$Y_2 = Y_{C3+}$$

$Y_{CO_2}$  = Fracción Molar de  $CO_2$

$Y_{C1}$  = Fracción Molar de C1

$Y_{C2}$  = Fracción Molar de C2

$Y_{C3+}$  = Fracción Molar C3+



Fuente: Manual técnico de Extracción de LGN  
 Figura 20. Diagrama de Flujo para el Balance de Masa

Balance molar del pseudocomponente  $Y_1$ :

$$Y_{1(E)} * E = Y_{1(R)} * R \quad \text{Ec. 19}$$

Balance molar del pseudocomponente  $Y_2$ :

$$Y_{2(E)} * E = Y_{2(L)} * L + Y_{2(R)} * R \quad \text{Ec. 20}$$

La eficiencia del C3+ como se define:

$$Eficiencia = \left[ \frac{Y_{2(L)} * L}{Y_{2(E)} * E} \right] \quad \text{Ec. 21}$$

Dividiendo  $Y_{2(E)} * E$  en la ecuación 19, se tiene:

$$\frac{Y_{2(E)} * E}{Y_{2(E)} * E} = \frac{Y_{2(L)} * L}{Y_{2(E)} * E} + \frac{Y_{2(R)} * R}{Y_{2(E)} * E} \quad \text{Ec. 22}$$

$$1 = \text{eficiencia} + \frac{Y_{2(R)} * R}{Y_{2(E)} * E} \quad \text{Ec. 23}$$

$$\text{Eficiencia} = \left( 1 - \frac{Y_{2(R)} * R}{Y_{2(E)} * E} \right) * 100 \quad \text{Ec. 24}$$

De la ecuación 18 se tiene que:

$$\frac{R}{E} = \frac{Y_{1(E)}}{Y_{1(R)}} \quad \text{Ec. 25}$$

Sustituyendo Ec. 24 en Ec. 23, resulta:

$$\text{Eficiencia} = \left( 1 - \frac{Y_{2(R)} * Y_{1(E)}}{Y_{2(E)} * Y_{1(R)}} \right) * 100 \quad \text{Ec. 26}$$

#### **II.14.1.- Cálculo del Recobro de Propano de Planta**

El recobro de propano se define como la relación de moles o masa de esta fracción (C3) extraído como líquido de la corriente de gas de alimentación, está definido así:

$$\text{Recobro} = \left[ 1 - \frac{Y_{C3(R)} * Y_{C1(E)}}{Y_{C3(E)} * Y_{C1(R)}} \right] * 100 \quad \text{Ec. 27}$$

#### **II.14.2.- Cálculo para la Producción de LGN**

A partir del balance de masa la fórmula que determina la producción de LGN es la siguiente:

$$P_{LGN} = P_{C3+} - GA * GPM * \text{Eficiencia} * 23,81 \quad \text{Ec. 28}$$

Donde,

$P_{LGN}$  : Producción de LGN

$P_{C3+}$ : Producción de Propano y más pesados

*GPM*: galones de hidrocarburos condensados por 1000 pies cúbicos de gas procesado.

El factor 23,81 resulta de la conversión de MMSCFD a barriles por día (BPD).

#### ***II.14.3.- Relación C2/C3***

La fracción C2/C3 es la relación molar de etano y propano contenido en la corriente de LGN. Esta variable especifica el contenido de etano en la corriente de LGN y se determina mediante la siguiente expresión:

$$\boxed{\text{Relación } C2/C3 = \frac{\text{Moles } C2}{\text{Moles } C3} = \frac{\%C2}{\%C3}} \quad \text{Ec.29}$$

Donde,

Moles C2: moles o porcentaje molar de C2 presentes en la corriente de LGN

Moles C3: moles o porcentaje molar de C3 presentes en la corriente de LGN

### **III.- MARCO METODOLÓGICO**

#### **III.1.-TIPÓ DE INVESTIGACIÓN**

La investigación realizada es de tipo descriptiva, debido a que se describen situaciones, eventos y hechos, observándolos tal y como ocurren en la realidad y sin manipular deliberadamente las variables. Siendo una investigación descriptiva la que busca especificar las propiedades y características de personas y grupos u otro fenómeno que se someta a un análisis.

#### **III.2.-PROCEDIMIENTO METODOLOGICO**

##### ***III.2.1.- Consideraciones Generales***

El estudio que se llevó a cabo, se realizó siguiendo una metodología que permitió en primer lugar determinar el comportamiento del proceso y las dificultades presentadas a nivel operacional en planta por el manejo de baja calidad del gas de entrada, y en segundo lugar proponer las condiciones operacionales que permitieran a la Planta de Extracción Jusepín operar en forma óptima garantizando calidad e integridad mecánica de los equipos y sistemas que la conforman. El planteamiento y evaluación de los escenarios posibles para la búsqueda de la optimización del proceso, tuvo como base obtener un alto porcentaje de recobro en propano y más pesados (> 94 %).

##### ***III.2.2.- Búsqueda de información técnica del proceso en Planta de Extracción Jusepín.***

Para la obtención de la información técnica, en primer lugar fue necesario la familiarización con la filosofía de operación de la planta. Esto se logró a través de la

observación directa en campo de todas las etapas que conforman el proceso, apoyado con el manual de operaciones de la planta y diagramas de flujo de la planta.

Una vez entendido el proceso, se procedió a la búsqueda de la información técnica, basándose en: hoja de especificaciones de equipos y sistemas, entrevista directa con los operadores de planta, estadística operacional de la planta.

A través de las hojas de especificación fue posible establecer comparación entre los parámetros de diseño y funcionamiento real de los equipos. De esta manera, se logró determinar si las variables se encontraban dentro de los rangos para lo cual fueron diseñados.

Por otro lado, mediante la entrevista directa a los operadores de planta, se logró establecer las sensibilidades del proceso, especificando la recurrencia de fallas de equipos y sistemas.

### ***III.2.3.- Simulación de la Planta de Extracción Jusepín.***

Para el montaje de la simulación, fue necesario seguir una serie de pasos tales que permitiera reproducir un modelo que se ajustara al funcionamiento actual de la planta, y a partir de allí, hacer las evaluaciones de los distintos escenarios como resultado de las variaciones en la calidad del gas de proceso.

#### ***III.2.3.1.- Recolección de datos operacionales.***

La recolección de los datos operacionales, consistió en la medición de las variables composición, temperatura, flujo y presión de algunas corrientes claves del proceso. En la Tabla A1 del apéndice A, se muestra la composición de las corrientes, obtenidas mediante análisis cromatográfico realizado con el apoyo del Laboratorio de Calidad de la Planta de Extracción Santa Bárbara.

Los parámetros temperatura, presión y flujo se pueden observar en el apéndice A desde la Tabla A2 a la A6. Para la obtención de estos datos, se utilizó una herramienta llamada Infoplus la cual permite almacenar en una base de datos el histórico de las variables operacionales de la planta, tomados directamente del Sistema de Control Distribuido de la Planta actualizándolos continuamente. Esta herramienta a su vez permite que los Ingenieros de Operación y Procesos puedan observar en tiempo real desde sus oficinas el comportamiento de planta y así llevar seguimiento de las operaciones. Otros parámetros tales como presión y temperatura, fueron medidos directamente en campo, donde no se cuenta con transmisores que envíen la información a sala de control; en estos casos la planta cuenta con medidores locales. Ejemplo de ello fue la colocación del termómetro para medir la temperatura de salida del gas del intercambiador E-1350 y el manómetro para obtener la presión de salida del líquido en la descarga de la válvula LV-320, en el fondo del separador V-0320.

### ***III.2.3.2.- Toma de muestras en las corrientes de proceso***

Se realizó una selección de los puntos de muestreo, en función de la disponibilidad de puntos de muestra en campo y las necesidades a nivel de alimentación al simulador para que el modelo fuese lo mas real posible; las fracciones molares se muestran en la Tabla A1 del apéndice A. La toma de muestra se realizó por duplicado, bajo condiciones similares de operación y alimentación de gas, para tener certeza en la información.

### ***III.2.3.3.- Rango de variación del GPM.***

Para establecer las riquezas del gas que se evaluarían, se realizó un análisis sobre el comportamiento de dicha riqueza en el tiempo, tomando los valores de la base de dato denominada Gesgas, donde se almacenan datos como gas procesado, GPM, relación C2/C3 en el LGN, producción de líquido, etc., correspondientes a las plantas que conforman el Complejo Criogénico de Oriente. El resultado de ese análisis se muestra en el capítulo IV.

### ***III.2.3.4.- Montaje de la simulación***

#### ***III.2.3.4.1.- Escenario Base***

Para comenzar a realizar la simulación, en primer lugar se definió el modelo termodinámico para el cálculo de las propiedades físicas de los fluidos manejados, en este caso Peng-Robinson (permite obtener resultados más precisos en sistemas de equilibrio, dentro de los rangos de temperatura alcanzadas en el proceso). En segundo lugar se definieron todas las corrientes de alimentación necesarias para montar el modelo (presión, flujo, temperatura y composición). Partiendo de los valores reportados en las Tablas A1 hasta A6 del apéndice A, correspondientes a la hora 9:30 a.m., se inició la simulación definiendo la corriente de gas de entrada:

Temperatura: 109 °F

Flujo: 350 MMPCND

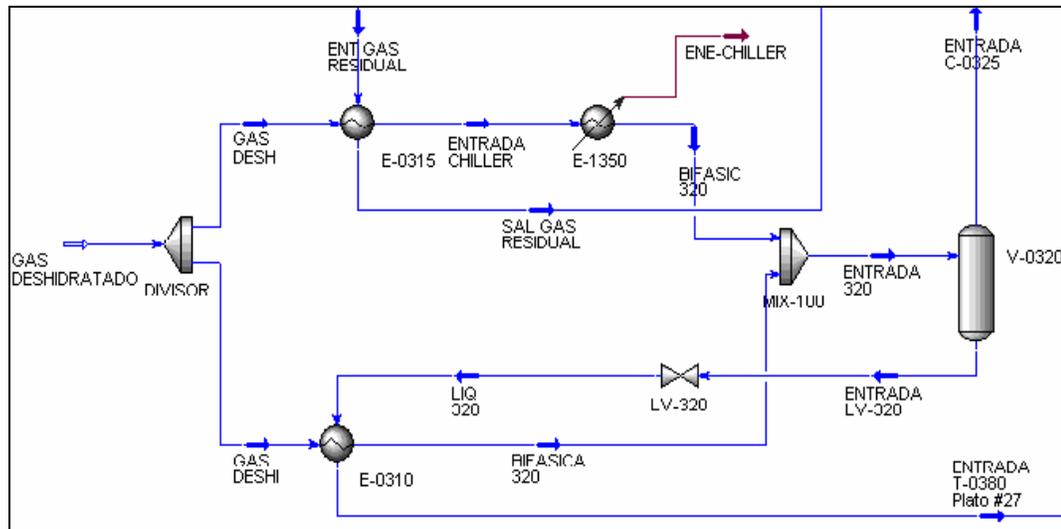
Presión: 1220 psig

Composición: reportada como gas entrada en la Tabla A1 del apéndice A.

#### ***III.2.3.4.1.1- Zona de enfriamiento de alta presión***

Una vez establecida la corriente de gas de alimentación, se procedió a simular la zona de enfriamiento de alta presión definiendo los intercambiadores E-0310, E-0315 y E-1350 al igual que el separador bifásico V-0320.

Para realizar la simulación de esta zona, fue necesario tomar algunas corrientes como referencia, de forma tal, que se produjera la corrida del circuito que comienza con la corriente de gas deshidratado, pasando por los intercambiadores E-0310, E-0315, E-1350, y cerrando en el separador V-0320. Estas corrientes fueron la entrada del líquido proveniente del V-0320 al E-0310 y la entrada del gas residual al E-0315 (correspondientes a la toma de muestras realizadas). Luego que el simulador generó la corrida del separador V-0320, la corriente líquida se introdujo a la válvula LV-0320 (válvula de expansión), a la cual se le definió la presión de descarga y el programa calculó la temperatura de salida, esta corriente fue la que sustituyó la corriente que había servido de referencia en el E-0310 (En la Figura 21, LIQ 320). Por otro lado, la corriente de referencia “ENT GAS RESIDUAL” en el intercambiador E-0315, debido a que es una corriente producto del desarrollo del proceso aguas abajo de esta zona, fue necesario seguir con la simulación de las otras secciones de la planta y luego sustituir esta corriente por la que generaría el simulador.



Fuente: Simulador HYSYS 3.2

Figura 21. Zona de enfriamiento de alta presión

### Intercambiadores E-0310, E-0315 y E-1350

Los intercambiadores E-0310, E-0315 son del tipo carcasa y tubo, donde el gas de alimentación pasa por los tubos y el fluido refrigerante por la carcasa. A nivel de corrientes de alimentación a los intercambiadores, se definió temperatura, presión, flujo y composición según Tablas A1 y A2 del apéndice A correspondientes a la hora 9:30 am, mientras que a los intercambiadores como tal se le estableció caídas de presión tanto en carcasa como en tubo. El chiller de propano E-1350 dentro del contexto del simulador se identifica como *cooler*, y solo bastó definirle a temperatura de salida del gas, basado también en las tablas del apéndice A.

### Separador V-0320

Para la corrida del separador, solo bastó con introducir la corriente de alimentación (En la Figura 21, ENTRADA 320), y definir una caída de presión estimada dentro del mismo.

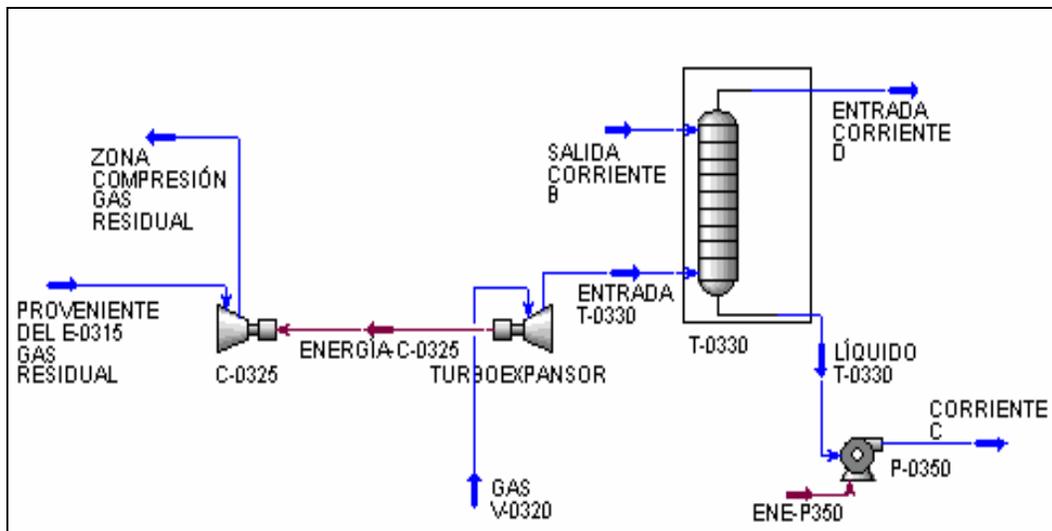
**Válvula LV-320:**

Por ser una válvula de expansión, se estableció la presión a la descarga en función de la temperatura y la presión de la torre T-0380.

**III.2.3.4.1.2.- Zona de turboexpansión y Precompresión (C-0325), Torre Recontactora (T-0330).**

**Turboexpansor y Precompresor:**

En el programa de simulación, el turboexpansor se puede definir estableciéndole uno de los siguientes parámetros: temperatura a la descarga ó potencia ó presión de descarga. En este caso, se suministró la temperatura a la descarga; los datos de entrada estaban definidos por la corriente de gas proveniente del separador V-0320, de la zona de enfriamiento de alta presión. Adicionalmente, la energía generada por el turboexpansor fue la misma energía que se le suministró al precompresor de gas residual C-0325, donde ya con este parámetro el simulador calculó la temperatura de salida del gas que iría luego a la zona de compresión.



Fuente: Elaboración Propia

Figura 22. Zona de Turboexpansión y Precompresión, Torre Recontactora

### **Torre Recontactora**

Para simular la torre Recontactora T-0330 (en el simulador está representada como *Absorber*), se tuvo que tomar la corriente de tope (salida corriente B del intercambiador E-0360) como referencia, de la misma forma como se hizo en la simulación de la zona de enfriamiento de alta presión, basándose en las tablas de parámetros A1 (Composiciones), A5 (Intercambiador E-0360 y Separador V-0370) del apéndice A. El número de platos se definió en función de la eficiencia de la torre, es decir, se varió la eficiencia de tal forma que los parámetros de las corrientes de salida de la torre (Entrada Corriente D y Líquido T-0330), coincidieran con los valores reales tomados de campo. Esto se logró con una eficiencia de 70 %, representado en 11 platos. A la torre se le establecieron la presión de tope y la de fondo, en función de los parámetros medidos en planta.

### **Bombas P-0350 y P-0375**

Para producir la corrida de las bombas, basta con establecer la presión de descarga ó el delta de presión. En este caso basado en los datos medidos en planta y reportados en el apéndice A, se definió el primer parámetro.

#### ***III.2.3.4.1.3.- Zona de enfriamiento de baja presión.***

### **Intercambiador E-0360**

Esta zona está conformada principalmente por el intercambiador E-0360, un intercambiador de corrientes múltiples. Para producir la corrida de este equipo, fue necesario definir las 4 corrientes de entrada y establecer tres temperaturas de salida, así como las caídas de presión de cada corriente. Las corrientes de entrada identificaron de la siguiente manera:

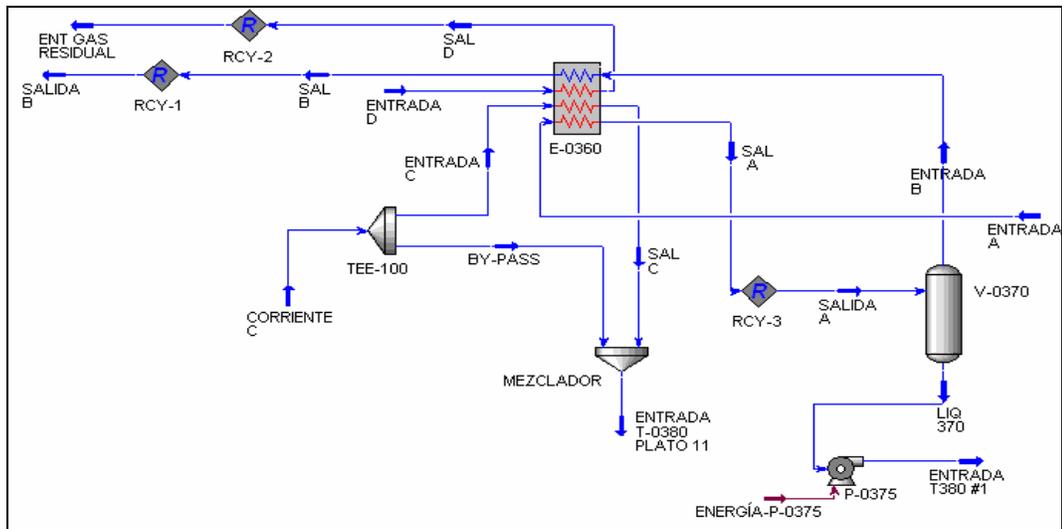
Entrada C: esta corriente proveniente del fondo de la torre T-0330, quedó definida una vez que se simuló esta torre. Se dividió en dos corrientes desviando aproximadamente 55 % al intercambiador (La corriente C posee una línea que desvía el liquido proveniente del fondo de la torre T-0330 hacia la torre T-0380, evitando que pase por el intercambiador, tal como se puede observa en la Figura 23), y el resto se unió con la salida de la corriente C del intercambiador para entrar a la torre T-0380 en el plato 11.

Entrada D: siendo esta corriente la salida de tope de la torre Recontactora (T-0330), al producir la corrida de la torre, quedó automáticamente definida.

Entrada B: para definir esta corriente, fue necesario en primer lugar simular el separador de baja presión V-0370, y la corriente de gas producto de la separación, sería la entrada de la corriente B. Los datos de entrada en la alimentación al separador V-0370, se tomaron de las tablas A1 (composición), A5 (temperatura de salida de la corriente A en el E-0360) y A6 (presión de tope de la torre T-0380) del apéndice A.

Entrada A: esta corriente quedó definida al obtener la simulación de la T-0380 (Torre Desetanzadora).

Con respecto a las corrientes de salida, se establecieron las temperaturas de las corrientes A, B y D, según valores reales obtenidos del proceso y reportados en la A5 del apéndice A, el simulador calculó la salida de la corriente C.



Fuente: Elaboración Propia

Figura 23. Zona de enfriamiento de baja presión

#### III.2.3.4.1.4.- Zona de Estabilización del LGN (Torre T-0380)

Esta zona está representada por la torre de separación T-0380 llamada Desetanzadora. En el simulador se identifica como *Reboiler Absorber*, para su especificación fue necesario establecer dos corrientes de referencia, que después serían sustituidas por las corrientes producto de la corrida de equipos aguas arriba de la torre, como es el caso de la salida C del intercambiador E-0360 y salida líquida del separador V-0370; los parámetros de estas corrientes se encuentran en el apéndice A. La tercera corriente que alimenta la torre, es la salida bifásica del intercambiador E-0310, definida por la corrida de la zona de enfriamiento de alta presión.

Al igual que la torre Recontactora (T-0330), el número de platos definido en la T-0380 se hizo en función de la eficiencia, variándola de tal manera que las variables en las salidas (Entrada A y LGN) se acercaran lo más posible a valores reales, al final resultó de 83 % representada en 39 platos. Además, se establecieron las temperaturas

y presiones de tope y fondo tomando en cuenta la caída de presión a lo largo de la torre. Estos valores se pueden observar en la tabla A6 del apéndice A. Adicionalmente, se le definió el parámetro de calidad del LGN en el fondo de la torre para la corrida, representada por la relación C2/C3 igual a 0,016 por exigencias del cliente (Planta de Fraccionamiento Jose).

Los resultados obtenidos en la simulación del escenario base, se muestran en el capítulo IV.

#### ***III.2.3.4.2.- Escenarios Propuestos***

Para realizar las simulaciones de los distintos escenarios operacionales, se tomaron en cuenta las siguientes consideraciones:

- El planteamiento de cada escenario partió de la definición de la riqueza del gas. Se tomaron en cuenta calidades del gas que iban desde 3.1 hasta 3.4, basados en el análisis descrito en el punto IV.1 del capítulo IV. Adicionalmente, en la corriente de gas de entrada se estableció para cada caso, la temperatura de entrada máxima contemplada en el diseño de planta (110 °F), mientras que la presión se mantuvo en los 1220 psig para todos los casos.

- Para el caso en que la riqueza era de 3.4, se simularon de manera independiente los intercambiadores E-0310 y E-0315 de la zona de alta presión, con la finalidad de evaluar el funcionamiento actual. Se tomaron condiciones reales de operación y se llevaron al simulador, obteniéndose los coeficientes de transferencia de calor UA que actualmente están presentando cada uno de ellos. Estos valores

fueron los utilizados para determinar el escenarios propuesto bajo esta calidad del gas y se pueden observar en la Tabla 5 ubicada en el capítulo IV.

- A los separadores V-0320 (zona de alta presión) y V-0370 (zona de baja presión) se les estableció una caída de presión de 10 psi.

- Para producir la corrida del turboexpansor se definió en cada caso la temperatura a la descarga, el simulador calculó la presión.

- Las torres T-0330 y T-0380 se simularon a partir de la eficiencia obtenida en el escenario base. En el caso particular de la T-0380, se dejó fijo en cada caso la especificación correspondiente a la relación C2/C3 en el fondo, establecida en 0,016.

- La simulación para cada caso del intercambiador E-0360 de la zona de baja presión, se generó a partir de la definición de las temperaturas en las corrientes de salida.

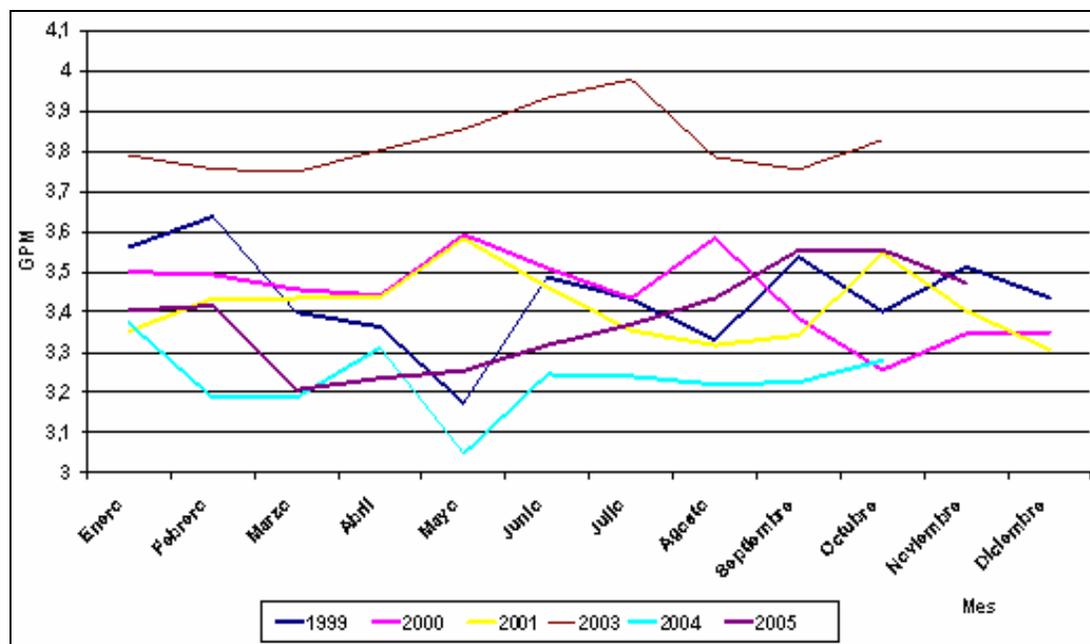
## IV.- DISCUSION DE RESULTADOS

En este capítulo se presentarán y analizarán los resultados obtenidos de los distintos escenarios operacionales propuestos, tomando en cuenta los objetivos trazados en el estudio.

En primer lugar, se analizará el comportamiento termodinámico del gas, seguido de la verificación de los equipos y sistemas existentes actualmente en planta, ante las nuevas condiciones operacionales.

### IV.1.- COMPORTAMIENTO ANUAL DE LA RIQUEZA DEL GAS DE ENTRADA

Para establecer la variación de la calidad del gas de entrada, fue necesario realizar un análisis del comportamiento del GPM en el tiempo. En la figura 16 se puede observar este comportamiento desde el año 1999 hasta 2005.



Fuente: Elaboración Propia.

Figura 24. Comportamiento anual del GPM

Al observar el gráfico de la Figura 24, es notable que el GPM se mueve entre la banda correspondiente a 3,1 y 3,6, sin embargo, para el mes de diciembre de cada año la tendencia fue a 3,4 de GPM, a excepción de los otros años, en el 2003 la riqueza del gas estuvo entre 3,7 y 4, pero en el mismo gráfico se puede observar que para el mes de enero del año 2004, la riqueza se encontraba decayendo, es decir, para finales del año 2003, el GPM había descendido aproximadamente hasta 3,4 con tendencia a seguir disminuyendo, como se puede observar en los meses de enero y febrero del 2004 cuando alcanzó un GPM de 3,2. En base a esta data, escenarios planteados, se realizaron a partir de la variación de la riqueza del gas entre 3,1 y 3,4.

#### **IV.2.- ANÁLISIS DE LA VARIACIÓN EN LA RIQUEZA DEL GAS QUE ALIMENTA A LA PLANTA DE EXTRACCIÓN JUSEPÍN**

Por diseño se consideró que la planta trabajaría con una riqueza del gas donde el menor porcentaje molar de propano sería de aproximadamente 7 %. Sin embargo, con el paso del tiempo la riqueza del gas ha venido en decremento producto de la merma de producción de crudo en los pozos; esta situación ha traído como consecuencia problemas a nivel operacional de los equipos y sistemas que conforman la Planta de Extracción.

En la Tabla 2 se muestran las composiciones del gas para las distintas calidades y es notable como ha disminuido la cantidad de propano y más pesados (C3+) en aproximadamente 17 % con respecto al caso pobre de diseño.

**TABLA 2**  
**Comparación entre las composiciones del gas.**

Componentes	GPM 3,6	GPM 3,4	GPM 3,3	GPM 3,2	GPM 3,1
N <sub>2</sub>	0,11	0,28	0,26	0,26	0,26
CO <sub>2</sub>	4,98	4,78	4,79	4,81	4,84
C1	72,09	73,19	73,47	73,64	73,94
C2	10,80	10,64	10,66	10,76	10,63
C3	7,09	6,07	6,00	5,97	5,88
i-C4	1,21	1,15	1,12	1,10	1,08
n-C4	2,22	2,09	2,03	1,97	1,92
i-C5	0,51	0,65	0,60	0,56	0,55
n-C5	0,60	0,56	0,53	0,47	0,46
C6	0,31	0,58	0,54	0,45	0,44
C7	0,05	0,00	0,00	0,00	0,00

Fuente: Registro Cromatográfico Planta de Extracción Josepín

La disminución de los componentes pesados en el gas, se traduce en aumento de los componentes livianos, trayendo como consecuencia la disminución de la capacidad calorífica de la mezcla generando la necesidad de disponer de mayor energía de enfriamiento en el proceso, para lograr extraer la mayor cantidad de líquido posible.

En la Tabla 3 se muestran las capacidades caloríficas correspondientes a cada una de las riquezas del gas contempladas en el estudio.

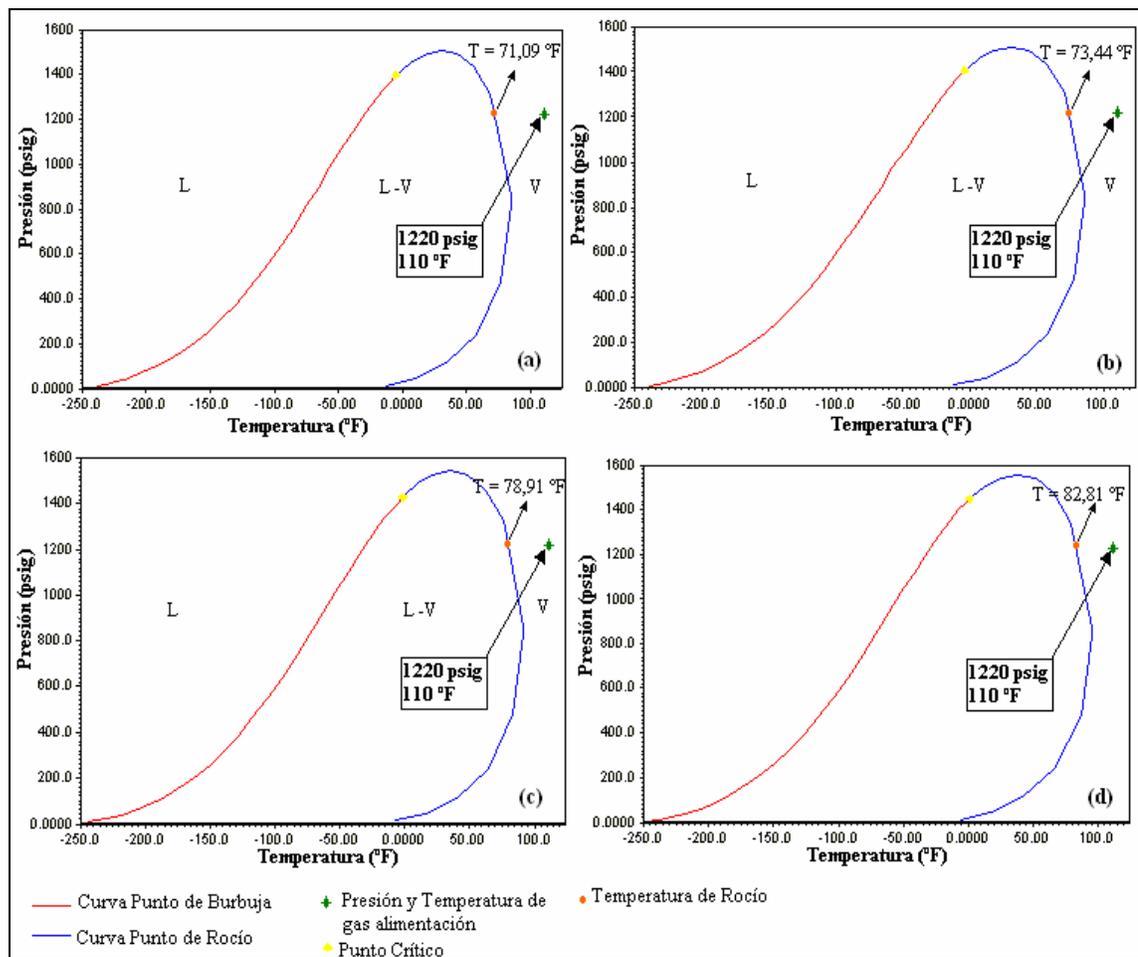
**TABLA 3**  
**Capacidades Caloríficas del gas correspondientes a las riquezas del gas en estudio.**

GPM	Capacidad Calorífica (BTU/lbmol. °F)
3,6	16,09
3,4	15,83
3,3	15,68
3,2	15,52
3,1	15,41

Fuente: Simulador HYSYS 3.2

### IV.3.- COMPORTAMIENTO TERMODINÁMICO DEL GAS DE ENTRADA

Desde el punto de vista termodinámico, el gas ha presentado cambios que han afectado el comportamiento de los equipos y sistemas de la planta. Estos cambios tienen que ver con el punto de rocío y punto de burbuja. En las Figuras 25(a), 25(b), 25(c) y 25(d) se pueden observar los diagramas de fases correspondientes, al gas de alimentación de la planta para cada uno de los casos en estudio.



Fuente: Simulador HYSYS 3.2

Figura 25. Comparación de los diagramas Presión-Temperatura del gas para las distintas riquezas estudiadas. (a) GPM 3,1 (b) GPM 3,2 (c) GPM 3,3 (d) GPM 3,4.

Actualmente la presión del gas en la alimentación a planta se ha conservado, pero no así la temperatura, esto conlleva a que el punto que indica las condiciones del

gas en la alimentación se desplace hacia la derecha en el diagrama, alejándose del punto de rocío. Adicionalmente, la curva de punto de burbuja y rocío varía en función de la riqueza del gas. Esto se puede observar en los valores de temperaturas de rocío identificados en los diagramas de la Figuras 25, donde en la medida en que mejora la riqueza del gas, aumenta la temperatura de rocío a la misma presión de 1220 psig y temperatura de 110 °F. Basado en esto, la producción de líquido en la zona de alta presión específicamente en el separador V-0320 se ve afectada según la riqueza del gas, ya que esta va a depender de la presión y temperatura que se alcance a través de los enfriadores E-0310 y E-1350. Tomando en cuenta que esta zona trabaja con una presión de aproximadamente 1200 psig, en la medida en que las temperaturas se encuentren dentro del diagrama los más cerca posible a la curva de punto de burbuja será mayor el porcentaje de líquido generado en la corriente de gas.

#### **IV.4.- CONDICIÓN ACTUAL DE LOS INTERCAMBIADORES DE LA ZONA DE ALTA PRESIÓN, ANTE UNA RIQUEZA DE 3,4.**

Para la realización de la simulación de la planta ante una riqueza del gas de 3,4, se hizo una evaluación de los intercambiadores E-0310 y E-0315 de forma independiente tomando datos reales de campo. Esta evaluación consistió en simular solo los intercambiadores y observar su comportamiento. De la simulación se obtuvo como resultado los factores de transferencia de calor UA mostrados en la Tabla 4.

**TABLA 4**  
**Comparación entre valores de diseño y valores actuales del factor UA**  
**correspondientes a los intercambiadores de la zona de alta presión**

INTERCAMBIADORES	UA (BTU/h)		
	Diseño (GPM 4,025)	Gas Pobre Diseño (3,6)	Actual (GPM 3,4)
<b>E-0310</b>	6,92E+05	1,23E+06	2,20E+06
<b>E-0315</b>	1,64E+06	1,69E+06	1,36E+06

Fuente: Simulador HYSYS 3.2

Al observar los resultados mostrados en la tabla anterior, se puede notar que la tendencia del factor UA en el intercambiador E-0310 aumenta en la medida en que disminuye la calidad del gas. Esto se debe a que las propiedades del gas varían, una de ellas es la capacidad de transferir calor, el cual aumenta en la medida en que el gas es más liviano debido a la disminución del peso molecular y con ello la densidad. Por otra parte, si se observa el comportamiento que presenta el factor UA en el intercambiador E-0315, es notable que el valor actual del factor, es menor al caso de gas pobre contemplado en el diseño. Este efecto se debe posiblemente al factor suciedad dentro del intercambiador, teniendo en cuenta que el último mantenimiento realizado a estos equipos fue en el año 2003.

#### **IV.5.- EVALUACIÓN DEL MODO OPERACIÓN ANTE LAS VARIACIONES EN LA CONDICIÓN DEL GAS DE ALIMENTACIÓN**

En vista de que la riqueza promedio del gas que entra a planta está alrededor de 3.4, a partir de ello se realizó una evaluación del manejo de las variables operacionales en la búsqueda del aumento del recobro de líquido.

La Tabla 5 muestra los valores de temperatura, presión y flujo de los equipos mediante los cuales se obtuvo un recobro de 95,18 % de LGN. Los valores se

obtuvieron a partir del seguimiento realizado al proceso, tomando en cuenta el momento en el cual se alcanzó el máximo recobro.

**TABLA 5**  
Parámetros obtenidos a partir del seguimiento realizado al proceso con una riqueza en el gas de entrada de 3,4.

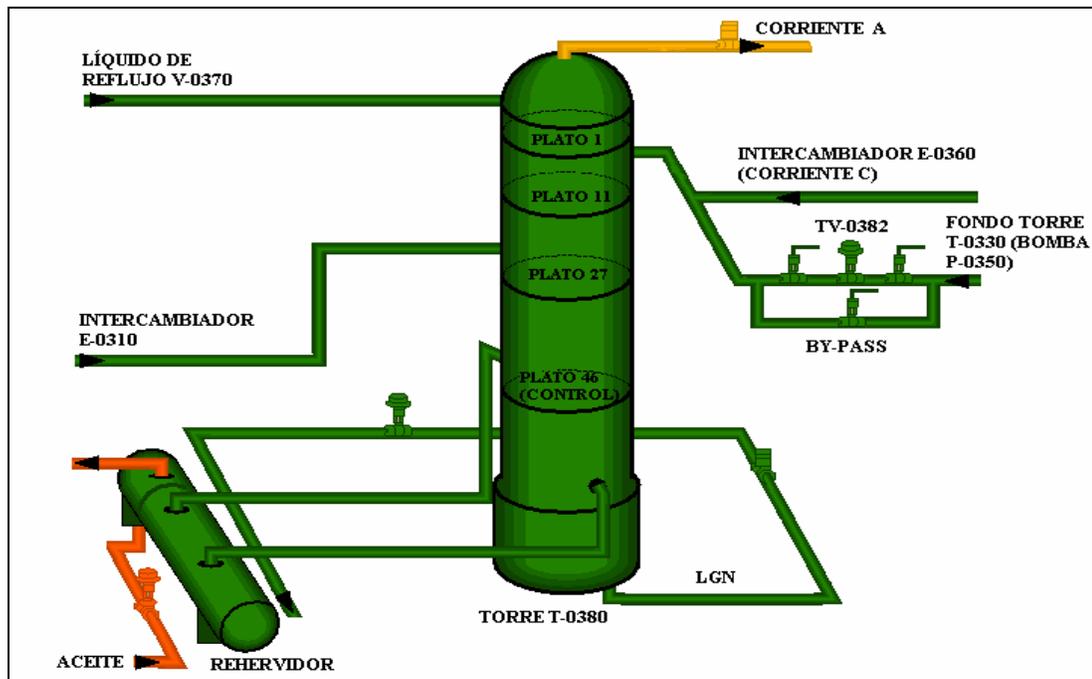
ZONA DE ENTRADA						
Condiciones del gas de alimentación						
Flujo (MMPCND)		Temperatura (°F)		Presión (psig)		GPM
350,00		110,00		1218,00		3,40
ZONA DE ALTA PRESIÓN						
Intercambiador E-0310			Intercambiador E-0315			
Flujo de gas (MMPCND)	T liquido entrada (°F)	T salida gas (°F)	T salida gas (°F)	T entrada gas Residual (°F)	Flujo gas Residual (MMPCND)	
125,80	-24,00	7,14	40,80	-3,80	327,20	
Intercambiador E-1350 (Chiller)			Separador V-0320			
Presión de propano (psig)	T entrada propano (°F)	T salida gas (°F)	Presión (psig)	Temperatura (°F)	Flujo de liquido (gpm)	Flujo de gas (MMPCND)
47,00	26,30	33,00	1198,00	22,11	1106,00	185,40
ZONA DE BAJA PRESIÓN						
Turboexpansor	Torre T-0330					
RPM	Presión Tope (psig)	Flujo gas Tope (MMPCND)	T salida gas Tope (°F)	T salida liquido Fondo (°F)	Flujo liquido Fondo (gpm)	Flujo liquido por E-0360 Cte. C (gpm)
-----	288,00	327,20	-87,00	-72,00	873,00	203,00
Intercambiador E-0360			Separador V-0370			
T salida Corriente A (°F)	T salida Corriente B (°F)	T salida Corriente C (°F)	T salida Corriente D (°F)	Presión (psig)	Flujo liquido (gpm)	Flujo de gas (MMPCND)
-22,55	-73,00	-33,42	-3,80	334,00	317,00	81,00
Torre T-0380						
T Tope (°F)	T liquido entrada plato 11 (°F)	T liquido entrada plato 27 (°F)	T plato de control (°F)	T Fondo (°F)	Flujo LGN (gpm)	RECOBRO %
-5,55	33,42	86,40	182,00	209,23	967,03	95,18

Fuente: Elaboración Propia

El recobro de propano y más pesados de 95,18 % alcanzado en el proceso como consecuencia de haber llevado los parámetros mostrados en la tabla anterior a los valores que allí se indican, se logró a pesar de producirse algunas desviaciones que alejan al proceso de su filosofía de diseño. Estas desviaciones se señalan y analizan a continuación:

- Apertura del by-pass (válvula de desvío del flujo) de la válvula de control de temperatura TV-0382. La apertura de esta válvula by-pass es una práctica común en

el manejo de los parámetros para alcanzar alto recobro, sin embargo, esto representa una mala operación, ya que dicho by-pass fue diseñado para ser abierto cuando la válvula de control requiriera mantenimiento. La razón por la que se abre este by-pass es para alcanzar mayor enfriamiento en la corriente de tope de la torre desetanizadora (T-0380). Esta operación se puede observar en la Figura 26.



Fuente: Elaboración Propia

Figura 26. Esquema de Torre T-0380

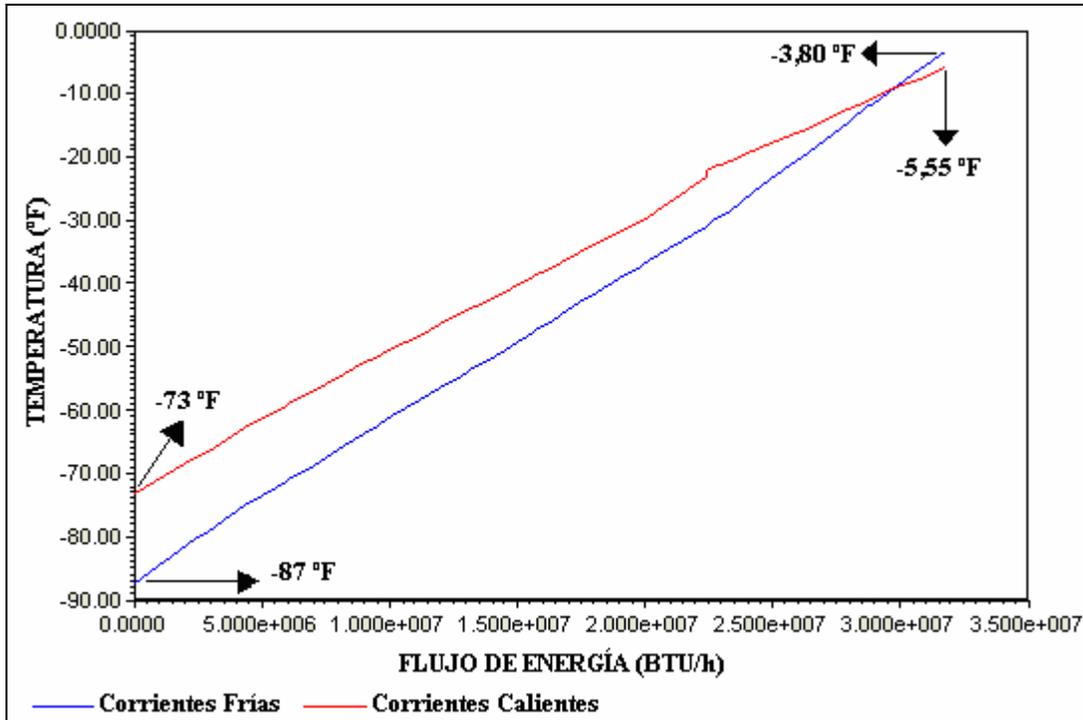
La apertura del by-pass implica un aumento del desvío de líquido que debería entrar al intercambiador E-0360. Esto se puede observar en la Tabla 6, donde se tiene un flujo de líquido por el fondo de la torre T-0330 de 873 galones por minuto, de este flujo, solo entra al intercambiador 203 galones por minuto. Esto trae como consecuencia que la diferencia del flujo de líquido (670 gpm) se desvíe por la válvula de control TV-0382 y adicionalmente por el by-pass de la misma, buscando con ello que entre líquido más frío por el plato 11 de la torre T-0380. Por tratarse del líquido

proveniente del fondo de la torre T-0330, el cual trae una temperatura de  $-72\text{ }^{\circ}\text{F}$ , al mezclarse con la salida de la corriente C del intercambiador E-0360 se calienta hasta  $-33,42\text{ }^{\circ}\text{F}$ . Con esta temperatura del líquido entrando al plato 11 se genera un enfriamiento del tope de la torre, lo que conlleva a que el gas de tope salga a  $-5,55\text{ }^{\circ}\text{F}$ . Esta forma de operar estas válvulas representa una desviación de la filosofía de diseño y contribuye a la disminución de la vida útil del equipo.

- Manejo de forma manual del flujo de aceite de calentamiento en el rehervidor de fondo de la torre T-0380. La torre desetanizadora está diseñada para separar el etano del líquido de gas natural (LGN) mediante un proceso de destilación. Este líquido que se produce en planta debe ser entregado al poliducto (tubería mediante la cual se envía un fluido de un punto a otro) con una relación  $C2/C3$  igual a 0,016. En el diseño de la torre T-0380 está contemplado que esta opere con un controlador automático basado en la relación  $C2/C3$ , el flujo de aceite de calentamiento en el rehervidor de fondo y la temperatura del plato de control (Plato 46). Dicho controlador funciona de tal forma que si se fija el valor de la relación, el flujo de aceite por el rehervidor variará, en función del calentamiento requerido en el plato de control de la torre, para evaporar más o menos etano. Actualmente este controlador se está trabajando en forma manual y no automático, por lo que el perfil de temperatura de la torre varía según el criterio del operador.

Los valores de la Tabla 5 resaltados en rojo representan una incongruencia, debido a que la temperatura de salida de la corriente D (corriente más fría del intercambiador E-0360) sale más caliente que la temperatura de tope de la torre

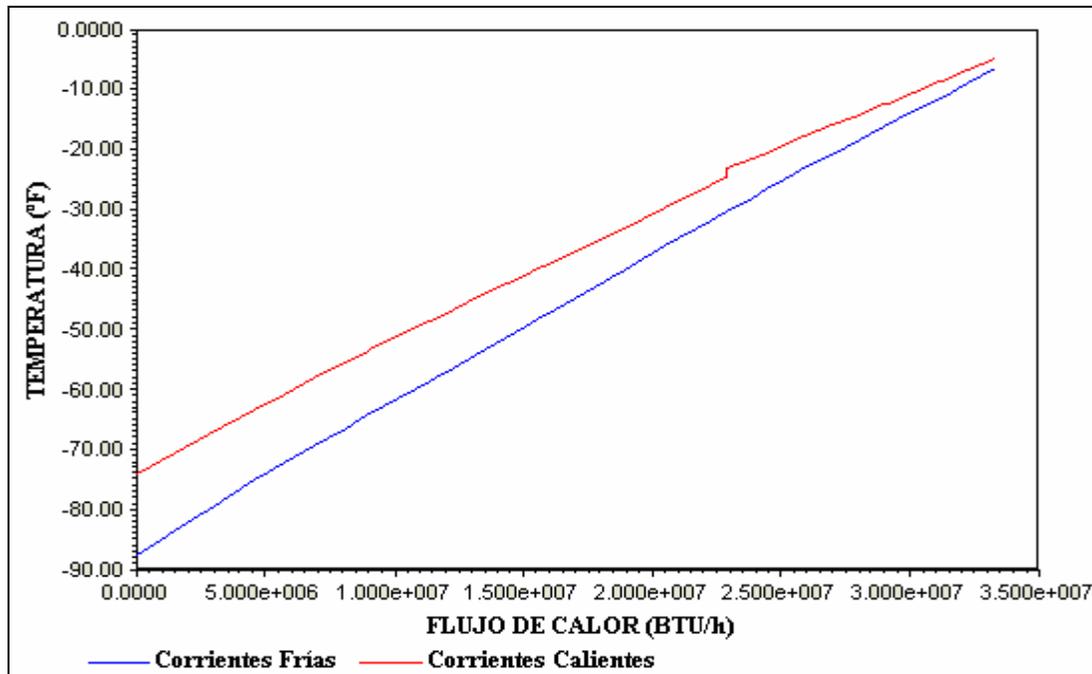
T-0380 (corriente más caliente que alimenta el intercambiador E-0360). En el gráfico de la Figura 27 se puede observar esta incoherencia.



Fuente: Simulador HYSYS 3.2

Figura 27. Comportamiento aparente de las temperaturas generadas en el intercambiador E-0360 en función del flujo de calor.

En la Figura 28 se muestra como debería ser el comportamiento de las corrientes frías y calientes con respecto al flujo de calor en el intercambiador E-0360.



Fuente: Simulador HYSYS 3.2

Figura 28. Comportamiento de las temperaturas generadas en el intercambiador E-0360 en función del flujo de calor

En virtud de lo anterior, es posible que las termocuplas se encuentren dañadas lo cual produce un error en la medición.

Otro factor que puede generar este comportamiento, es el diferencial de presión que se produce en cada corriente, sin embargo los cambios de temperatura debido a ello son insignificantes como para producir el cruce de temperatura mostrado en la Figura 27.

#### IV.6.- RESULTADOS OBTENIDOS EN LA SIMULACIÓN DEL ESCENARIO BASE

De la simulación que serviría de base para evaluar los escenarios operacionales ante las bajas riquezas contempladas en el estudio, se obtuvieron los resultados mostrados en la Tabla 6.

**TABLA 6**  
**Comparación entre valores reales medidos en campo y valores obtenidos en la simulación del escenario base.**

ZONA DE ENTRADA				ZONA DE BAJA PRESION			
	Real	Simulador	% Error	T-0330	Real	Simulador	% Error
T entrada del gas (°F)	109,00	109,00	0,00	T gas de tope (°F)	-87,69	-87,66	0,03
P entrada del gas (psig)	1220,00	1220,00	0,00	Flujo de gas (MMPCND)	325,78	309,90	4,87
Flujo (MMPCND)	349,00	349,00	0,00	T liquido de fondo (°F)	-74,77	-76,60	2,39
ZONA DE ALTA PRESION				Flujo de liquido (gpm)	887,07	977,60	9,26
E-0310				E-0360			
T salida del gas (°F)	8,00	8,00	0,00	T salida corriente A (°F)	-22,64	-23,00	1,57
T entrada liquido (°F)	-24,97	-25,00	0,12	T salida corriente B (°F)	-73,74	-74,00	0,35
T salida liquido (°F)	86,02	94,40	8,88	T salida corriente D (°F)	-5,82	-5,30	8,93
E-0315				V-0370			
T salida gas (°F)	40,50	41,00	1,22	Flujo de gas (MMPCND)	85,87	86,02	0,17
T entrada gas residual (°F)	-5,82	-5,30	8,93	Flujo de liquido (gpm)	284,53	288,50	1,38
T salida gas residual (°F)	98,08	95,98	2,14	T-0380			
V-0320				T gas de tope (°F)	-4,63	-4,25	8,21
T entrada gas/liquido (°F)	21,67	23,56	8,72	Flujo LGN fondo (gpm)	1069,8	987,5	7,69
Flujo de liquido (gpm)	1185,79	1080,00	8,92				
Flujo de gas (MMPCND)	183,36	281,70	34,91				

Fuente: Elaboración Propia

Tomando en cuenta que los errores obtenidos estuvieron dentro del rango permitido (0-10 %), a excepción del flujo de gas que sale del separador V-0320, se consideró que dicha simulación base reproducía el proceso con aceptable exactitud.

La placa orificio encargada de medir el flujo de gas del separador V-0320 requiere revisión por parte del personal de mantenimiento, debido a que la diferencia entre el flujo obtenido en el simulador y en el proceso real es considerablemente grande.

#### IV.7.- ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN LA SIMULACIÓN DE LA PLANTA BAJO UNA RIQUEZA EN EL GAS DE ALIMENTACIÓN DE 3,4

Basados en la corrección de las desviaciones operacionales identificadas anteriormente y buscando maximizar el recobro, se realizó la simulación de la planta para evaluar escenarios de operación con las mismas condiciones del gas de alimentación que se tuvo durante el seguimiento del proceso, y cuyos resultados se muestran en la Tabla 5. Los resultados de la simulación se pueden observar en la Tabla 7.

**TABLA 7**  
Parámetros obtenidos mediante la simulación de la planta con una riqueza de gas de entrada de 3,4.

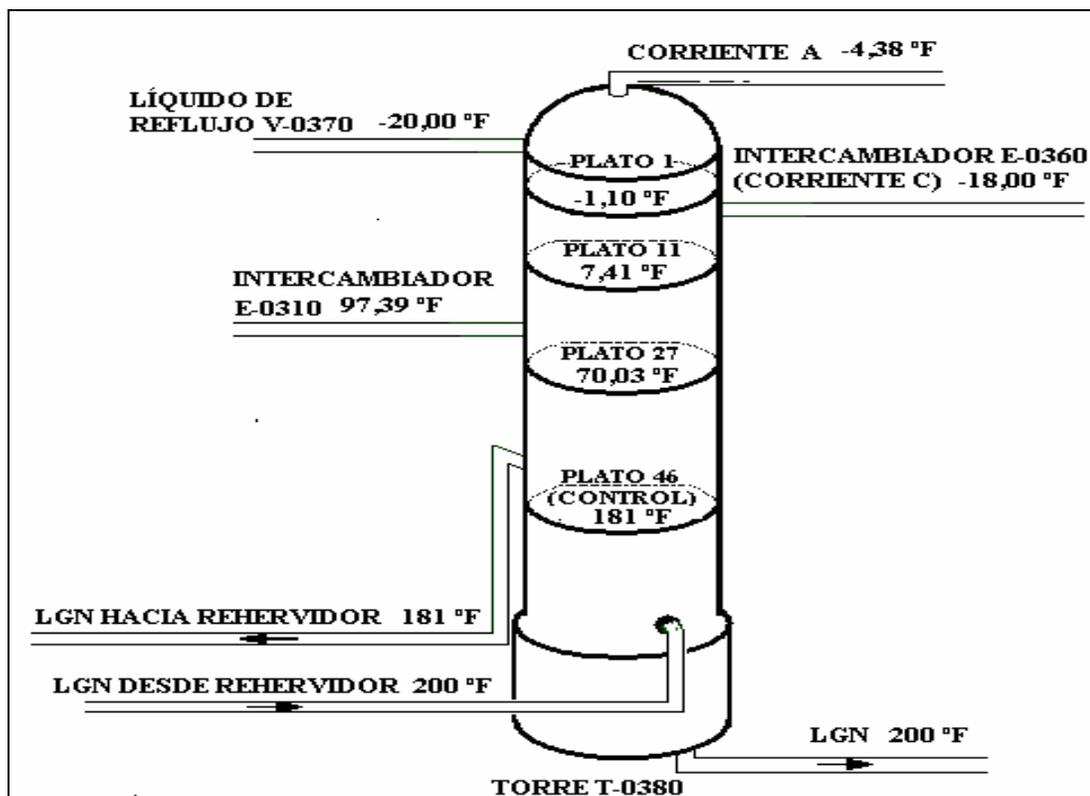
ZONA DE ENTRADA						
Condiciones del gas de alimentación						
Flujo (MMPCND)		Temperatura (°F)		Presión (psig)		GPM
350,00		110,00		1220,00		3,40
ZONA DE ALTA PRESIÓN						
Intercambiador E-0310			Intercambiador E-0315			
Flujo de gas (MMPCND)	T liquido entrada (°F)	T salida gas (°F)	T salida gas (°F)	T entrada gas Residual (°F)	Flujo gas Residual (MMPCND)	
118,00	-19,00	22,00	40,00	-7,11	311,20	
Intercambiador E-1350 (Chiller)			Separador V-0320			
Presión de propano (psig)	T entrada propano (°F)	T salida gas (°F)	Presión (psig)	Temperatura (°F)	Flujo de liquido (gpm)	Flujo de gas (MMPCND)
-----	-----	29,00	1195,00	26,00	978,60	291,00
ZONA DE BAJA PRESIÓN						
Turboexpansor	Torre T-0330					
Temperatura Descarga (°F)	Presión Tope (psig)	Flujo gas Tope (MMPCND)	T salida gas Tope (°F)	T salida liquido Fondo (°F)	Flujo liquido Fondo (gpm)	Flujo liquido por E-0360 Cte. C (gpm)
-69,00	288,00	311,20	-89,00	-78,00	1108,00	1108,00
Intercambiador E-0360			Separador V-0370			
T salida Corriente A (°F)	T salida Corriente B (°F)	T salida Corriente C (°F)	T salida Corriente D (°F)	Presión (psig)	Flujo liquido (gpm)	Flujo de gas (MMPCND)
-20,00	-80,00	-18,00	-7,11	310,00	370,00	91,20
Torre T-0380						
T Tope (°F)	T liquido entrada plato 11 (°F)	T liquido entrada plato 27 (°F)	T plato de control (°F)	T Fondo (°F)	Flujo LGN (gpm)	RECOBRO %
-4,38	-18,00	97,39	181,00	200,00	983,00	97,10

Fuente: Elaboración Propia

A través del simulador fue posible hallar el aumento del recobro a 97,10 %. En la zona de enfriamiento de alta presión con un flujo de gas 118 MMPCND pasando por el intercambiador E-0310, y el resto, desviado por el intercambiador E-0315 y E-1350, se alcanzó obtener un flujo de líquido de 978,60 galones por minuto en el separador V-0320, una vez separada la corriente bifásica que lo alimenta a 26 °F. Adicionalmente en la zona de baja presión, se logró obtener temperaturas en el tope y fondo de la torre T-0330 tales que permitieron que el flujo de líquido fuese de 1108 galones por minuto, este líquido contribuye enormemente en el intercambio de calor del intercambiador E-0360. En la simulación se tomó muy en cuenta que el flujo de líquido proveniente del fondo de la torre T-0330 pasara completamente por el intercambiador E-0360, sin desviar por la válvula de control de temperatura TV-0382, sin embargo no se descarta la posibilidad de que en el proceso real, se puedan controlar las temperaturas en el intercambiador mediante esta válvula. Otro parámetro importante que contribuye al aumento del recobro, es el flujo de gas proveniente del separador de baja presión V-0370, en la simulación alcanzó un valor de 91,20 MMPCND. Con este flujo pasando por el intercambiador E-0360 al igual que todo el líquido producido en la torre T-0330, se logró que el intercambiador tuviese un comportamiento del flujo de calor desde las corrientes frías a las calientes y viceversa, según la mostrada en la Figura 28.

En la zona de baja presión uno de los factores que contribuye al aumento o no del recobro de líquido, es el perfil de temperatura de la torre T-0380. Dependiendo de como se maneje este perfil se obtendrán variaciones de temperaturas en el intercambiador E-0360, y a la vez habrá mayor o menor producción de líquido en la

planta. El perfil de temperatura obtenido a través del simulador es el que se muestra en la Figura 29. Esta distribución de temperatura depende de las corrientes que alimentan la torre, y de la temperatura del plato de control, el cual se regula mediante el flujo de aceite de calentamiento en el rehervidor de fondo, basando dicho flujo en función de la relación C2/C3 definida según el cliente (Planta de Fraccionamiento de Jose) en 0,016.



Fuente: Elaboración Propia

Figura 29. Perfil de Temperatura de la torre T-0380 obtenido en la simulación

Los resultados mostrados en la Tabla 8 corresponden al valor alcanzado por los parámetros operacionales en el intento por validar el escenario simulado. Cada uno de los valores reportados en la tabla representa el promedio obtenido durante el tiempo de prueba, una vez estabilizado el proceso. Se reporta el promedio debido a que se

trata de un proceso dinámico en donde los parámetros varían alrededor de un valor que tiende a incrementarse o disminuir según como avance el proceso.

**TABLA 8**  
Resultados de la validación del escenario obtenido a través de la simulación de la planta, partiendo de una riqueza del gas de alimentación de 3,4.

ZONA DE ENTRADA						
Condiciones del gas de alimentación						
Flujo (MMPCND)		Temperatura (°F)		Presión (psig)		GPM
350,00		110,00		1215,00		3,40
ZONA DE ALTA PRESIÓN						
Intercambiador E-0310			Intercambiador E-0315			
Flujo de gas (MMPCND)	T líquido entrada (°F)	T salida gas (°F)	T salida gas (°F)	T entrada gas Residual (°F)	Flujo gas Residual (MMPCND)	
118,00	-17,00	19,00	46,00	-4,55	320,00	
Intercambiador E-1350 (Chiller)			Separador V-0320			
Presión de propano (psig)	T entrada propano (°F)	T salida gas (°F)	Presión (psig)	Temperatura (°F)	Flujo de líquido (gpm)	Flujo de gas (MMPCND)
46,00	25,38	38,25	1194,00	30,00	882,00	199,20 *
ZONA DE BAJA PRESIÓN						
Turboexpansor	Torre T-0330					
Temperatura Descarga (°F)	Presión Tope (psig)	Flujo gas Tope (MMPCND)	T salida gas Tope (°F)	T salida líquido Fondo (°F)	Flujo líquido Fondo (gpm)	Flujo líquido por E-0360 Cte. C (gpm)
-68,00	283,00	320,00	-87,00	-75,60	873,47	513,00
Intercambiador E-0360			Separador V-0370			
T salida Corriente A (°F)	T salida Corriente B (°F)	T salida Corriente C (°F)	T salida Corriente D (°F)	Presión (psig)	Flujo líquido (gpm)	Flujo de gas (MMPCND)
-26,80	-83,00	-16,00	-4,55	300,00	312,00	76,00
Torre T-0380						RECOBRO %
T Tope (°F)	T líquido entrada plato 11 (°F)	T líquido entrada plato 27 (°F)	T plato de control (°F)	T Fondo (°F)	Flujo LGN (gpm)	
-3,80	-16,00	95,00	179,00	201,00	977,01	96,20

Fuente: Elaboración Propia

En la zona de alta presión el flujo de líquido proveniente del separador V-0320, estuvo por debajo del valor obtenido en la simulación, con una diferencia de aproximadamente 96 galones por minuto, lo cual representa un 9,87 %. Esto se atribuye principalmente a la falta de enfriamiento en los intercambiadores que se encuentran aguas arriba del separador, los cuales produjeron una temperatura en la alimentación igual a 30 °F, mientras que en la simulación resultó de 26 °F. En el simulador la temperatura de salida del gas del chiller se fijó en 29 °F, en el proceso

real esta alcanzó los 38,25 °F. Una limitante que existe actualmente en la zona de alta presión con respecto al enfriamiento, es el sistema de refrigeración mecánica con propano, por cuanto fue diseñado para trabajar con un gas más rico, el cual requeriría menor enfriamiento para condensar los componentes pesados. Actualmente este sistema trabaja en el límite de su capacidad, trayendo como consecuencia que al momento de requerir mayor enfriamiento del propano, no se disponga de ese enfriamiento y decae con ello la producción de líquido. Por otro lado, en el intercambiador E-0310, la temperatura de salida del gas resultó más fría (19 °F) que la temperatura obtenida en la simulación (22 °F), a pesar de que el flujo de gas por el intercambiador fue igual al simulado, y la temperatura de entrada del líquido proveniente del fondo del separador era levemente más caliente (-17 °F). El enfriamiento del líquido de fondo del separador V-0320, se logra mediante una válvula de expansión identificada como LV-320, esta misma válvula es la encargada de regular el nivel de líquido del separador, lo cual implica que el enfriamiento que se logre va a depender del nivel de líquido que se pueda tener en el separador, normalmente este trabaja con 50 % de líquido.

Con respecto a la zona de baja presión, el flujo de líquido producido en la torre T-0330, resultó menor al obtenido en la simulación, esto se debió posiblemente a las siguientes razones:

- El flujo de gas que sale del separador de baja presión V-0370 es menor al obtenido en la simulación. Este flujo de gas al enfriarse en el intercambiador E-0360, genera una cantidad de líquido, que luego alimenta la torre T-0330 por el tope. Una vez entrado la corriente bifásica a la torre, el gas se va por el tope y el líquido baja,

condensando los pesados que vienen arrastrados por el gas alimentado por el fondo. Si es menor el flujo de líquido que entra por el tope, será menor la capacidad de enfriamiento en lo interno de la torre, lo cual implica a la vez, una disminución en el flujo de líquido que saldría por el fondo.

- La temperatura de descarga del turboexpansor resultó ligeramente mayor, a la obtenida en la simulación.

Por otro lado, para alcanzar las temperaturas obtenidas en el intercambiador E-0360 durante la prueba, se hizo necesario la utilización de la válvula de control TV-0382 (en ningún momento se contempló la apertura del by-pass de esta válvula), controlando con ello el flujo de líquido proveniente de la torre T-0330 que pasa a través del intercambiador en función de la temperatura requerida en el plato 11 de la torre T-0380 según la simulación.

En la torre T-0380, el flujo de LGN alcanzó un valor levemente menor que el conseguido en la simulación, esto a pesar de que la temperatura del plato de control y la temperatura de la corriente líquida (salida de líquido en el intercambiador E-0310) que alimenta la torre en el plato 27, se encontraba más frío que en el escenario simulado. Sin embargo, es muy importante mencionar que durante el desarrollo de la prueba, la torre T-0380 no se pudo operar en automático mediante el controlador de la relación C2/C3 en el fondo de la torre, debido a que este controlador requiere de calibración, por lo que se tuvo que manejar la temperatura en el plato de control de forma manual, a través de la manipulación de la válvula que regula el flujo de aceite en el rehervidor y el flujo de gas combustible en los hornos que calientan el aceite.

Finalmente, en el intento de validar el escenario simulado, se logró obtener un porcentaje de recobro de 96,20 %, a pesar de estar por debajo del resultado de la simulación, este resultó mayor que el 94 % correspondiente al porcentaje de recobro promedio que actualmente tiene la planta. No obstante, es importante destacar que la permanencia de este recobro en el tiempo, se vio limitado por la tendencia al calentamiento que presenta el gas actualmente, debido a que no se dispone de enfriadores del gas en la entrada a planta, lo que trae como consecuencia reducción en la producción de líquido.

#### **IV.7.- ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN LAS SIMULACIONES DE LA PLANTA BAJO UNA RIQUEZA EN EL GAS DE ALIMENTACIÓN DE 3,3, 3,2, Y 3,1**

Por otro lado, se realizaron simulaciones que permitieran contar con escenarios operacionales propuestos, ante una baja riqueza del gas de alimentación. Las simulaciones se hicieron buscando maximizar la producción de líquido.

En las Tabla 9, 10 y 11, se muestran los resultados obtenidos de las simulaciones realizadas con una riqueza del gas de entrada de 3,3, 3,2 y 3,1 respectivamente.

**TABLA 9**  
**Parámetros operacionales obtenidos a partir de la simulación de la Planta de Extracción**  
**Jusepín, con una riqueza en el gas de entrada de 3,3.**

<b>ZONA DE ENTRADA</b>						
<b>Condiciones del gas de alimentación</b>						
<b>Flujo (MMPCND)</b>		<b>Temperatura (°F)</b>		<b>Presión (psig)</b>		<b>GPM</b>
350,00		110,00		1220,00		3,30
<b>ZONA DE ALTA PRESIÓN</b>						
<b>Intercambiador E-0310</b>			<b>Intercambiador E-0315</b>			
<b>Flujo de gas (MMPCND)</b>	<b>T liquido entrada (°F)</b>	<b>T salida gas (°F)</b>	<b>T salida gas (°F)</b>	<b>T entrada gas Residual (°F)</b>	<b>Flujo gas Residual (MMPCND)</b>	
118,00	-24,53	13,00	39,50	-7,72	312,20	
<b>Intercambiador E-1350 (Chiller)</b>			<b>Separador V-0320</b>			
<b>Presión de propano (psig)</b>	<b>T entrada propano (°F)</b>	<b>T salida gas (°F)</b>	<b>Presión (psig)</b>	<b>Temperatura (°F)</b>	<b>Flujo de liquido (gpm)</b>	<b>Flujo de gas (MMPCND)</b>
-----	-----	30,00	1195,00	23,47	938,00	291,20
<b>ZONA DE BAJA PRESIÓN</b>						
<b>Turboexpansor</b>	<b>Torre T-0330</b>					
<b>Temperatura Descarga (°F)</b>	<b>Presión Tope (psig)</b>	<b>Flujo gas Tope (MMPCND)</b>	<b>T salida gas Tope (°F)</b>	<b>T salida liquido Fondo (°F)</b>	<b>Flujo liquido Fondo (gpm)</b>	<b>Flujo liquido por E-0360 Cte. C (gpm)</b>
-72,22	283,00	312,20	-90,46	-81,11	1205,00	1205,00
<b>Intercambiador E-0360</b>			<b>Separador V-0370</b>			
<b>T salida Corriente A (°F)</b>	<b>T salida Corriente B (°F)</b>	<b>T salida Corriente C (°F)</b>	<b>T salida Corriente D (°F)</b>	<b>Presión (psig)</b>	<b>Flujo liquido (gpm)</b>	<b>Flujo de gas (MMPCND)</b>
-22,00	-78,00	-19,00	-7,72	326,00	318,30	93,44
<b>Torre T-0380</b>						
<b>T Tope (°F)</b>	<b>T liquido entrada plato 11 (°F)</b>	<b>T liquido entrada plato 27 (°F)</b>	<b>T plato de control (°F)</b>	<b>T Fondo (°F)</b>	<b>Flujo LGN (gpm)</b>	<b>RECOBRO %</b>
-6,64	-19,00	103,10	183,90	199,30	796,20	97,30

Fuente: Elaboración Propia

**TABLA 10**  
**Parámetros operacionales obtenidos a partir de la simulación de la Planta de Extracción**  
**Jusepín, con una riqueza en el gas de entrada de 3,2.**

ZONA DE ENTRADA						
Condiciones del gas de alimentación						
Flujo (MMPCND)		Temperatura (°F)		Presión (psig)		GPM
350,00		110,00		1220,00		3,20
ZONA DE ALTA PRESIÓN						
Intercambiador E-0310			Intercambiador E-0315			
Flujo de gas (MMPCND)	T liquido entrada (°F)	T salida gas (°F)	T salida gas (°F)	T entrada gas Residual (°F)	Flujo gas Residual (MMPCND)	
117,00	-24,48	19,00	40,00	-9,00	312,80	
Intercambiador E-1350 (Chiller)			Separador V-0320			
Presión de propano (psig)	T entrada propano (°F)	T salida gas (°F)	Presión (psig)	Temperatura (°F)	Flujo de liquido (gpm)	Flujo de gas (MMPCND)
-----	-----	29,00	1195,00	24,80	831,00	297,80
ZONA DE BAJA PRESIÓN						
Turboexpansor	Torre T-0330					
Temperatura Descarga (°F)	Presión Tope (psig)	Flujo gas Tope (MMPCND)	T salida gas Tope (°F)	T salida liquido Fondo (°F)	Flujo liquido Fondo (gpm)	Flujo liquido por E-0360 Cte. C (gpm)
-70,27	282,00	312,80	-91,00	-78,30	1135,00	1135,00
Intercambiador E-0360			Separador V-0370			
T salida Corriente A (°F)	T salida Corriente B (°F)	T salida Corriente C (°F)	T salida Corriente D (°F)	Presión (psig)	Flujo liquido (gpm)	Flujo de gas (MMPCND)
-25,00	-81,00	-20,00	-9,00	320,00	350,70	82,68
Torre T-0380						
T Tope (°F)	T liquido entrada plato 11 (°F)	T liquido entrada plato 27 (°F)	T plato de control (°F)	T Fondo (°F)	Flujo LGN (gpm)	RECOBRO %
-8,00	-20,00	108,80	181,00	195,60	772,00	97,00

Fuente: Elaboración Propia

**TABLA 11**  
**Parámetros operacionales obtenidos a partir de la simulación de la Planta de Extracción**  
**Jusepín, con una riqueza en el gas de entrada de 3,1.**

ZONA DE ENTRADA						
Condiciones del gas de alimentación						
Flujo (MMPCND)		Temperatura (°F)		Presión (psig)		GPM
350,00		110,00		1220,00		3,10
ZONA DE ALTA PRESIÓN						
Intercambiador E-0310			Intercambiador E-0315			
Flujo de gas (MMPCND)	T liquido entrada (°F)	T salida gas (°F)	T salida gas (°F)	T entrada gas Residual (°F)	Flujo gas Residual (MMPCND)	
117,00	-26,84	17,00	37,00	-10,24	314,00	
Intercambiador E-1350 (Chiller)			Separador V-0320			
Presión de propano (psig)	T entrada propano (°F)	T salida gas (°F)	Presión (psig)	Temperatura (°F)	Flujo de liquido (gpm)	Flujo de gas (MMPCND)
-----	-----	28,00	1194,00	24,00	813,50	299,00
ZONA DE BAJA PRESIÓN						
Turboexpansor	Torre T-0330					
Temperatura Descarga (°F)	Presión Tope (psig)	Flujo gas Tope (MMPCND)	T salida gas Tope (°F)	T salida liquido Fondo (°F)	Flujo liquido Fondo (gpm)	Flujo liquido por E-0360 Cte. C (gpm)
-72,00	280,00	314,00	-91,36	-80,00	1150,00	1150,00
Intercambiador E-0360			Separador V-0370			
T salida Corriente A (°F)	T salida Corriente B (°F)	T salida Corriente C (°F)	T salida Corriente D (°F)	Presión (psig)	Flujo liquido (gpm)	Flujo de gas (MMPCND)
-24,00	-80,00	-24,00	-10,24	318,00	318,40	83,64
Torre T-0380						
T Tope (°F)	T liquido entrada plato 11 (°F)	T liquido entrada plato 27 (°F)	T plato de control (°F)	T Fondo (°F)	Flujo LGN (gpm)	RECOBRO %
-7,86	-24,00	108,20	183,00	194,80	758,00	97,70

Fuente: Elaboración Propia

Comparando los resultados mostrados en las Tablas 9, 10 y 11, es posible observar como disminuye el flujo de líquido en el fondo del separado V-0320 y en el fondo de la torre T-0380. Esto se debe principalmente a que la riqueza del gas es proporcional a la cantidad de propano y más pesados existentes en la corriente. Esta es la misma razón por la cual aumenta el flujo de gas en el separador V-0320 y el gas residual en el tope de la torre T-0330, en la medida en que disminuye la riqueza.

Por otro lado, en el intercambiador E-1350 la temperatura de salida del gas se fijó a partir de las necesidades de enfriamiento, sin embargo, la temperatura de salida

del líquido del intercambiador E-0310 (representado en las tablas como “T líquido de entrada plato 27”), en los tres casos es considerablemente más caliente que en el caso de tener una riqueza de 3.4, esto es consecuencia de la baja producción de líquido en el separador V-0320, lo cual tendría que mitigarse con la expansión producida en la válvula LV-0320, regulando dicha expansión en función del nivel de líquido en el separador y la presión a la que se encuentre trabajando la torre T-0380, adicionalmente con el enfriamiento del propano que alimenta el chiller.

La temperatura de salida de la corriente C en el intercambiador E-0360, en los últimos tres casos se fijó según la necesidad de enfriamiento en el perfil de temperatura de la torre T-0380. Dicha necesidad se incrementó a medida en que la riqueza del gas era menor, lográndose con ello maximizar el flujo de gas que sale del separador V-0370.

## V.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### V.1.- CONCLUSIONES

- Partiendo de las bajas riquezas en el gas de entrada, fue posible a través del simulador hallar escenarios operacionales, en donde el porcentaje de recobro fuera de 97 %.

- En el intento por validar en campo el escenario operacional correspondiente a una riqueza de 3.4, se alcanzó un porcentaje de recobro de 96,20 %, a pesar de estar por debajo del obtenido en la simulación, superó el recobro promedio de planta.

- En las pruebas realizadas en campo, fue posible obtener el recobro por encima del promedio, operando la planta con el by-pass de la válvula de control TV-0382 cerrado.

- La falta de enfriadores en la zona de entrada del gas a planta, produce una tendencia al calentamiento en el proceso, lo cual limita la permanencia de alto recobro en el tiempo.

- El sistema de refrigeración mecánica correspondiente a la zona de alta presión, trabaja al máximo de su capacidad, lo cual limita la disponibilidad de enfriamiento del gas, cuando las temperaturas en el proceso tienden a incrementarse.

## V.2.-RECOMENDACIONES

- Evaluar la posibilidad de colocar un sistema de enfriamiento en la zona de entrada del gas a planta, buscando lograr con ello estabilizar la temperatura del gas y consecuentemente el proceso en general.

- Estudiar la posibilidad de disponer de mayor cantidad de ventiladores en el sistema de refrigeración mecánica con propano, con la finalidad de adaptar dicho sistema a los niveles de enfriamiento requeridos actualmente por el gas.

- Realizar una evaluación integral a los intercambiadores E-0310 y E-0315 correspondientes a la zona de alta presión con la finalidad de determinar la eficiencia de trabajo en las condiciones actuales.

- Realizar la calibración del lazo de control que permite operar la torre T-0380 en automático a partir de la temperatura del plato de control, y la relación C2/C3 en el líquido de fondo.

- Realizar mantenimiento preventivo a los instrumentos de medición, locales y automáticos ubicados en planta, así como efectuar mantenimiento correctivo a la placa medidora del flujo de gas en el separador de alta presión V-0320.

- En la zona de baja presión, cuando lo amerite, controlar las temperaturas en el intercambiador E-0360 mediante la válvula de control TV-0382, más no contemplar la apertura del by-pass de esa válvula para tal fin.

---

---

## BIBLIOGRAFIA

- [1] Pérez, R. (1986). *Ingeniería de Gas*. Maracaibo: Universidad del Zulia.
- [2] Barberii, E. (1996). *El Pozo Ilustrado*. Venezuela: PDVSA CIED.
- [3] Manual de Operaciones de la Planta de Extracción Jusepín. 1997
- [4] Manual Técnico de Extracción de LGN. 2004
- [5] Quintero, N. (2002). Estudio para el Aumento del Porcentaje de Recobro en la Planta de Extracción San Joaquín. Trabajo de Grado. Ingeniería Química. Universidad Metropolitana. Caracas.
- [6] Evolution of NGL Recovery Processes. (1999). *Hydrocarbon Engineering*, Vol.4.
- [7] Rosen, W. (1981). *Mechanical Refrigeration*. Second Edition. Houston: Petroleum Learning Programs LTD.
- [8] Rondón, E. (1997). *Tecnologías para el Procesamiento de Gas y la Extracción del LGN*. Los Teques: INTEVEP S.A.
- [9] PDVSA CIED. (1998). *Ingeniería de Gas. Nivel I y III*. Venezuela: Autor.
- [10] Morales, J. (1992). *Manual de Plantas de Deshidratación*. Los Teques: INTEVEP S.A.
- [11] López, J. (2002). *Diseño Preliminar de un Intercambiador de Calor de Tubo y Carcaza*. Tesis de Grado. Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas, Departamento de Química. UDO. Puerto La Cruz.
- [12] Colman, J. (1998). *Transferencia de Calor*. 8ª Edición. Mc Graw Hill.
- [13] Pérez, J., Ortíz, P. (2004). *Teoría sobre Equipos Rotativos*. Jusepín: Planta de Extracción Jusepín.

- [14] Moya, W. (2005). Diseño de un intercambiador de calor para disminuir la temperatura del gas de entrada a la Planta de Extracción Jusepín. Tesis de Grado. Escuela de Ingeniería y Ciencia Aplicadas, Departamento de Petróleo. UDO. Puerto La Cruz.
- [15] Karlekar, B. (1985). Transferencia de Calor. (2<sup>a</sup> Edición). México. Interamericana.
- [16] Rodríguez, M. (2002). Evaluación de la Eficiencia de los Intercambiadores de Calor de Proceso que operan en la Planta de Extracción San Joaquín. Tesis de Grado. Universidad Metropolitana. Caracas.



**TABLA A2**  
**Registro de parámetros operacionales utilizados para la simulación del escenario base**

Hora	GAS DE ENTRADA			INTERCAMBIADOR E-0310			INTERCAMBIADOR E-0315			
	F entrada	P gas entrada	T ent gas desh	F gas al 310	T gas sal 310	T liq ent 310	T liq sal 310	T sal gas desh	T sal gas residual	T ent gas residual
09:20	349,16	1218,94	108,64	124,41	5,7	-25,6	85,45	39,65	97,46	-4,18
09:21	349,66	1218,63	108,48	124,14	5,51	-25,76	85,43	39,59	97,48	-4,22
09:22	349,91	1219,32	108,64	124,9	5,78	-25,66	85,56	39,74	97,67	-4,07
09:23	350,29	1219,93	108,63	125,11	6,19	-25,4	85,71	40,02	97,89	-3,97
09:24	350,31	1219,82	108,75	125,96	6,03	-25,27	85,77	40,22	97,73	-3,85
09:25	350,39	1219,72	108,77	125,74	6	-25,13	85,71	40,29	98,01	-3,68
09:26	348,93	1219,72	108,77	125,45	5,97	-25,17	85,55	40,24	97,95	-3,58
09:27	348,97	1220,07	108,73	124,41	5,94	-25,12	85,59	40,21	97,73	-3,55
09:28	349,12	1220,59	108,57	124,92	6,44	-25,17	85,83	40,22	97,64	-3,79
09:29	348,65	1220,3	108,77	125,6	6,64	-25,08	85,96	40,34	97,72	-3,59
09:30	348,85	1219,63	108,86	125,2	6,63	-24,97	86,02	40,5	98,08	-3,4
09:31	350,01	1219,68	108,55	125,22	6,52	-24,79	85,95	40,58	97,99	-2,93
09:32	349,16	1220,01	108,57	124,86	6,64	-24,68	85,89	40,57	97,89	-2,8
09:33	348,26	1219,93	108,9	125,06	6,66	-24,61	85,9	40,53	97,83	-3,15
09:34	348,79	1220,68	108,93	125,37	6,78	-24,68	85,97	40,52	97,89	-3,21
09:35	348,15	1220,91	108,85	125,4	7,38	-24,67	86,16	40,54	97,86	-3,26
09:36	348,96	1220,17	108,82	125,3	7,76	-24,53	86,31	40,55	97,74	-3,22
09:37	349,99	1219,78	108,98	125,63	7,86	-24,22	86,5	40,56	98,18	-3,23
09:38	350,35	1219,4	108,87	125,53	7,82	-24,17	86,59	40,56	98,53	-3,04
09:39	350,33	1218,73	108,87	125,42	7,65	-24,09	86,69	40,6	98,47	-3,1
09:40	351,02	1218,78	108,86	126,08	7,71	-24,04	86,68	40,63	98,54	-3,24
09:41	350,82	1218,35	108,6	126,11	7,58	-23,81	86,69	40,58	98,35	-3,54
09:42	351,38	1218,12	108,84	126,23	7,78	-23,75	86,78	40,56	98,31	-3,61
09:43.	351,89	1217,6	108,92	126,25	7,39	-23,6	86,65	40,54	98,52	-3,71
09:44.	352,66	1217,06	108,88	126,42	6,67	-23,63	86,34	40,53	98,35	-3,51
09:45	352,5	1217,46	108,92	126,12	6,66	-23,84	86,07	40,51	98,33	-3,56
09:46	350,58	1218,25	108,88	125,57	6,8	-23,87	86,02	40,33	98,63	-3,96
09:47	349,83	1218,63	108,97	125,45	7,06	-24,22	86,22	40,21	98,57	-4,23
09:48	350,47	1218,6	109,14	126,04	6,94	-24,23	86,3	40,17	98,35	-4,59

**TABA A3**  
**Registro de parámetros operacionales utilizados para la simulación del escenario base (Continuación)**

Hora	<b>CHILLER</b>		<b>SEPARADOR V-0320</b>				<b>TURBOEXPANSOR C-0325</b>		<b>PRE-COMPRESOR C-0325</b>	
	<i>T gas sal I350</i>	<i>T gas sal V-320</i>	<i>P V-320</i>	<i>F gas sal V-320</i>	<i>F liq V-0320</i>	<i>T gas sal turboex</i>	<i>P gas succ C-325</i>	<i>P gas descarga C-325</i>		
09:20	32,02	21,04	1199,46	182,97	1150,7	-68,65	277,57	387,77		
09:21	32,03	21,06	1199,14	185,37	1166,49	-68,91	277,19	387,48		
09:22	32,09	21,19	1199,6	186,7	1167,16	-68,72	276,74	387,34		
09:23	32,23	21,3	1200,07	186,82	1184,62	-68,76	276,51	387,41		
09:24	32,46	21,35	1200,01	183,18	1193,19	-68,65	276,58	387,51		
09:25	32,64	21,45	1200,08	183,28	1196,59	-68,45	276,97	387,7		
09:26	32,64	21,49	1200,23	185,35	1167,74	-68,26	277,24	387,82		
09:27	32,59	21,52	1200,68	184,22	1178,07	-68,26	277,1	387,69		
09:28	32,58	21,59	1201,09	183,81	1169,46	-68,32	276,58	387,51		
09:29	32,67	21,67	1200,61	185,29	1129,24	-68,29	276,2	387,4		
09:30	32,79	21,67	1199,91	183,76	1185,79	-68,39	276,05	387,28		
09:31	32,85	21,75	1199,96	184,3	1195,72	-68,15	276,02	387,35		
09:32	32,86	21,83	1200,36	185,4	1153,06	-68,04	276,11	387,39		
09:33	32,89	21,88	1200,31	185,58	1120,74	-68,06	276,12	387,41		
09:34	32,97	21,96	1201,1	185,4	1142,52	-68,21	275,8	387,46		
09:35	33,02	22,04	1201,32	185,51	1125,64	-68,13	275,51	387,59		
09:36	33	22,09	1200,63	188,29	1159,61	-68,02	275,29	388,04		
09:37	32,91	22,2	1200,18	187,98	1164,98	-67,95	275,39	388,22		
09:38	32,87	22,23	1199,7	185,67	1149,42	-68,02	275,46	388,39		
09:39	32,99	22,25	1198,98	186,62	1153,19	-67,99	275,67	388,58		
09:40	33,17	22,35	1198,96	185,76	1119,25	-67,8	275,91	388,67		
09:41	33,23	22,41	1198,55	185,69	1150,25	-67,65	276,04	388,71		
09:42	33,15	22,45	1198,25	183,94	1191,81	-67,72	276,28	388,82		
09:43	33	22,38	1197,61	183,72	1209,49	-67,35	276,64	388,95		
09:44	32,78	22,14	1197,06	185,84	1193,47	-67,04	277,35	389,38		
09:45	32,68	21,98	1197,72	187,88	1188,95	-67,26	277,89	389,52		
09:46	32,64	21,95	1198,68	187,31	1133,26	-67,42	277,92	389,28		
09:47	32,63	21,98	1198,87	184,67	1117,77	-67,65	277,52	388,94		
09:48	32,64	21,94	1198,81	184,58	1169,71	-67,64	277,22	388,73		

**TABLA A4**  
**Registro de parámetros operacionales utilizados para la simulación del escenario base (Continuación)**

Hora	<b>TORRE RECONTACTORA T-0330</b>						
	<i>P tope (psig)</i>	<i>T liq fondo (°F)</i>	<i>T gas sal (°F)</i>	<i>F liq fondo (gpm)</i>	<i>F por E-0360 (gpm)</i>	<i>T liq entra tope (°F)</i>	
09:20	288,71	-74,61	-87,29	881,29	208,37	-72,21	
09:21	288,27	-74,93	-87,37	880,45	208,62	-72,5	
09:22	287,83	-74,89	-87,38	881,34	209,67	-72,8	
09:23	287,69	-74,86	-87,38	878,32	209,85	-73,03	
09:24	287,68	-74,78	-87,35	876,84	207,68	-73,11	
09:25	288,06	-74,77	-87,2	876,78	207,9	-72,7	
09:26	288,27	-74,73	-87,24	882,96	212,51	-72,84	
09:27	288,26	-74,6	-87,18	877,59	215,65	-72,78	
09:28	287,63	-74,75	-87,29	876,59	212,41	-73,1	
09:29	287,25	-74,77	-87,51	872,79	209,87	-73,33	
09:30	287,21	-74,77	-87,69	887,07	210,78	-73,74	
09:31	287,22	-74,73	-87,65	873,87	208,24	-73,38	
09:32	287,29	-74,53	-87,31	868,98	206,77	-73,25	
09:33	287,26	-74,37	-87,29	868,28	205,42	-73,34	
09:34	286,99	-74,43	-87,37	867,76	201,2	-73,83	
09:35	286,65	-74,42	-87,36	867,33	203,02	-73,88	
09:36	286,55	-74,32	-87,32	873,25	208,02	-73,83	
09:37	286,62	-74,2	-87,47	872,82	205,97	-73,98	
09:38	286,72	-74,08	-87,46	871,93	206,45	-74,04	
09:39	286,85	-74,3	-87,31	872,05	206,45	-74,23	
09:40	287,09	-74,26	-87,35	871,75	206,06	-74,31	
09:41	287,2	-73,93	-87,3	871,31	203,11	-73,86	
09:42	287,28	-73,86	-87,32	868,76	196,29	-73,76	
09:43	287,73	-73,7	-87,08	874,54	195,94	-73,13	
09:44	288,4	-73,69	-87,01	876,47	198,24	-72,68	
09:45	288,99	-73,76	-86,81	871,85	201,44	-72,33	
09:46	288,99	-73,68	-86,57	870,08	200,87	-71,94	
09:47	288,58	-73,67	-86,35	878,21	207,16	-71,8	
09:48	288,24	-73,71	-86,6	876,35	206,58	-72,14	

**TABLA A5**  
**Registro de parámetros operacionales utilizados para la simulación del escenario base (Continuación)**

Hora	INTERCAMBIADOR E-0360				SEPARADOR V-0370				
	T sal A E-360 (°F)	T sal B E-360 (°F)	T sal C (°F)	T sal D E-360 (°F)	T liq sal V-370 (°F)	Flujo liq V-370 (gpm)	P V-370 (psig)	T gas sal V-370 (°F)	F gas sal V-370 (MMPCND)
09:20	-22,5	-72,21	-33,82	-5,62	-24,03	282,29	333,77	-24,03	88,13
09:21	-22,74	-72,5	-33,9	-5,97	-24,17	283,44	333,64	-24,17	87,4
09:22	-22,79	-72,8	-33,85	-5,94	-24,14	280,5	333,83	-24,14	86,71
09:23	-22,86	-73,03	-33,76	-5,5	-23,96	278,37	334,05	-23,96	86,48
09:24	-22,88	-73,11	-33,64	-4,97	-24,17	281,45	334,3	-24,17	86,83
09:25	-22,83	-72,7	-33,42	-4,63	-24,26	280,73	334,22	-24,26	87,88
09:26	-22,51	-72,84	-33,25	-4,7	-24,18	279,34	333,88	-24,18	87,93
09:27	-22,44	-72,78	-33,28	-5,22	-24,11	279,59	333,63	-24,11	86,82
09:28	-22,74	-73,1	-33,34	-5,29	-24,14	280,44	333,75	-24,14	86,18
09:29	-22,83	-73,33	-33,41	-5,57	-24,03	283,02	334,01	-24,03	85,93
09:30	-22,64	-73,74	-33,27	-5,82	-24,13	284,53	334,16	-24,13	85,87
09:31	-22,7	-73,38	-32,97	-5,43	-23,99	287,9	334,15	-23,99	86,56
09:32	-22,44	-73,25	-32,8	-4,83	-23,92	288,55	333,9	-23,92	86,74
09:33	-22,49	-73,34	-32,82	-4,79	-24,03	291,72	333,75	-24,03	85,92
09:34	-22,68	-73,83	-33,09	-4,77	-23,95	294,37	333,82	-23,95	85,21
09:35	-22,88	-73,88	-33,21	-4,72	-24,14	295,78	333,83	-24,14	84,8
09:36	-23,07	-73,83	-33,07	-4,73	-24,09	300,74	333,93	-24,09	84,57
09:37	-23,15	-73,98	-33,04	-4,56	-24,1	304,21	334,12	-24,1	84,45
09:38	-23,08	-74,04	-33,17	-4,64	-24,17	307,3	334,19	-24,17	84,76
09:39	-22,99	-74,23	-33,11	-4,57	-24,22	309,98	334,14	-24,22	85,12
09:40	-22,98	-74,31	-33,1	-4,9	-24,38	311,32	334,11	-24,38	85,41
09:41	-22,98	-73,86	-33,16	-5,51	-24,44	314,98	334,04	-24,44	85,33
09:42	-22,94	-73,76	-33,25	-5,39	-24,3	318,44	334,16	-24,3	85,67
09:43	-22,68	-73,13	-33,28	-5,5	-24,25	318,05	334,32	-24,25	86,77
09:44	-22,37	-72,68	-33,18	-5,73	-24,1	319,59	334,28	-24,1	87,71
09:45	-22,14	-72,33	-33,24	-5,5	-24,05	320,22	334,06	-24,05	88,13
09:46	-22,24	-71,94	-33,43	-5,69	-23,87	321,8	333,67	-23,87	87,79
09:47	-22,26	-71,8	-33,68	-6,42	-23,7	321,75	333,76	-23,7	86,69
09:48	-22,68	-72,14	-33,9	-6,15	-23,68	316,58	334,07	-23,68	86,6

**TABLA A6**  
**Registro de parámetros operacionales utilizados para la simulación del escenario base (Continuación)**

<b>TORRE DESETANIZADORA T-0380</b>						
<i>T tope (°F)</i>	<i>P tope (psig)</i>	<i>F LGN fondo (gpm)</i>	<i>T liq fondo (°F)</i>	<i>T liq entra #11 (°F)</i>		
-4,18	333,77	1132,21	207,51	-33,82		
-4,22	333,64	1125,89	207,51	-33,9		
-4,07	333,83	1119,27	207,54	-33,85		
-3,97	334,05	1112,81	207,75	-33,76		
-3,85	334,3	1104,15	208,16	-33,64		
-4,17	334,22	1102,81	208,22	-33,42		
-4,35	333,88	1094,21	208,26	-33,25		
-4,42	333,63	1085,09	208,16	-33,28		
-4,78	333,75	1077,78	208,28	-33,34		
-4,67	334,01	1075,33	208,29	-33,41		
-4,63	334,16	1069,8	208,43	-33,27		
-3,87	334,15	1068,05	209,07	-32,97		
-3,36	333,9	1064,25	209,09	-32,8		
-3,15	333,75	1057,48	209,05	-32,82		
-3,21	333,82	1052,72	208,99	-33,09		
-3,26	333,83	1053,29	209,23	-33,21		
-3,22	333,93	1050,71	208,99	-33,07		
-3,23	334,12	1051,48	209,14	-33,04		
-3,04	334,19	1051,49	209,15	-33,17		
-3,1	334,14	1053	209,17	-33,11		
-3,24	334,11	1055,24	209,47	-33,1		
-3,54	334,04	1062,49	209,2	-33,16		
-3,61	334,16	1065,73	209,42	-33,25		
-3,71	334,32	1074,53	209,24	-33,28		
-3,51	334,28	1080,99	209,4	-33,18		
-3,56	334,06	1088,59	209,43	-33,24		
-3,96	333,67	1094,09	209,39	-33,43		
-4,23	333,76	1098,33	209,15	-33,68		
-4,59	334,07	1104,4	208,93	-33,9		

**TABLA B1**  
**Reporte correspondiente a la simulación de la planta con una riqueza de 3,4**

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Usuario\Escritorio\TESIS\Simulaciones\Simul			
2			Unit Set: CARLOS			
3			Date/Time: Sun Jul 16 12:26:06 2006			
4						
5	<b>Workbook: Case (Main)</b>					
6	<b>Streams</b> <span style="float: right;">Fluid Pkg: All</span>					
7						
8						
9						
10						
11	Name	GAS DESHIDRATADO	GAS DESH	GAS DESHI	BIFASICA 320	ENTRADA T380 #27
12	Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.8116	0.8019
13	Temperature (F)	110.0	110.0	110.0	22.00	97.39
14	Pressure (psig)	1220	1220	1220	1215	370.5
15	Molar Flow (MMSCFD)	350.0	231.0	119.0	119.0	59.09
16	Mass Flow (lb/hr)	8.862e+005	5.849e+005	3.013e+005	3.013e+005	2.122e+005
17	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	4726	3119	1607	1607	978.60
18	Heat Flow (Btu/hr)	-1.616e+009	-1.066e+009	-5.493e+008	-5.729e+008	-3.120e+008
19	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.204e+004	-4.204e+004	-4.204e+004	-4.384e+004	-4.809e+004
20	Name	ENTRADA CHILLER	ENT GAS RESIDUAL	SAL GAS RESIDUAL	ENTRADA 320	BIFASIC 320
21	Vapour Fraction	0.8829	1.0000	1.0000	0.8322	0.8427
22	Temperature (F)	40.00	-7.114	98.22	26.43	29.00
23	Pressure (psig)	1215	284.0	279.0	1205	1205
24	Molar Flow (MMSCFD)	231.0	311.2	311.2	350.0	231.0
25	Mass Flow (lb/hr)	5.849e+005	6.590e+005	6.590e+005	8.862e+005	5.849e+005
26	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	3119	3905	3905	4726	3119
27	Heat Flow (Btu/hr)	-1.101e+009	-1.401e+009	-1.366e+009	-1.680e+009	-1.107e+009
28	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.342e+004	-4.101e+004	-3.998e+004	-4.372e+004	-4.366e+004
29	Name	ENTRADA C-0325	ENTRADA LV-320	LIQ 320	ENTRADA T330	ENTRADA E-355
30	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.4600	0.8768	1.0000
31	Temperature (F)	25.95	25.95	-19.00	-69.00	160.5
32	Pressure (psig)	1195	1195	375.5	291.2	412.9
33	Molar Flow (MMSCFD)	290.9	59.09	59.09	290.9	311.2
34	Mass Flow (lb/hr)	6.740e+005	2.122e+005	2.122e+005	6.740e+005	6.590e+005
35	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	3777	978.60	978.60	3777	3905
36	Heat Flow (Btu/hr)	-1.345e+009	-3.356e+008	-3.356e+008	-1.364e+009	-1.348e+009
37	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.210e+004	-5.173e+004	-5.173e+004	-4.268e+004	-3.943e+004
38	Name	SALIDA B	ENTRAD D	LIQUIDO T330	CORRIENTE C	ENTRADA C
39	Vapour Fraction	0.4301	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	Temperature (F)	-80.00	-89.23	-78.13	-76.64	-76.64
41	Pressure (psig)	306.0	288.0	290.0	445.0	445.0
42	Molar Flow (MMSCFD)	91.20	311.5	70.32	70.32	70.32
43	Mass Flow (lb/hr)	2.422e+005	6.598e+005	2.564e+005	2.564e+005	2.564e+005
44	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	1313	3910	1108	1108	1108
45	Heat Flow (Btu/hr)	-4.984e+008	-1.431e+009	-4.311e+008	-4.308e+008	-4.308e+008
46	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.994e+004	-4.184e+004	-5.583e+004	-5.579e+004	-5.579e+004
47	Name	BY-PASS	ENTRADA T380 #11	ENTRADA A	LGN	SALIDA A
48	Vapour Fraction	0.0000	0.1158	1.0000	0.0000	0.8464
49	Temperature (F)	-76.64	-18.00	-4.725	200.0	-20.00
50	Pressure (psig)	445.0	440.0	336.0	340.0	332.0
51	Molar Flow (MMSCFD)	0.0000	70.32	107.1	38.67	107.2
52	Mass Flow (lb/hr)	0.0000	2.564e+005	2.978e+005	2.268e+005	2.982e+005
53	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	0.0000	1108	1593	983.0	1595
54	Heat Flow (Btu/hr)	0.0000	-4.195e+008	-5.502e+008	-2.347e+008	-5.609e+008
55	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.579e+004	-5.432e+004	-4.680e+004	-5.528e+004	-4.766e+004
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 1 of 2	

**TABLA B2**  
**Reporte correspondiente a la simulación de la planta con una riqueza de 3,4 (Continuación)**

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Documents and Settings\Usuario\Escritorio\TEGIS\Simulaciones\Simul			
2			Unit Set: CARLOS			
3			Date/Time: Sun Jul 16 12:26:06 2006			
4						
5						
6	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>					
7						
8						
9	<b>Streams (continued)</b>				Fluid Pkg: All	
10						
11	Name	ENTRADA B	LIQ 370	ENTRADA T380 #1	SAL A	SAL B
12	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.8472	0.4301
13	Temperature (F)	-21.47	-21.47	-19.96	-20.00 *	-80.00 *
14	Pressure (psig)	310.0	22.0	430.0 *	332.0	308.0
15	Molar Flow (MMSCFD)	91.20	16.32	16.32	107.1	91.20
16	Mass Flow (lb/hr)	2.422e+005	5.603e+004	5.603e+004	2.978e+005	2.422e+005
17	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	1313	370.0	370.0	1593	1313
18	Heat Flow (Btu/hr)	-4.687e+008	-9.224e+007	-9.219e+007	-5.601e+008	-4.984e+008
19	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.697e+004	-5.147e+004	-5.144e+004	-4.764e+004	-4.994e+004
20	Name	SAL C	SAL D	ENE-CHILLER	ENE-C325	EN-P350
21	Vapour Fraction	0.1158	1.0000	---	---	---
22	Temperature (F)	-18.00	-7.078	---	---	---
23	Pressure (psig)	440.0	284.0	---	---	---
24	Molar Flow (MMSCFD)	70.32	311.5	---	---	---
25	Mass Flow (lb/hr)	2.564e+005	6.598e+005	---	---	---
26	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	1108	3910	---	---	---
27	Heat Flow (Btu/hr)	-4.195e+008	-1.403e+009	6.204e+006	1.877e+007	2.883e+005
28	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.432e+004	-4.101e+004	---	---	---
29	Name	EN-REBOILER	EN-P375			
30	Vapour Fraction	---	---			
31	Temperature (F)	---	---			
32	Pressure (psig)	---	---			
33	Molar Flow (MMSCFD)	---	---			
34	Mass Flow (lb/hr)	---	---			
35	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	---	---			
36	Heat Flow (Btu/hr)	3.880e+007	4.991e+004			
37	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	---	---			
38	Hyprotech Ltd.			HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 2 of 2

**TABLA B3**  
**Reporte correspondiente a la simulación de la planta con una riqueza de 3,3**

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\SUSUARIO\ESCRITORIO\TESIS\			
2			Unit Set: CARLOS			
3			Date/Time: Wed Sep 20 18:48:12 2006			
4						
5	<b>Workbook: Case (Main)</b>					
6	<b>Streams</b>					
7	Fluid Pkg: All					
8						
9						
10						
11	<b>Name</b>	<b>GAS DESHIDRATA</b>	<b>GAS DESH</b>	<b>GAS DESHI</b>	<b>BIFASICA 320</b>	<b>ENTRADA T380 #27</b>
12	Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.7783	0.8491
13	Temperature (F)	110.0 *	110.0	110.0	13.00 *	103.1
14	Pressure (psig)	1220 *	1220	1220	1215	342.0
15	Molar Flow (MMSCFD)	350.0 *	232.0	118.0 *	118.0	58.81
16	Mass Flow (lb/hr)	8.813e+005	5.841e+005	2.971e+005	2.971e+005	2.083e+005
17	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	4715	3125	1590	1590	938.0
18	Heat Flow (Btu/hr)	-1.613e+009	-1.069e+009	-5.438e+008	-5.698e+008	-3.067e+008
19	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.197e+004	-4.197e+004	-4.197e+004	-4.397e+004	-4.749e+004
20	<b>Name</b>	<b>ENTRADA CHILLER</b>	<b>ENT GAS RESIDUAL</b>	<b>SAL GAS RESIDUAL</b>	<b>ENTRADA 320</b>	<b>BIFASIC 320</b>
21	Vapour Fraction	0.8918	1.0000	1.0000	0.8331	0.8578
22	Temperature (F)	39.50 *	-6.730 *	98.11	23.96	30.00 *
23	Pressure (psig)	1215	279.0 *	274.0	1205	1205
24	Molar Flow (MMSCFD)	232.0	311.9 *	311.9	350.0	232.0
25	Mass Flow (lb/hr)	5.841e+005	6.599e+005	6.599e+005	8.813e+005	5.841e+005
26	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	3125	3913	3913	4715	3125
27	Heat Flow (Btu/hr)	-1.104e+009	-1.404e+009	-1.369e+009	-1.679e+009	-1.109e+009
28	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.334e+004	-4.098e+004	-3.996e+004	-4.369e+004	-4.355e+004
29	<b>Name</b>	<b>ENTRADA C-0325</b>	<b>ENTRADA LV-320</b>	<b>LIQ 320</b>	<b>ENTRADA T330</b>	<b>ENTRADA E-355</b>
30	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.4748	0.8735	1.0000
31	Temperature (F)	23.47	23.47	-24.53	-72.22	160.2
32	Pressure (psig)	1195	1195	350.0 *	286.0 *	405.1
33	Molar Flow (MMSCFD)	291.2	58.81	58.81	291.2	311.9
34	Mass Flow (lb/hr)	6.729e+005	2.083e+005	2.083e+005	6.729e+005	6.599e+005
35	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	3777	938.0	938.0	3777	3913
36	Heat Flow (Btu/hr)	-1.347e+009	-3.326e+008	-3.326e+008	-1.365e+009	-1.350e+009
37	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.211e+004	-5.151e+004	-5.151e+004	-4.270e+004	-3.942e+004
38	<b>Name</b>	<b>SALIDA B</b>	<b>ENTRAD D</b>	<b>LIQUIDO T330</b>	<b>CORRIENTE C</b>	<b>ENTRADA C</b>
39	Vapour Fraction	0.4337	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	Temperature (F)	-78.00 *	-90.68	-81.20	-79.58	-79.58
41	Pressure (psig)	327.0 *	283.0	286.0	456.0	456.0
42	Molar Flow (MMSCFD)	93.44 *	311.9	72.74	72.74	72.74
43	Mass Flow (lb/hr)	2.485e+005	6.598e+005	2.616e+005	2.616e+005	2.616e+005
44	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	1349	3913	1213	1213	1213
45	Heat Flow (Btu/hr)	-5.133e+008	-1.432e+009	-4.462e+008	-4.459e+008	-4.459e+008
46	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.002e+004	-4.182e+004	-5.587e+004	-5.583e+004	-5.583e+004
47	<b>Name</b>	<b>BY-PASS</b>	<b>ENTRADA T380 #11</b>	<b>ENTRADA A</b>	<b>LGN</b>	<b>SALIDA A</b>
48	Vapour Fraction	0.0000	0.1158	1.0000	0.0000	0.8321
49	Temperature (F)	-79.58	-19.00 *	-6.640	199.3	-22.00 *
50	Pressure (psig)	456.0	451.0	340.0	342.0	336.0 *
51	Molar Flow (MMSCFD)	0.0000	72.74	112.6	37.74	112.2 *
52	Mass Flow (lb/hr)	0.0000	2.616e+005	3.129e+005	2.203e+005	3.118e+005
53	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	0.0000	1213	1678	796.2	1672
54	Heat Flow (Btu/hr)	0.0000	-4.339e+008	-5.806e+008	-2.283e+008	-5.897e+008
55	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.583e+004	-5.433e+004	-4.698e+004	-5.510e+004	-4.786e+004
56						
57						
58						
59						
60	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 1 of 2	

**TABLA B4**  
**Reporte correspondiente a la simulación de la planta con una riqueza de 3,3 (Continuación)**

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\USUARIO\ESCRITORIO\TESISIS			
2			Unit Set: CARLOS			
3			Date/Time: Wed Sep 20 18:48:12 2006			
4						
5	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>					
6	<b>Streams (continued)</b>					
7					Fluid Pkg: All	
8						
9						
10						
11	Name	ENTRADA B	LIQ 370	ENTRADA T380 #1	SAL A	SAL B
12	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.8315	0.4337
13	Temperature (F)	-22.73	-22.73	-21.79	-22.00 *	-78.00 *
14	Pressure (psig)	331.0	331.0	396.0	336.0	327.0
15	Molar Flow (MMSCFD)	93.44	18.76	18.76	112.6	93.44
16	Mass Flow (lb/hr)	2.485e+005	6.328e+004	6.328e+004	3.129e+005	2.485e+005
17	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	1349	323.1	323.1	1678	1349
18	Heat Flow (Btu/hr)	-4.836e+008	-1.060e+008	-1.060e+008	-5.917e+008	-5.133e+008
19	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.714e+004	-5.149e+004	-5.147e+004	-4.787e+004	-5.002e+004
20	Name	SAL C	SAL D	ENE-CHILLER	ENE-C325	EN-P350
21	Vapour Fraction	0.1158	1.0000	---	---	---
22	Temperature (F)	-19.00	-6.736	---	---	---
23	Pressure (psig)	451.0	279.0	---	---	---
24	Molar Flow (MMSCFD)	72.74	311.9	---	---	---
25	Mass Flow (lb/hr)	2.616e+005	6.598e+005	---	---	---
26	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	1213	3913	---	---	---
27	Heat Flow (Btu/hr)	-4.339e+008	-1.404e+009	5.317e+006	1.876e+007	3.231e+005
28	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.433e+004	-4.098e+004	---	---	---
29	Name	EN-REBOILER	EN-P375			
30	Vapour Fraction	---	---			
31	Temperature (F)	---	---			
32	Pressure (psig)	---	---			
33	Molar Flow (MMSCFD)	---	---			
34	Mass Flow (lb/hr)	---	---			
35	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	---	---			
36	Heat Flow (Btu/hr)	3.768e+007	3.423e+004			
37	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	---	---			
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 2 of 2	

**TABLA B5**  
**Reporte correspondiente a la simulación de la planta con una riqueza de 3,2**

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\USUARIO\ESCRITORIO\TESIS\			
2			Unit Set: CARLOS			
3			Date/Time: Wed Sep 20 18:52:27 2006			
4						
5	<b>Workbook: Case (Main)</b>					
6	<b>Streams</b>					
7	Fluid Pkg: All					
8						
9						
10						
11	<b>Name</b>	<b>GAS DESHIDRATA</b>	<b>GAS DESH</b>	<b>GAS DESHI</b>	<b>BIFASICA 320</b>	<b>ENTRADA T380 #27</b>
12	Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.8230	0.8782
13	Temperature (F)	110.0 *	110.0	110.0	19.00 *	108.8
14	Pressure (psig)	1220 *	1220	1220	1215	330.0
15	Molar Flow (MMSCFD)	350.0 *	228.0	122.0 *	122.0	52.19
16	Mass Flow (lb/hr)	8.758e+005	5.706e+005	3.053e+005	3.053e+005	1.842e+005
17	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	4704	3064	1640	1640	831.4
18	Heat Flow (Btu/hr)	-1.610e+009	-1.049e+009	-5.613e+008	-5.857e+008	-2.700e+008
19	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.190e+004	-4.190e+004	-4.190e+004	-4.372e+004	-4.711e+004
20	<b>Name</b>	<b>ENTRADA CHILLER</b>	<b>ENT GAS RESIDUAL</b>	<b>SAL GAS RESIDUAL</b>	<b>ENTRADA 320</b>	<b>BIFASIC 320</b>
21	Vapour Fraction	0.9073	1.0000	1.0000	0.8523	0.8675
22	Temperature (F)	40.00 *	-9.000 *	90.78	25.29	29.00 *
23	Pressure (psig)	1215	278.0 *	273.0	1205	1205
24	Molar Flow (MMSCFD)	228.0	312.8 *	312.8	350.0	228.0
25	Mass Flow (lb/hr)	5.706e+005	6.620e+005	6.620e+005	8.758e+005	5.706e+005
26	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	3064	3926	3926	4704	3064
27	Heat Flow (Btu/hr)	-1.082e+009	-1.408e+009	-1.375e+009	-1.674e+009	-1.088e+009
28	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.323e+004	-4.101e+004	-4.004e+004	-4.356e+004	-4.347e+004
29	<b>Name</b>	<b>ENTRADA C-0325</b>	<b>ENTRADA LV-320</b>	<b>LIQ 320</b>	<b>ENTRADA T330</b>	<b>ENTRADA E-355</b>
30	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.4819	0.8721	1.0000
31	Temperature (F)	24.80	24.80	-24.48	-70.27	154.6
32	Pressure (psig)	1195	1195	338.0 *	287.0 *	409.3
33	Molar Flow (MMSCFD)	297.8	52.19	52.19	297.8	312.8
34	Mass Flow (lb/hr)	6.916e+005	1.842e+005	1.842e+005	6.916e+005	6.620e+005
35	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	3873	831.4	831.4	3873	3926
36	Heat Flow (Btu/hr)	-1.380e+009	-2.944e+008	-2.944e+008	-1.399e+009	-1.356e+009
37	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.219e+004	-5.138e+004	-5.138e+004	-4.278e+004	-3.948e+004
38	<b>Name</b>	<b>SALIDA B</b>	<b>ENTRADA D</b>	<b>LIQUIDO T330</b>	<b>CORRIENTE C</b>	<b>ENTRADA C</b>
39	Vapour Fraction	0.4323	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	Temperature (F)	-81.02 *	-91.00	-78.30	-76.68	-76.68
41	Pressure (psig)	316.0 *	282.0	285.0	455.0	455.0
42	Molar Flow (MMSCFD)	82.62 *	313.0	67.40	67.40	67.40
43	Mass Flow (lb/hr)	2.189e+005	6.626e+005	2.479e+005	2.479e+005	2.479e+005
44	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	1191	3929	1135	1135	1135
45	Heat Flow (Btu/hr)	-4.535e+008	-1.438e+009	-4.142e+008	-4.139e+008	-4.139e+008
46	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.999e+004	-4.184e+004	-5.597e+004	-5.593e+004	-5.593e+004
47	<b>Name</b>	<b>BY-PASS</b>	<b>ENTRADA T380 #11</b>	<b>ENTRADA A</b>	<b>LGN</b>	<b>SALIDA A</b>
48	Vapour Fraction	0.0000	0.0816	1.0000	0.0000	0.8003
49	Temperature (F)	-76.68	-20.00 *	-8.061	195.6	-25.00 *
50	Pressure (psig)	455.0	450.0	334.0	338.0	330.0 *
51	Molar Flow (MMSCFD)	0.0000	67.40	103.2	36.77	103.0 *
52	Mass Flow (lb/hr)	0.0000	2.479e+005	2.876e+005	2.127e+005	2.870e+005
53	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	0.0000	1135	1545	771.8	1542
54	Heat Flow (Btu/hr)	0.0000	-4.040e+008	-5.315e+008	-2.215e+008	-5.423e+008
55	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.593e+004	-5.459e+004	-4.691e+004	-5.486e+004	-4.795e+004
56						
57						
58						
59						
60	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 1 of 2	

**TABLA B6**  
**Reporte correspondiente a la simulación de la planta con una riqueza de 3,2 (Continuación)**

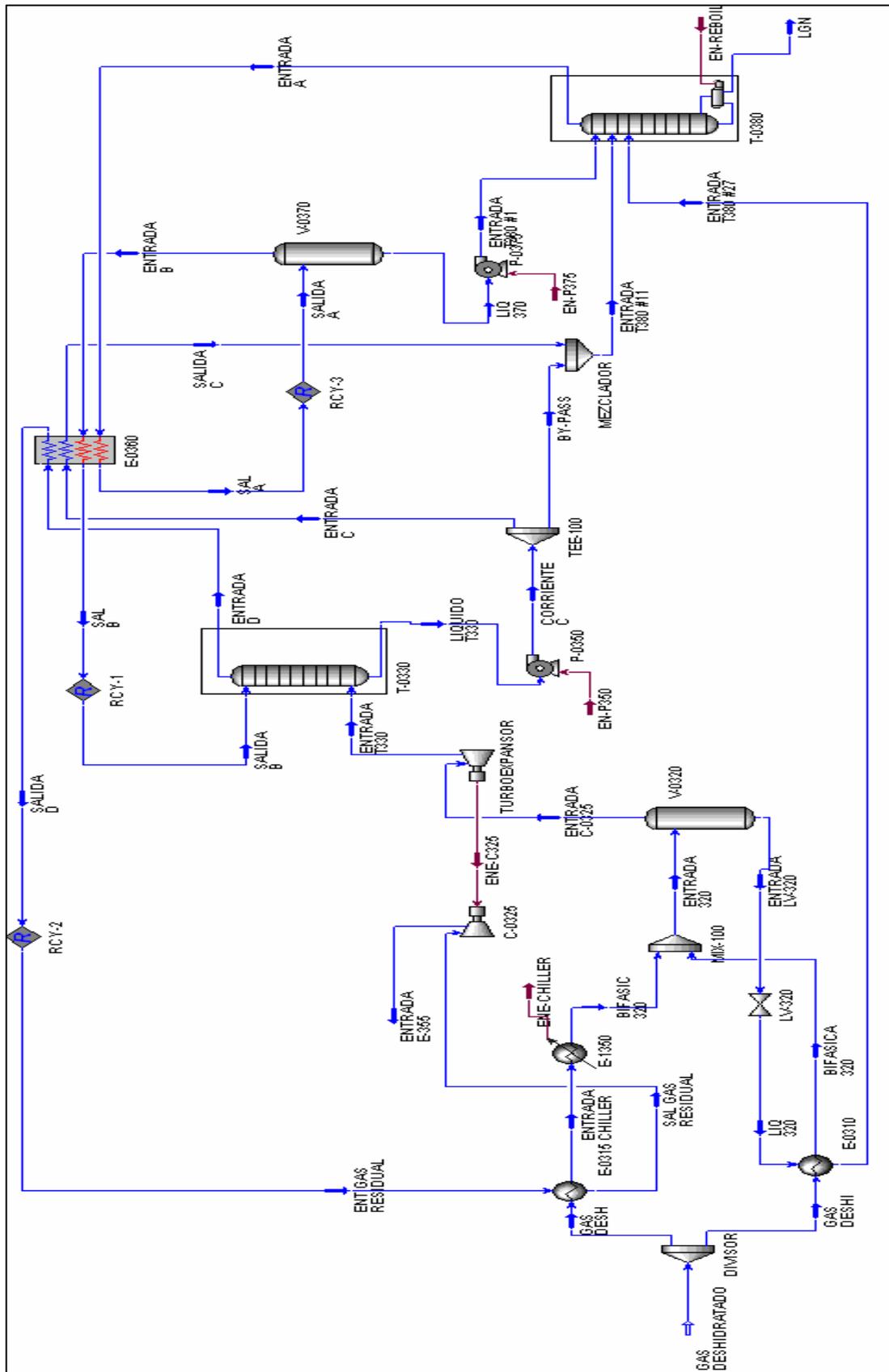
1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\USUARIO\ESCRITORIO\TESIS\			
2			Unit Set: CARLOS			
3			Date/Time: Wed Sep 20 18:52:27 2006			
4						
5	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>					
6						
7	<b>Streams (continued)</b>					
8	Fluid Pkg: All					
9						
10						
11	<b>Name</b>	<b>ENTRADA B</b>	<b>LIQ 370</b>	<b>ENTRADA T380 #1</b>	<b>SAL A</b>	<b>SAL B</b>
12	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.7995	0.4321
13	Temperature (F)	-26.48	-26.48	-25.56	-25.00 *	-81.04
14	Pressure (psig)	320.0	320.0	385.0	330.0	316.0
15	Molar Flow (MMSCFD)	82.62	20.38	20.38	103.2	82.62
16	Mass Flow (lb/hr)	2.189e+005	6.809e+004	6.809e+004	2.876e+005	2.189e+005
17	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	1191	350.7	350.7	1545	1191
18	Heat Flow (Btu/hr)	-4.272e+008	-1.151e+008	-1.151e+008	-5.434e+008	-4.535e+008
19	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.709e+004	-5.144e+004	-5.142e+004	-4.796e+004	-4.999e+004
20	<b>Name</b>	<b>SAL C</b>	<b>SAL D</b>	<b>ENE-CHILLER</b>	<b>ENE-C325</b>	<b>EN-P350</b>
21	Vapour Fraction	0.0818	1.0000	---	---	---
22	Temperature (F)	-20.00	-9.000 *	---	---	---
23	Pressure (psig)	450.0	278.0	---	---	---
24	Molar Flow (MMSCFD)	67.40	313.0	---	---	---
25	Mass Flow (lb/hr)	2.479e+005	6.626e+005	---	---	---
26	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	1135	3929	---	---	---
27	Heat Flow (Btu/hr)	-4.040e+008	-1.410e+009	6.103e+006	1.922e+007	3.043e+005
28	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.459e+004	-4.102e+004	---	---	---
29	<b>Name</b>	<b>EN-REBOILER</b>	<b>EN-P375</b>			
30	Vapour Fraction	---	---			
31	Temperature (F)	---	---			
32	Pressure (psig)	---	---			
33	Molar Flow (MMSCFD)	---	---			
34	Mass Flow (lb/hr)	---	---			
35	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	---	---			
36	Heat Flow (Btu/hr)	3.600e+007	3.677e+004			
37	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	---	---			
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 2 of 2	

**TABLA B7**  
**Reporte correspondiente a la simulación de la planta con una riqueza de 3,1**

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\USUARIO\ESCRITORIO\TESISIS			
2			Unit Set: CARLOS			
3			Date/Time: Wed Sep 20 18:56:26 2006			
4						
5	<b>Workbook: Case (Main)</b>					
6	<b>Streams</b> <span style="float: right;">Fluid Pkg: All</span>					
7						
8						
9						
10						
11	<b>Name</b>	<b>GAS DESHIDRATA</b>	<b>GAS DESH</b>	<b>GAS DESHI</b>	<b>BIFASICA 320</b>	<b>ENTRADA T380 #27</b>
12	Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.8222	0.8762
13	Temperature (F)	110.0 *	110.0	110.0	17.00 *	108.2
14	Pressure (psig)	1220 *	1220	1220	1215	336.0
15	Molar Flow (MMSCFD)	350.0 *	233.0	117.0 *	117.0	51.17
16	Mass Flow (lb/hr)	8.727e+005	5.809e+005	2.917e+005	2.917e+005	1.801e+005
17	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	4695	3125	1569	1569	813.5
18	Heat Flow (Btu/hr)	-1.610e+009	-1.072e+009	-5.381e+008	-5.620e+008	-2.649e+008
19	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.189e+004	-4.189e+004	-4.189e+004	-4.374e+004	-4.715e+004
20	<b>Name</b>	<b>ENTRADA CHILLER</b>	<b>ENT GAS RESIDUAL</b>	<b>SAL GAS RESIDUAL</b>	<b>ENTRADA 320</b>	<b>BIFASICA 320</b>
21	Vapour Fraction	0.9038	1.0000	1.0000	0.8553	0.8711
22	Temperature (F)	37.00 *	-10.24 *	95.47	24.09	28.00 *
23	Pressure (psig)	1215	276.0 *	271.0	1205	1205
24	Molar Flow (MMSCFD)	233.0	314.0 *	314.0	350.0	233.0
25	Mass Flow (lb/hr)	5.809e+005	6.642e+005	6.642e+005	8.727e+005	5.809e+005
26	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	3125	3938	3938	4695	3125
27	Heat Flow (Btu/hr)	-1.107e+009	-1.415e+009	-1.380e+009	-1.674e+009	-1.112e+009
28	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.327e+004	-4.106e+004	-4.003e+004	-4.356e+004	-4.346e+004
29	<b>Name</b>	<b>ENTRADA C-0325</b>	<b>ENTRADA LV-320</b>	<b>LIQ 320</b>	<b>ENTRADA T330</b>	<b>ENTRADA E-355</b>
30	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.4814	0.8715	1.0000
31	Temperature (F)	23.60	23.60	-25.60	-72.00 *	159.0
32	Pressure (psig)	1195	1195	341.0 *	284.5	404.8
33	Molar Flow (MMSCFD)	298.8	51.17	51.17	298.8	314.0
34	Mass Flow (lb/hr)	6.926e+005	1.801e+005	1.801e+005	6.926e+005	6.642e+005
35	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	3881	813.5	813.5	3881	3938
36	Heat Flow (Btu/hr)	-1.385e+009	-2.888e+008	-2.888e+008	-1.405e+009	-1.361e+009
37	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.221e+004	-5.140e+004	-5.140e+004	-4.280e+004	-3.947e+004
38	<b>Name</b>	<b>SALIDA B</b>	<b>ENTRADA D</b>	<b>LIQUIDO T330</b>	<b>CORRIENTE C</b>	<b>ENTRADA C</b>
39	Vapour Fraction	0.4405	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	Temperature (F)	-80.00 *	-91.36	-79.57	-77.91	-77.91
41	Pressure (psig)	314.0 *	280.0	285.0	460.0 *	460.0
42	Molar Flow (MMSCFD)	83.64 *	314.0	68.49	68.49	68.49
43	Mass Flow (lb/hr)	2.223e+005	6.642e+005	2.507e+005	2.507e+005	2.507e+005
44	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	1207	3938	1150	1150	1150
45	Heat Flow (Btu/hr)	-4.607e+008	-1.444e+009	-4.217e+008	-4.214e+008	-4.214e+008
46	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.016e+004	-4.187e+004	-5.607e+004	-5.602e+004	-5.602e+004
47	<b>Name</b>	<b>BY-PASS</b>	<b>ENTRADA T380 #11</b>	<b>ENTRADA A</b>	<b>LGN</b>	<b>SALIDA A</b>
48	Vapour Fraction	0.0000	0.0640	1.0000	0.0000	0.8174
49	Temperature (F)	-77.91	-24.00 *	-7.858	194.8	-24.00 *
50	Pressure (psig)	460.0	455.0	332.0	336.0	328.0 *
51	Molar Flow (MMSCFD)	0.0000	68.49	102.0	36.11	102.1 *
52	Mass Flow (lb/hr)	0.0000	2.507e+005	2.843e+005	2.087e+005	2.846e+005
53	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	0.0000	1150	1524	757.6	1525
54	Heat Flow (Btu/hr)	0.0000	-4.121e+008	-5.275e+008	-2.175e+008	-5.390e+008
55	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.602e+004	-5.479e+004	-4.708e+004	-5.487e+004	-4.806e+004
56						
57						
58						
59						
60	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 1 of 2	

**TABLA B8**  
**Reporte correspondiente a la simulación de la planta con una riqueza de 3,1(Continuación)**

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\USUARIO\ESCRITORIO\TESIS\			
2			Unit Set: CARLOS			
3			Date/Time: Wed Sep 20 18:56:26 2006			
4						
5	<b>Workbook: Case (Main) (continued)</b>					
6						
7						
8						
9	<b>Streams (continued)</b>				Fluid Pkg: All	
10						
11	<b>Name</b>	<b>ENTRADA B</b>	<b>LIQ 370</b>	<b>ENTRADA T380 #1</b>	<b>SAL A</b>	<b>SAL B</b>
12	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.8181	0.4405
13	Temperature (F)	-25.49	-25.49	-24.55	-24.00	-80.00
14	Pressure (psig)	318.0	318.0	385.0	328.0	314.0
15	Molar Flow (MMSCFD)	83.64	18.47	18.47	102.0	83.64
16	Mass Flow (lb/hr)	2.223e+005	6.225e+004	6.225e+004	2.843e+005	2.223e+005
17	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	1207	318.4	318.4	1524	1207
18	Heat Flow (Btu/hr)	-4.343e+008	-1.047e+008	-1.047e+008	-5.383e+008	-4.607e+008
19	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.728e+004	-5.161e+004	-5.159e+004	-4.805e+004	-5.016e+004
20	<b>Name</b>	<b>SALIDA C</b>	<b>SALIDA D</b>	<b>ENE-CHILLER</b>	<b>ENE-C325</b>	<b>EN-P350</b>
21	Vapour Fraction	0.0640	1.0000	---	---	---
22	Temperature (F)	-24.00	-10.24	---	---	---
23	Pressure (psig)	455.0	276.0	---	---	---
24	Molar Flow (MMSCFD)	68.49	314.0	---	---	---
25	Mass Flow (lb/hr)	2.507e+005	6.642e+005	---	---	---
26	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	1150	3938	---	---	---
27	Heat Flow (Btu/hr)	-4.121e+008	-1.416e+009	5.051e+006	1.930e+007	3.168e+005
28	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.479e+004	-4.106e+004	---	---	---
29	<b>Name</b>	<b>EN-REBOILER</b>	<b>EN-P375</b>			
30	Vapour Fraction	---	---			
31	Temperature (F)	---	---			
32	Pressure (psig)	---	---			
33	Molar Flow (MMSCFD)	---	---			
34	Mass Flow (lb/hr)	---	---			
35	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	---	---			
36	Heat Flow (Btu/hr)	3.664e+007	3.450e+004			
37	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	---	---			
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 2 of 2	



Fuente : Simulador HYSYS 3.2

Figura B1 . Diagrama de simulación de la Planta de Extracción Jusepín