

**FACTIBILIDAD TÉCNICO-ECONÓMICA DEL USO DE SISTEMAS
CRIOGÉNICOS EN LA RECUPERACIÓN DE ETANO EN UNA PLANTA
CONVENCIONAL- CASO PRÁCTICO**

**EFRAIN HENRÍQUEZ LINDAO
PEDRO JAVIER SALAZAR VELANDIA**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2006

**FACTIBILIDAD TÉCNICO-ECONÓMICA DEL USO DE SISTEMAS
CRIOGÉNICOS EN LA RECUPERACIÓN DE ETANO EN UNA PLANTA
CONVENCIONAL- CASO PRÁCTICO**

**EFRAIN HENRÍQUEZ LINDAO
PEDRO JAVIER SALAZAR VELANDIA**

**Trabajo de Grado para optar al título
de Ingeniero de Petróleos**

**Director
JULIO CESAR PÉREZ ANGULO**

**Codirector
OSCAR A. ARENAS MANTILLA**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2006

A Dios por todas sus bendiciones y enseñanzas
A mi madre María Luisa, por ser la luz de mis ojos
A mi padre Pedro Elías, por su sacrificio y entrega a mi sueño
A mis hermanos Nohemí, Alexander, Nestor y Lígía, por su apoyo y alegría
A kathe, por estar en las buenas y en las malas
A todos mis amigos, por cada momento especial

Pedro Javier

A mi Diosito lindo por llenar mi vida de bendiciones, por darme todo lo que
tengo y todo lo que soy, por levantarme y darme aliento en momentos de
desánimo
A la mejor mamá del mundo, Mary por su gran amor, por su sacrificio y
apoyo
A mis mamás lindas Nana, Alidís, Luchi, por su apoyo, por brindarme lo
mejor de mejor para mi bienestar y por su gran amor
A toda mi familia por brindarme su amor y comprensión
A mis hermanos por estar pendientes de mí, por aguantarme muchas cosas
A la señora Marina por acercarme a Dios, por sus sabios consejos y por su amor
de madre
Y no podían faltar los de siempre, mi gente, mis amigos del alma, por
cuidarme, por su apoyo, por compartir momentos de alegrías y tristezas

Efraín José "NO FEAR"

AGRADECIMIENTOS

Al Ingeniero Julio César Pérez Angulo, Ingeniero de Petróleos y Director del trabajo de grado, por toda su paciencia y colaboración.

Al Ingeniero Oscar Armando Arenas, por su valiosa colaboración en el desarrollo de este proyecto. Además a los Ingenieros Jorge Forero, Tobías Ricardo Olmos, Luzmila Niño Hernandez e Isaac Santiago Luque por su invaluable apoyo técnico.

Al ingeniero Horacio Parra, Petroingenieria LTDA, por el suministro de cotizaciones de proyectos referentes a criogénica.

A Néstor Triana, por su colaboración en realización de las cotizaciones de los equipos y su paciencia.

A todas aquellas personas que aportaron su granito de arena para lograr esta meta, especialmente a todos nuestros amigos por todo su apoyo y amistad.

GLOSARIO

ABSORBEDORA: torre o columna que proporciona el contacto entre el gas natural a ser procesado y el líquido solvente.

ABSORCIÓN: operación en la cual uno o más componentes en fase gaseosa son transferidos al líquido solvente.

ACEITE DE ABSORCIÓN: hidrocarburo líquido usado para absorber y recuperar componentes del gas natural.

ACEITE POBRE: aceite de absorción recuperado de la planta o aceite del cual se han removido los compuestos absorbidos.

ACEITE RICO: aceite que sale por el fondo de una torre absorbidora. Este producto es el aceite pobre más los componentes absorbidos.

API (GRAVEDAD API): escala arbitraria para expresar la densidad relativa de los productos líquidos del petróleo. Esta escala se expresa en grados API.

BTU: Abreviatura de “*British Thermal Unit*”, unidad que corresponde a la cantidad de calor necesario para incrementar la temperatura de 1 libra de agua en 1 grado Fahrenheit, a una temperatura y presión dadas.

BUTANO COMERCIAL: Hidrocarburo líquido constituido principalmente por butano y/o butileno.

BUTANO, NORMAL: Contiene un mínimo de 95% en volumen líquido de normal-butano. Químicamente el normal-butano es un compuesto alifático de la serie de las parafinas, con la fórmula química C_4H_{10} .

CONDENSADO: líquido formado por la condensación de un gas; específicamente, el hidrocarburo líquido separado del gas natural debido a los cambios en la temperatura y presión cuando el gas del yacimiento es enviado a los separadores de superficie.

CONDENSADO ESTABILIZADO: condensado que ha sido estabilizado a la presión de vapor definitiva en un sistema de fraccionamiento.

DESBUTANIZADORA: torre fraccionadora diseñada para separar butano (y compuestos de mayor volatilidad, si están presentes) de una mezcla de hidrocarburos.

DESETANIZADORA: torre fraccionadora diseñada para separar etano (y compuestos de mayor volatilidad, si están presentes) de una mezcla de hidrocarburos.

DESMETANIZADORA: torre fraccionadora diseñada para separar metano (y compuestos de mayor volatilidad, si están presentes) de una mezcla de hidrocarburos.

DESPROPANIZADORA: torre fraccionadora diseñada para separar propano (y compuestos de mayor volatilidad, si están presentes) de una mezcla de hidrocarburos.

DESHIDRATACIÓN: proceso mediante el cual se retira el agua del gas o del crudo.

DESPOJADORA: columna en la cual los componentes absorbidos son despojados del aceite de absorción. El término se aplica a columnas que usan un medio de despojo, como vapor o gas.

DESTILACIÓN: proceso de separar materiales por adición de calor para vaporizar los compuestos más volátiles y de enfriar la porción restante para licuar una parte del vapor. Los materiales a separar deben tener diferentes puntos de ebullición y/o volatilidades relativas.

DESTILADORA (“Still”): columna donde el producto absorbido se recupera del aceite de absorción. En plantas donde se utiliza aceite de absorción de bajo peso molecular, la destiladora es diseñada como una columna de fraccionamiento. En plantas que usan aceite de absorción de alto peso molecular, la destiladora debe utilizar vapor u otros fluidos como medio de despojo.

DOWNSTREAM: expresión que cubre los últimos tramos de un proceso industrial o la etapa de comercialización del producto o subproductos. Para el caso del petróleo y del gas define el intervalo en el que cumplen los procesos de refinación, separación, fraccionamiento, distribución y comercialización.

ESTABILIZADORA: columna de fraccionamiento diseñada para reducir la presión de vapor de una corriente líquida.

EP: producto que consiste en una mezcla de esencialmente etano propano.

ETANO: hidrocarburo gaseoso, más pesado que el metano, se licua por enfriamiento y constituye una importante materia prima para la industria petroquímica, para la obtención de combustible.

FACTOR DE ABSORCIÓN: factor que indica la tendencia de un componente en fase gaseosa a ser transferido (o absorbido) al líquido solvente.

FONDOS: líquido o material residual que es retirado del fondo de una torre fraccionadora o de un separador durante el procesamiento del gas.

FRACCIONAMIENTO: ver destilación. Separación de una mezcla de hidrocarburos en productos individuales, basada en la diferencia entre los puntos de ebullición y/o volatilidades relativas.

GAS ASOCIADO: hidrocarburos gaseosos que se encuentran como gas libre bajo las condiciones de presión y temperatura del yacimiento.

GAS NATURAL: forma gaseosa del petróleo. Compuesta principalmente por mezcla de los gases hidrocarburos; el componente más común es el metano.

GAS RICO: gas alimento de una planta de procesamiento para recuperar líquidos.

GASOLINA NATURAL: mezcla de hidrocarburos, principalmente pentanos y más pesados, extraídos del gas natural, la cual cumple con la presión de vapor y otros requerimientos específicos.

GPL: gas licuado del petróleo. Compuesto predominantemente por propano y butano, el cual se mantiene en fase líquida bajo presión.

GPM: 1. Término utilizado para describir la tasa de flujo de un fluido en galones por minuto. 2. Galones por millón de pie cúbico estándar, se refiere al contenido, en el gas natural, de componentes recuperables como productos líquidos.

HIDRATO: material sólido resultante de la combinación de hidrocarburos con agua, bajo presión.

INTERCAMBIADOR DE CALOR (Heat Exchanger): aparato mecánico que transfiere energía de un fluido a otro, similar a como lo hace el radiador del carro.

ISO-BUTANO: contiene un mínimo de 95% en volumen líquido de iso-butano. Químicamente, es un hidrocarburo de la serie de las parafinas con la formula C_4H_{10} .

METANO (CH_4): es el hidrocarburo más simple y el principal componente del gas natural.

MILLON DE PIES CUBICOS (MMPC): medida de volumen del gas natural, un millón de pies cúbicos.

PLANTA CRIOGÉNICA: planta de procesamiento de gas que es capaz de producir gas natural líquido, incluyendo etano, a temperaturas de operación muy bajas, generalmente por debajo de $-50^{\circ}F$.

PLANTA DE PROCESAMIENTO DE GAS: planta en la cual se procesa el gas natural para recuperar líquidos y algunas veces otras sustancias como sulfuro.

PRESIÓN ATMOSFÉRICA: presión ejercida sobre la superficie terrestre por la atmósfera. Una presión de 760 mmHg, 29.92 inHg, o 14.696 psia se usa como estándar para algunos cálculos.

PRESIÓN CRÍTICA: presión de vapor de una sustancia a su temperatura crítica.

PRESIÓN DE VAPOR: presión ejercida por la fase vapor que está en contacto con una fase líquido sobre las paredes de un recipiente.

PROCESAMIENTO DEL GAS: separación de los componentes del gas natural para tener productos vendibles y para tratar el gas residual para alcanzar las especificaciones de venta.

PUNTO DE BURBUJA: temperatura a la cual se forma la primera burbuja de vapor estable en el líquido, a una presión determinada.

PUNTO DE ROCÍO: temperatura a cualquier temperatura dada o presión a cualquier temperatura dada, a la cual el líquido comienza a condensar en un gas.

RECICLO: retorno de una porción de una corriente de proceso al punto corriente arriba de donde fue removido para enriquecer el proceso de recuperación o de control.

RECUPERACIÓN: porcentaje o fracción de un componente dado en el alimento de una planta que se recupera como producto de planta.

REFLUJO: porción de condensado de cima que regresa a la columna de fraccionamiento para reforzar la pureza que se puede alcanzar en el producto de tope.

RELACIÓN DE REFLUJO: una manera de medir el volumen de reflujo. Normalmente referida al alimento o al producto de tope.

RVP: presión de vapor Reid. Presión de vapor de un material medida por el método Reid.

TEMPERATURA CRÍTICA: máxima temperatura a la cual un componente puro puede existir como un líquido.

TURBOEXPANDER: turbina de reacción con diseño radial dominante en usos criogénicos, la configuración más común es un turboexpander-compresor donde se utiliza el trabajo del expander para comprimir el gas en el proceso.

UPSTREAM: expresión que abarca el segmento de la industria que se ocupa de la extracción del producto y hasta su llegada al proceso industrial. Para el caso del petróleo/gas, la definición cubre los trabajos de exploración, perforación, explotación y hasta su entrega en refinería, plantas de proceso o fraccionamiento.

W.T.I. (West Texas Intermediate Crude Oil): crudo cuyo precio es el principal referente para el comercio o intercambio de otros petróleos en los Estados Unidos de América y países del cono sur como Argentina y Colombia.

CONTENIDO

	Página
INTRODUCCION.....	1
1. GENERALIDADES.....	3
1.1 PROCESAMIENTO GENERAL DEL GAS NATURAL.....	3
1.1.1 Efecto de las Impurezas Encontradas en el Gas Natural.....	5
1.1.2 Especificaciones y Condiciones Estándar.....	5
1.2 OPERACIONES PARA EL TRATAMIENTO DE GAS NATURAL... 7	
1.2.1 Deshidratación del Gas Natural.....	8
1.2.1.1 Deshidratación por Absorción.....	8
1.2.1.2 Deshidratación por Adsorción.....	11
1.2.1.3 Deshidratación utilizando membranas semipermeables... 13	
1.2.2 Endulzamiento.....	13
1.3 OPERACIONES PARA PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL.15	
1.3.1 Recuperación de gas pobre.....	15
1.3.1.1 Separación por absorción.....	15
1.3.1.2 Proceso de refrigeración.....	16
1.3.1.3 Proceso criogénico.....	17
1.3.2 Fraccionamiento.....	18
2. DIVISIÓN DE LA PLANTA ORIGINAL..... 21	
2.1 SECCIÓN DE DESHIDRATACIÓN..... 23	
2.1.1 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos.....	26
2.2 SECCIÓN DE REFRIGERACIÓN CON PROPANO..... 26	
2.2.1 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos.....	28
2.3 SECCIÓN DE ABSORCIÓN Y FRACCIONAMIENTO..... 30	
2.3.1 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos.....	31

3. ESTUDIO TECNICO DEL USO DE SISTEMAS CRIOGENICOS EN LA RECUPERACIÓN DE ETANO EN UNA PLANTA CONVENCIONAL.....	34
3.1 ESTADO DEL ARTE.....	34
3.2 SISTEMAS CRIOGENICOS DISPONIBLES.....	40
3.2.1 Cryomax SER [®]	41
3.2.2 Cryomax DRE [®]	43
3.2.3 Cryomax MRE [®]	45
3.3 FACTORES QUE AFECTAN LA CALIDAD DEL PROCESO.....	47
3.3.1 Presión de entrada.....	47
3.3.2 Contenido de dióxido de carbono en la alimentación.....	48
3.3.3 Unidad de deshidratación adecuada.....	49
3.3.4 Unidad de Fraccionamiento.....	57
3.4 TEORÍA DE LA SIMULACIÓN.....	58
3.4.1 Operaciones unitarias.....	60
3.4.1.1 Transferencia de Calor.....	61
3.4.1.2 Destilación.....	64
3.4.2 Simulación de Columnas.....	65
3.4.3 Operaciones Lógicas.....	70
3.4.3.1 Ajuste.....	71
3.4.3.2 Balance.....	71
3.4.3.3 Reciclo.....	72
3.4.3.4 Set.....	73
3.4.3.5 Hoja de cálculo.....	73
3.5 SIMULACIÓN DE LOS DIFERENTES SISTEMAS CRIOGENICOS.....	74
3.5.1 Sistema Criogénico I.....	74
3.5.1.1 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos de la sección de deshidratación.....	81
3.5.1.2 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos de la sección de enfriamiento y separación.....	82
3.5.1.3 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos de la	

sección de expansión y fraccionamiento primario.....	82
3.5.1.4 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos de la sección de fraccionamiento secundario y compresión.....	83
3.5.2 Sistema Criogénico II.....	84
3.5.2.1 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos de la sección de deshidratación.....	85
3.5.2.2 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos de la sección de enfriamiento y separación.....	86
3.5.2.3 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos de la sección de expansión y fraccionamiento primario.....	86
3.5.2.4 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos de la sección de fraccionamiento secundario y compresión.....	87
3.5.3 Sistema Criogénico III.....	90
3.5.3.1 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos de la sección de deshidratación.....	90
3.5.3.2 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos de la sección de enfriamiento y separación.....	91
3.5.3.3 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos de la sección de expansión y fraccionamiento primario.....	92
3.5.3.4 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos de la sección de fraccionamiento secundario y compresión.....	93
3.6 CONDICIONES DE OPERACIÓN Y ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS.....	96
3.7 CRITERIOS DE COMPARACIÓN.....	99
3.8 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN.....	100
3.9 ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS.....	103
4. ESTUDIO ECONÓMICO.....	112
4.1 ESTRUCTURA DE COMERCIAL DE LOS PRODUCTOS DE LA PLANTA CON SISTEMAS CRIOGÉNICOS.....	112
4.1.1 Generalidades.....	112
4.1.2 Estructura del modelo comercial.....	117
4.2 DESCRIPCION DE COSTOS.....	118

4.2.1 Costos de Inversión de la Planta Criogénica.....	119
4.2.2 Flujo de Caja del Proyecto.....	120
4.3 EVALUACIÓN FINANCIERA.....	121
4.3.1 Valor Presente Neto (VPN).....	121
4.3.2 Tasa Interna de Retorno (TIR).....	121
4.3.3 Tiempo de Pago de la Inversión (Pay Back).....	121
4.3.4 Resumen de los Indicadores de Evaluación.....	121
5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	123
BIBLIOGRAFIA.....	126
ANEXOS.....	129

LISTA DE FIGURAS

	Página
Figura 1.1: Procesamiento general de gas natural.....	4
Figura 1.2: Secciones del proceso de absorción.....	9
Figura 1.3: Sistema de adsorción.....	11
Figura 1.4: Esquema del proceso de endulzamiento.....	14
Figura 1.5: Tren de fraccionamiento.....	19
Figura 2.1: Diagrama de flujo del proceso general.....	22
Figura 2.2: Esquema de la sección de deshidratación en “HYSYS 3.2”.....	24
Figura 2.3: Separador de glicol y sistema de regeneración.....	25
Figura 2.4: Refrigerador de propano (chiller).....	27
Figura 2.5: Esquema de la sección de refrigeración con propano en “HYSYS 3.2”.....	29
Figura 2.6: Torre absorbidora y torre desetanizadora.....	30
Figura 2.7: Esquema de la sección de absorción y fraccionamiento en “HYSYS 3.2”.....	33
Figura 3.1: Diagrama de procesamiento del gas natural con tecnología de absorción 50` s.....	34
Figura 3.2: Diagrama de procesamiento del gas natural con tecnología de absorción y refrigeración 60` s.....	35
Figura 3.3: Diagrama de procesamiento del gas natural con tecnología de turboexpansión 70` s. Recobro de etano 80 %.....	36
Figura 3.4: Diagrama de procesamiento del gas natural con tecnología de turboexpansión 80` s-90` s. Recobro de etano 90 %... 	37
Figura 3.5: Requerimientos de compresión para plantas de NGL.....	39

Figura 3.6: Esquema del proceso Cryomax SER[®]	42
Figura 3.7: Esquema del proceso Cryomax DRE[®]	44
Figura 3.8: Esquema del proceso Cryomax MRE[®]	45
Figura 3.9: Calculo de la velocidad superficial.....	53
Figura 3.10: Factor de corrección de saturación para el tamiz c_{ss}....	54
Figura 3.11: Factor de corrección de saturación para el tamiz c_t.....	54
Figura 3.12: Curvas de calentamiento para flujo en contracorriente.....	63
Figura 3.13: Sección de deshidratación en “HYSYS 3.2”	76
Figura 3.14: Esquema de la sección de enfriamiento y separación en “HYSYS 3.2”	77
Figura 3.15: Sección de expansión y fraccionamiento primario en “HYSYS 3.2” para el sistema criogénico I.....	78
Figura 3.16: Sección de fraccionamiento secundario en “HYSYS 3.2”	79
Figura 3.17: Sección de compresión de metano en “HYSYS 3.2”.....	80
Figura 3.18: Esquema de la sección de expansión y fraccionamiento primario en “HYSYS 3.2” para el sistema criogénico II.....	89
Figura 3.19: Esquema de la secciones de enfriamiento, separación, expansión y fraccionamiento primario en “HYSYS 3.2” para el sistema criogénico III.....	95
Figura 3.20: Porcentaje de recuperación de los productos de la planta (sistemas estudiados).....	104
Figura 3.21: Recuperación de los productos de la planta.....	105
Figura 3.22: Eficiencia del proceso EP por producto.....	106
Figura 3.23: Porcentaje de recuperación de los productos de la planta (sistemas criogénicos).....	107
Figura 3.24: Eficiencia del proceso EP por sistema.....	108
Figura 3.25: Promedio de la eficiencia del proceso (EP).....	109
Figura 3.26: Consumo de potencia en los sistemas estudiados.....	110
Figura 4.1: Productos petroquímicos producidos a partir del gas natural rico.....	113

Figura 4.2: Precio del crudo en el mercado NYMEX.....	115
Figura 4.3: Correlaciones de precios etano/crudo.....	116
Figura 4.4: Flujo de caja del proyecto.....	120

LISTA DE TABLAS

	Página.
Tabla 1: Efecto de las impurezas encontradas en el gas natural.....	6
Tabla 2: Especificaciones de calidad de entrega del gas natural.....	7
Tabla 3: Propiedades físicas de diferentes glicoles.....	10
Tabla 4: Punto de rocío para tipos de desecantes sólidos.....	12
Tabla 5: Fraccionamiento de gas natural de acuerdo al equipo empleado.....	19
Tabla 6: Comparación de los procesos Cryomax.....	46
Tabla 7: Propiedades típicas de desecantes sólidos.....	50
Tabla 8: Parámetros típicos para fraccionadoras y absorbedoras...	58
Tabla 9: Definición de un intercambiador de calor.....	65
Tabla 10: Especificaciones para columnas.....	68
Tabla 11: Algoritmos de convergencia para torres.....	70
Tabla 12: Clases de balance.....	72
Tabla 13: Condiciones de operación de los sistemas criogénicos...	96
Tabla 14: Composición del gas rico.....	97
Tabla 15: Especificaciones de los productos de la planta.....	98
Tabla 16: Porcentaje de recuperación de los productos de la planta.....	101
Tabla 17: Recuperación de productos de la planta.....	101
Tabla 18: Eficiencia de proceso (EP) para el sistema criogénico I..	102
Tabla 19: Eficiencia de proceso (EP) para el sistema criogénico II.	102
Tabla 20: Eficiencia de proceso (EP) para el sistema criogénico III.....	102
Tabla 21: Eficiencia de proceso (EP) para la planta convencional..	103

Tabla 22: Consumo de potencia de compresión en la planta.....	103
Tabla 23: Precios actuales de los productos de la planta criogénica a nivel nacional.....	114
Tabla 24: Precios de los productos de la planta criogénica a nivel internacional.....	114
Tabla 25: Costos totales de inversión para la implementación del sistema criogénico en la planta convencional.....	119
Tabla 26: Resultados generales.....	122

LISTA DE ANEXOS

Página.

Anexo A. Calidad del gas natural y productos sugerido por la gas processors association (GPA).....	129
Anexo B. Inflación anual en los estados unidos.....	138
Anexo C. Proyectos criogénicos realizados alrededor del mundo.....	139
Anexo D. Proyectos criogénicos seleccionados como base del estudio económico.....	142
Anexo E. Cotizaciones de equipos de la planta al año 2003.....	143
Anexo F. Presupuesto de inversión para la implementación del sistema criogénico un una planta convencional.....	145
Anexo G. Costos de operación.....	146
Anexo H. Flujo de producción.....	147
Anexo I. Base de cálculo de presupuesto de producción.....	148
Anexo J. Flujo de caja neto.....	149

RESUMEN

TITULO: FACTIBILIDAD TÉCNICO-ECONÓMICA DEL USO DE SISTEMAS CRIOGÉNICOS EN LA RECUPERACIÓN DE ETANO EN UNA PLANTA CONVENCIONAL- CASO PRÁCTICO*

AUTORES**

EFRAIN HENRÍQUEZ LINDAO.
PEDRO JAVIER SALAZAR VELANDIA.

PALABRAS CLAVES

Absorción, Gas Natural Rico, Etano, Turboexpansión, Turboexpander, Planta Criogénica, Tamiz Molecular, Fraccionamiento, Desmetanizadora, Condensado.

DESCRIPCIÓN

Este proyecto define la ingeniería conceptual y la viabilidad técnica de un sistema criogénico aplicado a una planta de Absorción existente, gracias a la generación de modelos de simulación para seleccionar el esquema de proceso más eficiente en la recuperación de Etano.

La estructura del estudio consta de cuatro capítulos, a lo largo de los cuales se presenta información acerca de los conceptos generales en primer capítulo, la descripción de la planta convencional en el segundo capítulo, el tercer capítulo contiene la teoría básica del diseño y simulación de los procesos criogénicos utilizados en la industria del procesamiento del gas natural en la actualidad; y finalmente, en el cuarto capítulo se detalla la evaluación de los parámetros para el análisis técnico y económico que determinan la viabilidad del proyecto.

Como conclusiones se destacan: Los procesos Cryomax® son tecnologías probadas en distintas partes del mundo, arrojando excelentes resultados que permiten una mayor recuperación de GNL; Los sistemas criogénicos, para la recuperación mediana o profunda de etano, favorecen la relación costo-beneficio como consecuencia de altos niveles de recobro de etano, en comparación con los procesos convencionales; Los equipos requeridos para modificar el sistema de absorción con aceite pobre (caso práctico) a un sistema criogénico, son un sistema de Turbo-Expansión, sistema de compresión, cooler, válvula JT, tanque flash y unidad de deshidratación.

* Tesis de Grado

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: Ing. Julio César Pérez Angulo. Codirector: Ing. Oscar Armando Arenas Mantilla.

ABSTRAC

TITLE: FEASIBILITY TECHNICAL-ECONOMIC OF THE USE OF CRYOGENIC SYSTEMS IN THE RECOVERY OF ETHANE IN A CONVENTIONAL PLANT-PRACTICAL CASE*

AUTHORS**

EFRAIN HENRÍQUEZ LINDAO.
PEDRO JAVIER SALAZAR VELANDIA.

KEYWORDS:

Absorption, Natural Gas Rich, Ethane, Turbo-Expander, Plants Cryogenic, Molecular Sieve, Fractionation, Demethanizer, Condensed.

DESCRIPTION:

This project defines conceptual engineering and the technical viability of a cryogenic system applied to a plant of Absorption existing, thanks to the generation of simulation models to select the scheme of process more efficient in the recovery of Ethane.

The structure of the study consists of four chapters, throughout which show information about the general concepts in first capitulate, the description of the conventional plant in the second capitulate, third capitulate contains the basic theory of design and simulation of the cryogenic processes used in the industry of the processing of the natural gas at the present time; and finally, in the quarter capitulate details the evaluation of the parameters for the analysis technical-economic that determines the viability of the project.

As conclusions stand out: The Cryomax processes are technologies proven in different parts from the world, throwing excellent results that allow a greater recovery of GNL; The cryogenic systems, for the recovery medium or deep of ethane, favor the relation cost-benefit as a result of high levels of ethane recovery, in comparison with the conventional processes; The equipment required to modify the system of absorption with poor oil (practical case) to a cryogenic system, is a system of Turbo-Expansion, system of compression, cooler, valve JT, tank flash and unit of dehydration.

*Degree Project.

**Physics – Chemical Engineering Faculty, Petroleum Engineering School. Director: Engineer Julio Cesar Perez Angulo. Codirector: Engineer Oscar Arenas Mantilla.

INTRODUCCIÓN

El país afronta una crisis energética, debido a que uno de sus recursos no renovables como lo es el petróleo se está agotando y los esfuerzos realizados por la empresa estatal y extranjera no han sido suficientes para garantizar en tiempos venideros la carga de petróleo a las refinerías. Por tal razón, se ha optado por impulsar el uso de energéticos de menor costo como el gas natural.

De estas circunstancias nace el hecho que en los campos donde se produce un gas rico, este sea procesado con el fin de obtener una gran parte de C_3 , C_4 , C_{5+} y un pequeño porcentaje de C_2 , brindando a los colombianos nuevas alternativas de combustibles.

En la mayoría de los campos colombianos donde se produce un gas rico que cumple con las características para su posterior procesamiento, no siempre se pueden recuperar en su totalidad todos los componentes pesados de este gas debido a que los procesos a los cuales es sometido no son los más eficientes o por el contrario no son aptos para separar tal fracción. Por tal razón, en la industria de los hidrocarburos se han realizado estudios los cuales han llevado a la utilización de tecnologías más eficientes como es el caso de la criogenia.

Los líquidos recuperados del gas natural (C_{2+}) forman una mezcla multicomponente la cual se separa en fracciones de compuestos individuales o mezclados mediante una operación de fraccionamiento.

Este proyecto pretende definir la ingeniería conceptual y la viabilidad técnica de un sistema criogénico aplicado a una planta convencional de procesamiento de gas, todo esto gracias a la generación de modelos de simulación para los sistemas criogénicos que se pueden aplicar a la planta de gas para la recuperación de etano.

Este proyecto constituye una alternativa para seleccionar el esquema de proceso criogénico más eficiente, basado en la obtención de nuevos productos, la calidad de los existentes y la energía requerida en el proceso teniendo en cuenta los resultados obtenidos por medio del simulador de procesos HYSYS en los diferentes sistemas criogénicos estudiados.

Otro aspecto importante es la apertura de una nueva línea de comercialización del etano, lo que hace necesario realizar una evaluación económica basada en el mercado de los productos recuperados del gas natural.

Este estudio comprende cuatro capítulos, a lo largo de los cuales se presenta información acerca de los conceptos generales, la descripción de la planta convencional, la teoría básica de diseño y de simulación, además se describen, los procesos de simulación, el dimensionamiento de los equipos; finalmente, se detalla la evaluación de los parámetros para el análisis técnico y económico que determinan la prefactibilidad del proyecto, así como las conclusiones y recomendaciones hechas para este estudio.

El desarrollo de este trabajo está orientado de tal manera que su utilidad en la industria sea de gran relevancia. Además, se espera que sirva como referencia para futuros proyectos de investigación.

1. GENERALIDADES

En esta sección se describen las principales características del procesamiento de gas para la recuperación de hidrocarburos pesados, las consideraciones relevantes en el diseño de los mismos, al igual que los conceptos generales del tratamiento del gas natural.

1.1 PROCESAMIENTO GENERAL DEL GAS NATURAL

Algunos campos producen gas saturado (gas asociado con petróleo crudo); mientras que por el otro, algunos campos producen el gas seco. Dentro de estos dos extremos se pueden encontrar numerosos tipos de reservas en los cuales la composición de hidrocarburos varía y por consiguiente el gas producido.

Algunos de los factores que contribuyen a estas diferencias son los siguientes:

- a. Contenido de componentes pesados.
- b. Porcentaje de gases ácidos.
- c. Porcentaje de gases inertes.

El tipo de procesamiento recomendado para cualquier operación específica, dependerá del tipo de gas bajo consideración y a su vez de la distribución de hidrocarburos encontrados en este gas.

Generalmente un sistema de procesamiento de gas en campo se puede subdividir en dos etapas principales:

Etapa 1: Tratamiento de gas y acondicionamiento.

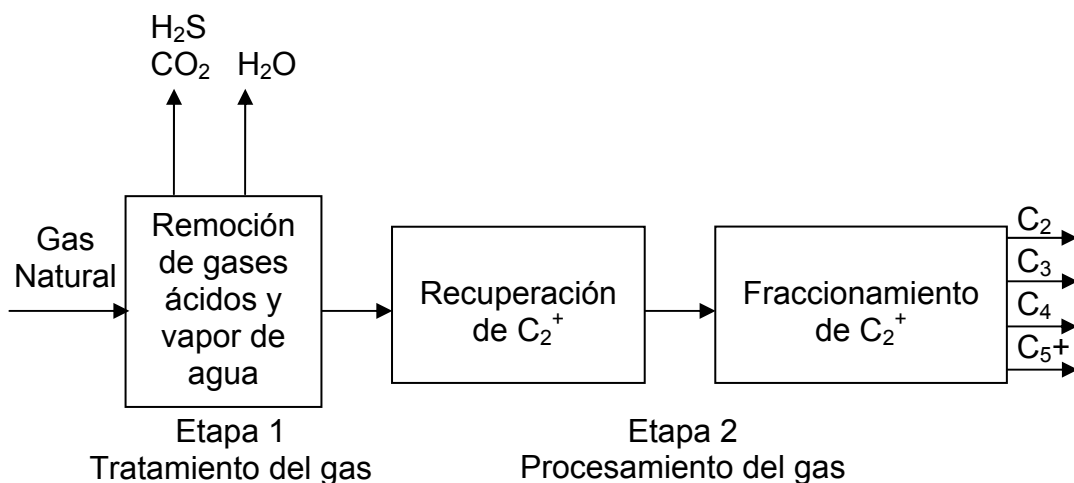
Etapa 2: Procesamiento de gas.

Las operaciones de tratamiento de gas que ocurren en la primera etapa involucran la remoción de gases contaminantes (gases ácidos), seguido por la separación de vapor de agua (deshidratación). Por otro parte, la segunda etapa comprende dos operaciones; recuperación de C_2^+ del resto del gas y su fraccionamiento en sus respectivos productos deseados.

El propósito del fraccionamiento es simplemente producir corrientes individuales finales para ventas.

El procesamiento de gas en general tiene dos objetivos principales: la necesidad de remover impurezas del gas y obtener una mayor cantidad de productos líquidos. En la Figura 1 se muestra un esquema generalizado de una operación de procesamiento de gas natural.

Figura 1.1: Procesamiento General del Gas Natural



Las operaciones de procesamiento en campo para tratar el gas natural se utilizan para que el gas cumpla con los requerimientos mínimos

especificados por las compañías para transmisión de este. El objetivo principal es simplemente obtener gas natural como producto libre de impurezas. Además, se debe reconocer que las unidades de procesamiento en campo se ven justificadas económicamente por la obtención de productos tales como Etano, GLP y la gasolina natural.

1.1.1 Efecto de las Impurezas encontradas en el Gas Natural

Como se mencionó anteriormente el gas natural generalmente contiene componentes diferentes a los hidrocarburos livianos (metano y etano), dichos componentes de no ser removidos pueden ocasionar problemas tanto técnicos como ambientales.

Los principales componentes contaminantes que se pueden encontrar en el gas de pozo son: vapor de agua, gases ácidos, nitrógeno, helio, hidrógeno, y ocasionalmente metales como mercurio y arsénico. De allí se derivan las principales operaciones de tratamiento para el gas natural: remoción de vapor de agua, remoción de gases ácidos y separación de hidrocarburos pesados.

El efecto de cada una de dichas impurezas se muestra en la tabla 1.

1.1.2 Especificaciones y Condiciones Estándar

Las ventas en el mercado del gas natural requieren especificaciones impuestas por los consumidores (política de las naciones) en las cuales se anuncia el máximo contenido permisible de sustancias como: gases ácidos y sulfuros, oxígeno y dióxido de carbono, vapor de agua, hidrocarburos pesados y poder calorífico.

En Colombia las especificaciones o condiciones para transportar el gas natural hasta el consumidor final están dadas por el RUT (Reglamento Único de Transporte) dictaminado por la CREG.

Estas especificaciones relacionadas con la calidad se encuentran en la tabla 2.

Tabla 1: Efecto de las Impurezas encontradas en el Gas Natural

VAPOR DE AGUA	GASES ÁCIDOS	HIDROCARBUROS LÍQUIDOS
Es una impureza comúnmente encontrada.	Dañinos para la salud humana, en especial el H ₂ S que es tóxico.	Son indeseados en el gas utilizado como combustible.
Efecto: El agua líquida acelera el proceso de corrosión en presencia de H ₂ S.	Efecto: Todos los gases ácidos son corrosivos en presencia de agua.	Efecto: la presencia de líquido genera problema en los equipos diseñados para trabajar con gases ya sea compresor o quemador.
Efecto: La formación de hidratos sólidos compuestos por agua e hidrocarburos genera taponamiento en los equipos (válvulas, bombas, etc.)	Efecto: la presencia de CO ₂ genera una disminución en el poder calorífico del gas.	Efecto: la presencia de dos fases a lo largo de la tubería presenta problemas cuando existe una longitud considerable de tubería.

Fuente: GPSA. *Engineering Data Book*. 11ª Edición.

Tabla 2: Especificaciones de Calidad de entrega del Gas Natural

Especificaciones	Sist. Internacional	Sist. Inglés
Contenido total de líquido	Libre de líquidos	Libre de líquidos
Contenido máximo de CO ₂ % vol.	2%	2%
Contenido máximo de inertes % vol.	5%	5%
Contenido total de H ₂ S	6 mg/m ³	4 ppm
Contenido máximo de agua	97 mg/m ³	6.0 Lb/MMPCS
Temperatura máxima de entrega	49°C	120°F
Temperatura mínima de entrega	4.5°C	40°F
Contenido de sólidos.	Libre de sólidos	Libre de sólidos

Fuente: GPSA. Engineering Data Book. 11ª Edición.

Cabe hacer notar que las propiedades físicas en la industria del gas se reportan bajo dos condiciones estándar de presión y temperatura:

Universal Scientific (32 °F y 760 mmHg)

Natural Gas Industry (60 °F y 14.7 psia).

1.2 OPERACIONES PARA EL TRATAMIENTO DE GAS NATURAL

El tratamiento de gas natural consiste en la separación de algunos componentes o impurezas presentes en el gas de pozo, como lo son, el agua y los gases ácidos. Con el fin de ajustar el gas a las especificaciones de transporte y comerciales.

La distribución de estas operaciones entre el pozo y el lugar de venta está dictaminada netamente por consideraciones económicas. Usualmente el único tratamiento que se le da al gas en pozo son aquellas operaciones

que permitan el transporte del gas desde la zona de producción hasta los centros de consumo.

1.2.1 Deshidratación del Gas Natural

Como se menciona en la sección anterior la presencia excesiva de agua dentro de la corriente principal de gas acarrea grandes problemas de operación.

Con el fin de eliminar el porcentaje de agua dentro del gas, tres procesos de deshidratación son generalmente usados:

- a. Absorción.
- b. Adsorción.
- c. Uso de membranas semipermeables.

1.2.1.1 Deshidratación por Absorción

Es uno de los métodos más comúnmente usados en la industria de los hidrocarburos empleando como desecante un líquido.

Los líquidos desecantes más usados son:

Etilenglicol (EG)	Dietilenglicol (DEG)
Trietilenglicol (TEG)	Tetraetilenglicol (TetEG)

El proceso de deshidratación por absorción consta principalmente de dos secciones, zona de contacto y zona de regeneración; como puede observarse en la Figura 1.3. En la zona de contacto lo que se busca es poner en contacto el gas de pozo con agente absorbente altamente higroscópico, el cual retiene el agua presente dentro del gas. Una vez el

agua del gas es retirada el agente absorbente pasa a una zona de regeneración donde, por medio de calor, el agua es retirada para así poder recircular el aceite a la zona de contacto.

Figura 1.2: Secciones del Proceso de Absorción.



Fuente: ECOPEPETROL S.A.

El agente extractor debe tener las siguientes características para garantizar un alto despojo de agua, baja remoción de hidrocarburos y bajos costos de regeneración:

- a. Alta afinidad con el agua.
- b. Bajo costo.
- c. No debe ser corrosivo.
- d. Baja afinidad con hidrocarburos.
- e. Estabilidad térmica.
- f. Fácil regeneración.
- g. Baja viscosidad.
- h. Baja presión de vapor a la temperatura de contacto.
- i. Baja solubilidad en hidrocarburos.
- j. Baja tendencia a la formación de espuma.

Dentro de los diferentes solventes que se encuentran industrialmente, los que cumplen mejor con estas características pertenecen a la familia de los glicoles.

La tabla 3 muestra las principales características físicas de los glicoles utilizados en la industria.

Tabla 3: Propiedades Físicas de diferentes Glicoles

CARACTERÍSTICA	EG	DEG	TEG	T4EG
Peso molecular (kg/kmol)	62,068	106,122	150,175	194,228
T _{fu} (°C)	-13,00	-10,45	-7,35	-5,00
T _{eb} a 1 atm. (°C)	197,30	245,00	277,85	307,85
Presión de vapor a 25(°C). (Pa)	12,24	0,27	005	0,007
Viscosidad Abs a 25°C. (Pa.s)	0,01771	0,03021	0,03673	0,04271
Calor específico a 25°C. (J/kg.K)	2395	2307	2190	2165
Flash point (°C)	111,11	123,89	176,67	196,11

EG: Etilen-glicol; DEG: Dietilen-Glicol; TEG: Trietilen-Glicol; T4EG: Tetraetilen-Glicol

Fuente: GPSA. Engineering Data Book. 11ª Edición.

Además de agua, el solvente por lo general absorbe sustancias como H₂S y compuestos aromáticos presentes en el gas. Estos componentes son retirados junto con el agua durante el proceso de regeneración, donde deben ser incinerados para evitar riesgos de contaminación al ser liberados a la atmósfera.

Para evitar la presencia de aire dentro de el proceso de regeneración, la presión se mantiene un poco por encima de la presión atmosférica, 14.7 Psi aproximadamente. Otro factor importante que se debe tener en cuenta en el diseño de deshidratación con glicol es el hecho que a temperaturas de contacto por encima de 100 F la perdida de glicol durante el contacto es excesiva, y por debajo de 50 F el glicol presenta problemas de flujo ya

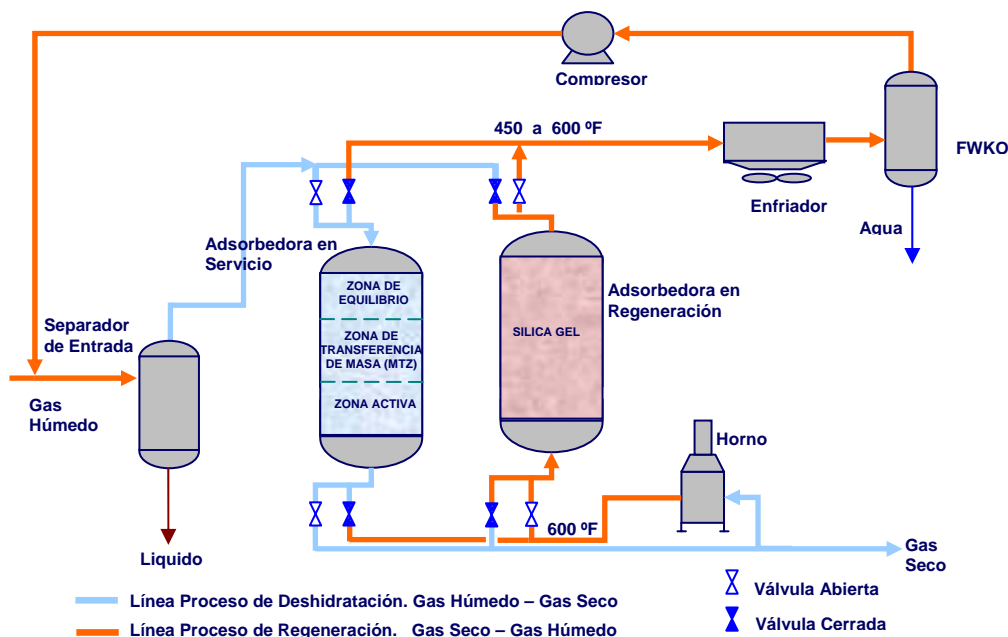
que por debajo de esta temperatura la viscosidad del glicol es muy grande.

1.2.1.2 Deshidratación por Adsorción

Otro proceso empleado para deshidratar el gas de pozo se basa en el principio de adsorción. La adsorción es un fenómeno físico, el cual ocurre cuando moléculas de gas saturadas de agua entran en contacto con una superficie sólida que tiene gran afinidad a ella. Aquí el gas es hecho pasar por un lecho empacado, el cual selectivamente adsorbe el agua que se encontraba en el gas. Una vez el adsorbente se satura, este es regenerado utilizando una corriente de aire caliente.

Para llevar a cabo este proceso es necesario tener mínimo dos lechos conectados en paralelo para que mientras en uno se lleva cabo la deshidratación, en el otro se encuentra en el proceso de regeneración. En la Figura 1.3 se observa un sistema de adsorción.

Figura 1.3: Sistema de Adsorción



Fuente: GPSA. Engineering Data Book. 11ª Edición.

Al igual que en el proceso de absorción, la selección de un buena agente adsorbente, en este caso, es crucial para lograr una buena deshidratación del gas.

A continuación se enumeran las características principales con las cuales debe contar un buen agente adsorbente:

- a. Gran capacidad de adsorción en el equilibrio.
- b. Adsorción reversible, permite la regeneración del adsorbente.
- c. Rápida cinética de adsorción.
- d. Inercia química.
- e. Cambio de volumen pequeño con la temperatura y saturación.

Entre los principales rellenos de lechos se encuentran la alúmina activada, geles de sílice y zeolitas, las cuales se utilizan como tamices moleculares que además de deshidratar también endulza el gas natural.

En la tabla 4 se encuentra el punto de rocío alcanzado por los diferentes tipos de desecantes sólidos.

Tabla 4: Punto de Rocío para Tipos de desecantes Sólidos

Tipo	Punto de Rocío (°F)
Sílica Gel	-70 @ -80
Alúmina	-100
Tamiz Molecular	-150

Fuente: GPSA. Engineering Data Book. 11ª Edición.

1.2.1.3 Deshidratación utilizando membranas semipermeables

Las aplicaciones industriales de esta técnica de deshidratación son actualmente limitadas, ya que se encuentra aún en etapa de investigación. Sin embargo los resultados de muchas investigaciones muestran que a comparación con el proceso de deshidratación con glicol, la deshidratación con membranas semipermeables muestra ser económica y compacta, lo cual es muy útil en instalaciones costa afuera.

1.2.2 Endulzamiento

Generalmente el gas natural contiene CO_2 Y H_2S . Cuando la purificación del gas natural involucra básicamente la remoción de gases ácidos, se habla de endulzar el gas natural, y los procesos que cumplen este objetivo, se denominan procesos de endulzamiento.

Los procesos de endulzamiento los podemos clasificar de acuerdo al tipo de reacción que presente:

- a. Absorción química
- b. Absorción física
- c. Combinación de ambas

Absorción química

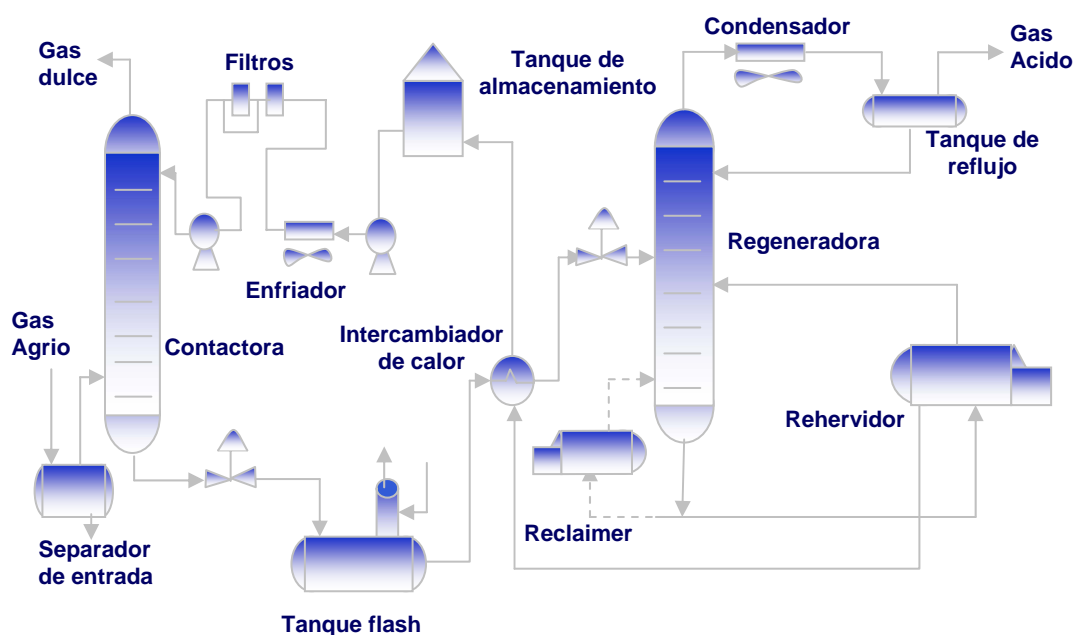
La mayoría de los solventes químicos regenerativos para endulzamiento son alcanolaminas. Las aminas son bases orgánicas débiles que se combinan químicamente con los gases ácidos para formar sales inestables a moderadas temperaturas. Estas sales se rompen a temperaturas altas y bajas presiones.

El proceso de endulzamiento por absorción química se muestra en la Figura 1.4 y al igual que la deshidratación por absorción, consta principalmente de dos secciones, una zona de absorción y otra de regeneración.

En la primera zona lo que se busca es poner en contacto el gas ácido con una solución acuosa de alguna alcanolamina para llevar a cabo la retención del H₂S y el CO₂ de este gas.

Una vez los gases ácidos del gas de pozo son retirados, la solución de amina pasa a una zona de regeneración, la cual es el complemento del proceso donde se lleva a cabo la desorción de los compuestos ácidos diluidos en la solución para poder reutilizarla.

Figura 1.4: Esquema del Proceso de Endulzamiento



Fuente: GPSA. Engineering Data Book. 11ª Edición.

1.3 OPERACIONES PARA PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL

Esta segunda etapa comprende dos operaciones; recuperación de gas pobre y fraccionamiento del producto de fondo de la torre desmetanizadora.

1.3.1 Recuperación de Gas Pobre

En esta sección se presenta un esquema resumido de los principales métodos utilizados para la remoción de hidrocarburos pesados (C6+) de la corriente de gas natural, una vez se haya retirado todas las impurezas mencionadas anteriormente. Entre ellos se encuentra principalmente:

- a. Absorción.
- b. Refrigeración mecánica.
- c. Criogénico (Joule-Thomson "turboexpansores").

1.3.1.1 Separación por Absorción

Al igual que en todos los procesos de absorción, en los cuales un aceite absorbente es utilizado para "limpiar" la corriente de gas, el proceso consta de dos etapas. La primera etapa es la etapa de absorción, y la segunda es la regeneración del solvente.

La presión de operación de la torre de absorción oscila entre 400 – 1000 Psia dependiendo de la cantidad de componentes pesados presente dentro del gas (a mayor presión mejor absorción, y su temperatura es por lo general es la temperatura ambiente).

Después de la remoción del C_3^+ en la etapa de absorción, el aceite cargado pasa a una etapa de regeneración, donde además de despojar el aceite de los componentes absorbidos del gas para su recirculación, se recogen en el destilado los componentes mas pesados del gas para su posterior fraccionamiento. En ocasiones es necesario poner una desetanizadora entre la torre de absorción y la torre fraccionamiento, para retirar el exceso de etano y metano presentes en el aceite.

Este proceso lleva consigo muchos problemas de consumo energético, por lo que ya casi no es usado en las plantas de tratamiento de gas hoy en día, solo se mantiene en las que fueron diseñadas originalmente así.

1.3.1.2 Proceso de refrigeración

La producción de C_3^+ a bajas temperaturas en muchas plantas de tratamiento de gas, la idea es condensar el C_3^+ de la corriente de gas.

Se utiliza una cadena de refrigerantes (chillers) que enfrían la corriente de gas a una temperatura entre 0 y -40 °F, aquí los líquidos son separados a diferentes temperaturas para luego ser fraccionados en los diferentes productos.

Las condiciones de operación más importantes en el momento de llevar a cabo la separación están determinadas por dos objetivos principales: La obtención de productos de C_3^+ , y la limpieza del gas de pozo para retirar los productos que son deseados. Si lo que se quiere es retirar el C_3^+ para luego ser vendido, la temperatura de la separación deberá ser aproximadamente de 6 a 10°C por debajo del punto de rocío del componente más liviano del C_3^+ , por otro lado si lo que se quiere es condensar los componentes mas pesados, se debe evitar la condensación de metano.

Las siguientes son consideraciones de diseño generales para la obtención de diferentes tipos de productos utilizando un proceso de refrigeración:

- a. Si el producto líquido es para ser vendido como “petróleo crudo”, entonces la temperatura de la separación deberá ser alrededor de los 0 a 5°C.
- b. Si el producto líquido contiene cantidades apreciables de propano, entonces la temperatura será de -18 a -30°C. En este caso depende de si el proceso de refrigeración está o no combinado con un proceso de absorción.
- c. Si la temperatura de operación es por debajo de -30°C, entonces se entrará a trabajar en un rango criogénico donde se recomienda mejor el proceso de Turbo-expansión de Joule-Thomson.

Una optimización de la planta de refrigeración, es la planta criogénica, la cual ya no necesita de un agente absorbedor para el retiro del C_3^+ .

1.3.1.3 Proceso criogénico

El Etano, GLP y la gasolina natural presente en el gas natural podría ser separado utilizando dos métodos diferentes basados en la expansión criogénica (auto refrigeración).

- a. Proceso de Joule-Thomson. En este proceso se puede utilizar una turbina para expandir el gas hasta obtener temperaturas de -150°F, donde por medio de un proceso de destilación se puede obtener gas natural con una fracción másica de 0.95 en metano. Utilizando la turbina para lograr la expansión daría como resultado un trabajo provechoso, lo que termodinámicamente resultaría en un proceso isentrópico.

b. Por otro lado la expansión se puede llevar a cabo utilizando una válvula, en esta caso el proceso sería isoentálpico y las temperaturas obtenidas estarían alrededor de los -50°C .

Esta opción es la opción más viable tanto económica, como energéticamente y es la utilizada en las plantas de tratamiento de gas hoy en día.

1.3.2 Fraccionamiento

El fraccionamiento es una unidad de operación utilizada para separar mezclas en productos individuales.

El fraccionamiento involucra la separación de los componentes por la volatilidad relativa. La dificultad de una separación está directamente relacionada a la volatilidad relativa de los componentes y a la pureza requerida de los productos.

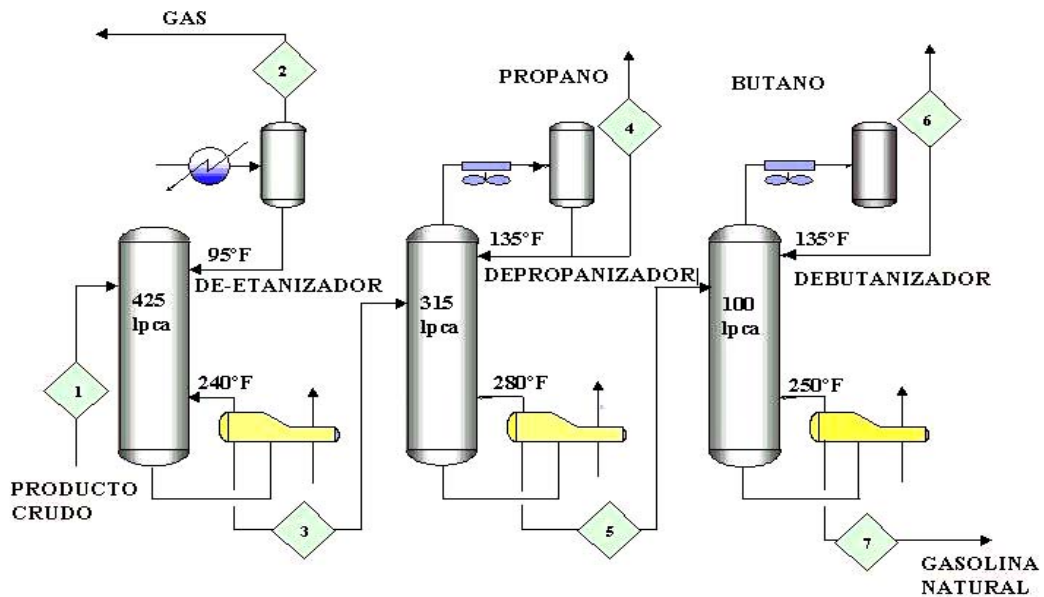
La separación de C_2^+ requiere diferentes métodos, esto depende de la naturaleza del gas que se esté procesando, como de los productos finales que se deseen obtener.

Los principales productos que se obtienen durante el fraccionamiento de gas natural son: propano, butanos (iso-butano, nbutano, los cuales en algunos casos son separados) y gasolina natural.

La gasolina natural no se considera un producto por sí sola, esta una vez es obtenida de la separación de los butanos es enviada a un procesamiento posterior antes de obtener el producto final.

Un ejemplo del tren de fraccionamiento usado para producir propano, butano y gasolina natural se ilustra en la Figura 1.5.

Figura 1.5: Tren de Fraccionamiento



Fuente: GPSA. Engineering Data Book. 11ª Edición.

En una planta de fraccionamiento de gas es común encontrar los siguientes tipos de separación de acuerdo al equipo utilizado, estos productos se muestran en la tabla 5.

Tabla 5: Fraccionamiento de Gas Natural de acuerdo al equipo empleado

EQUIPO O TORRE	ALIMENTO	TOPE	FONDO
Desmetanizadora	C1/C2	Metano	C2+
Desetanizadora	GLP	Etano	C3+
Despropanizadora	Fondos desetanizadora	Propano	C4+
Debutanizadora	Fondos despropanizadora	Butanos	C5+

Fuente: GPSA. Engineering Data Book. 11ª Edición.

Aunque, como se menciona anteriormente, los procesos de fraccionamiento son distintivos de cada planta, unificar los criterios de diseño es imposible. Sin embargo el control de las siguientes variables de operación, garantizan resultados eficientes en el momento de hacer el fraccionamiento:

- a. La temperatura en el tope de la torre. Esta temperatura determina la cantidad de hidrocarburos pesados en el destilado. Para controlar esta temperatura es necesario controlar la razón de reflujo, un aumento en la cantidad del reflujo, reduce la temperatura en el tope de la torre.

- b. Temperatura del re-hervidor, la cual determina la cantidad de hidrocarburos livianos en el producto de fondo.

- c. Presión de operación de la torre de fraccionamiento. Esta debe ser regulada de acuerdo al perfil de temperatura al cual opera la torre.

La principal idea del fraccionamiento es encontrar una manera efectiva y económica de obtener productos con mayor valor agregado que el simple fondo del tratamiento de gas.

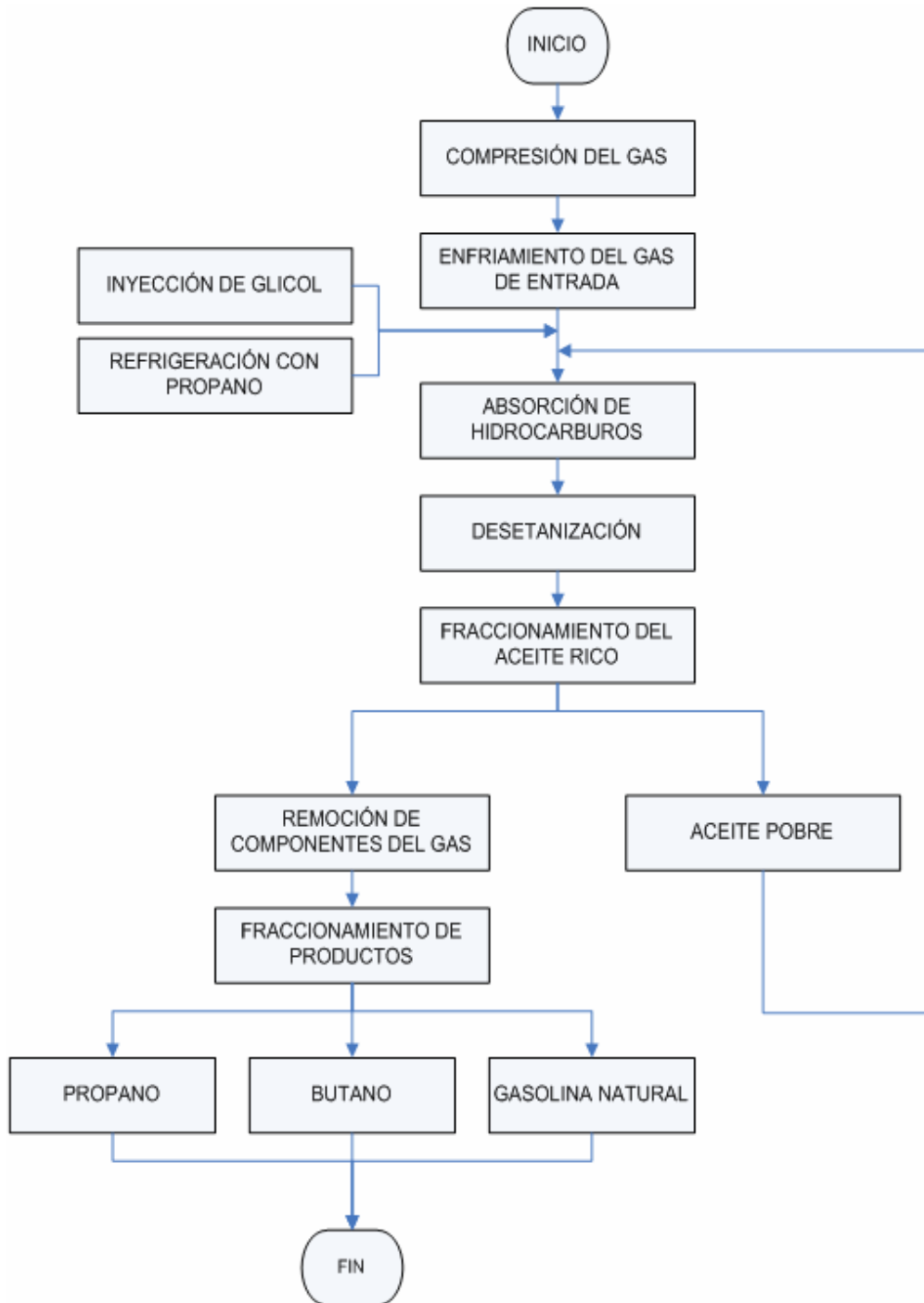
2. DIVISIÓN DE LA PLANTA ORIGINAL

La función principal de la Planta Procesadora de Gas Natural, es separar los componentes licuables del gas natural rico que se produce en los pozos de los campos, para obtener finalmente un gas residual o pobre con un porcentaje alto de metano y productos blancos valiosos (propano, butano y gasolina natural).

De acuerdo a la funcionalidad de cada una de las partes de la planta, este sistema convencional, fue dividido en tres secciones que se analizaron de forma independiente. Estas secciones consisten en: sección de deshidratación, sección de refrigeración, sección de absorción con aceite pobre y fraccionamiento.

En la figura 2.1 se ilustra el diagrama de flujo del proceso general de la planta original de gas.

Figura 2.1: Diagrama de Flujo del Proceso General



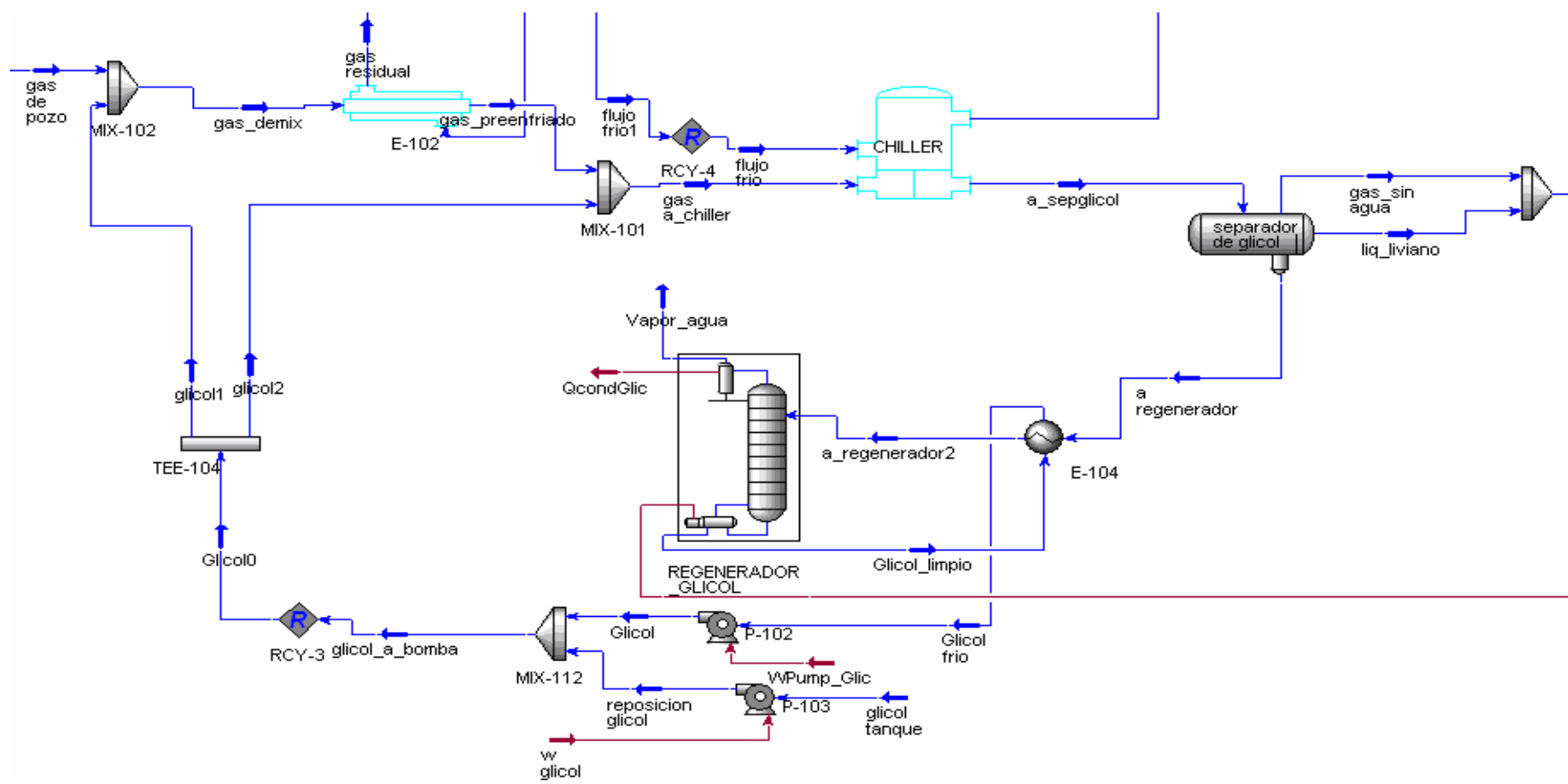
2.1. SECCIÓN DE DESHIDRATACIÓN

El proceso de absorción de agua se lleva a cabo poniendo en contacto el gas de pozo, con una corriente de glicol limpio, a diferencia de la literatura en esta planta no se cuenta con un contactor (torre) sino que el gas y el glicol son mezclados como una sola corriente a lo largo de la tubería.

Durante este contacto el glicol se carga de agua y luego es separado de la corriente de gas utilizando un tanque de separación de tres fases: Fase gaseosa (gas), fase líquida liviana (hidrocarburos condensados) y fase líquida pesada (una mezcla de glicol con agua).

De ahí el glicol saturado pasa a una torre regeneradora donde es removida el agua como vapor. La figura 2.2 muestra el esquema de la sección de deshidratación en HYSYS 3.2.

Figura 2.2: Esquema de la Sección de Deshidratación en “HYSYS 3.2”



Los equipos que intervienen en este sistema son:




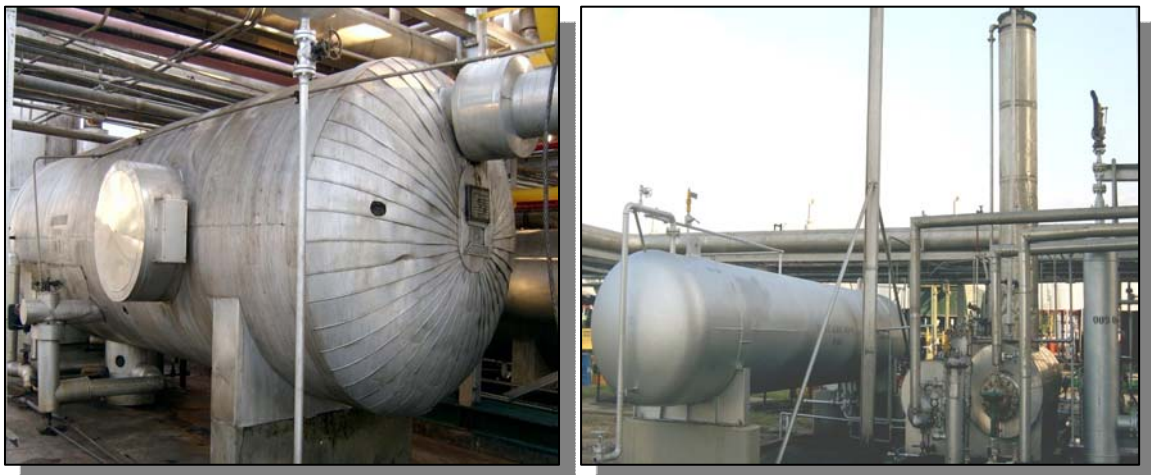
-  Deshidratador de glicol: en este equipo se mezcla el glicol con el agua condensada del gas enfriado y refrigerado para evitar la formación de hidratos.
-  Almacenador de glicol: tanque que se utiliza para almacenar el glicol libre de cualquier proceso.
-  Separador de glicol: es el equipo principal de este sistema, su función básica consiste en separar por sedimentación el glicol inyectado en el intercambiador gas - gas y en el refrigerador de propano con el fin de evitar la formación de hidratos. Además de separar el glicol del gas rico, este equipo cuenta con una pierna o regenerador que facilita la remoción del glicol rico en agua. (Figura 2.3).

Figura 2.3: Separador de Glicol (Izquierda) – Sistema de Regeneración (Derecha)



Fuente: ECOPEL S.A.

2.1.1 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos

a. Torre Regeneradora:

- Numero de platos 8
- Plato de alimentación 5 (abajo hacia arriba)
- Presión en el condensador 795 Psia
- Temperatura en el condensador 626,6 F
- Presión en el re-hervidor 800 Psia
- Temperatura en el re-hervidor 771,6 F

b. Tanque de Separación de tres fases:

- Presión 885 Psia
- Caída de presión 3 Psia
- Temperatura 9,6 F

c. Bombas

Bomba	P 102	P 103
• Potencia	0,2402 Hp	2.288 e-2 Hp
• Incremento de presión	92 Psia	875,3 Psia

d. Intercambiador de Calor E-104

- U (Btu/ h-ft²-F) 28,67
- Área transferencia de calor 649,3 ft²

2.2. SECCIÓN DE REFRIGERACIÓN CON PROPANO

Este sistema complementario utiliza el ciclo de vaporización, compresión y condensación de propano refrigerante para alcanzar las temperaturas que requiere el sistema de absorción para su efectivo desarrollo.


Los equipos que intervienen en este sistema son:

- Acumulador Refrigerante: separador horizontal cuya función es la de mantener almacenado en estado líquido el propano de almacenamiento.
- Economizador Refrigerante (Economizer): está ubicado al lado del acumulador conformando un solo conjunto horizontal (Acumulador + Economizador), y es allí donde se expande el propano disminuyendo su presión (200 PSIG a 70 PSIG) pasando a la succión de vapores en la segunda etapa de la unidad compresora. Las trazas de líquido pasan al refrigerador (chiller).
- Refrigerador (chiller): es el equipo principal de este sistema (ver Figura 2.4). Básicamente consiste en un intercambiador cuya función es bajar la temperatura de 45° F a 10 °F del gas de entrada por medio de la interacción con propano refrigerante, En este equipo, el propano se vaporiza a medida que el gas rico que fluye por el interior de los tubos cede su calor al propano.

Figura 2.4: Refrigerador de Propano (Chiller)



Fuente: ECOPEPETROL S.A.

 Limpiador Refrigerante: separador horizontal que se encarga de limpiar o separar las trazas de agua del propano, permitiendo sólo el paso de vapores a la primera etapa de succión de los compresores.

2.2.1 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos

a. Acumulador

- Temperatura 88.59 F
- Presión 265 psia
- Volumen de liquido % 50

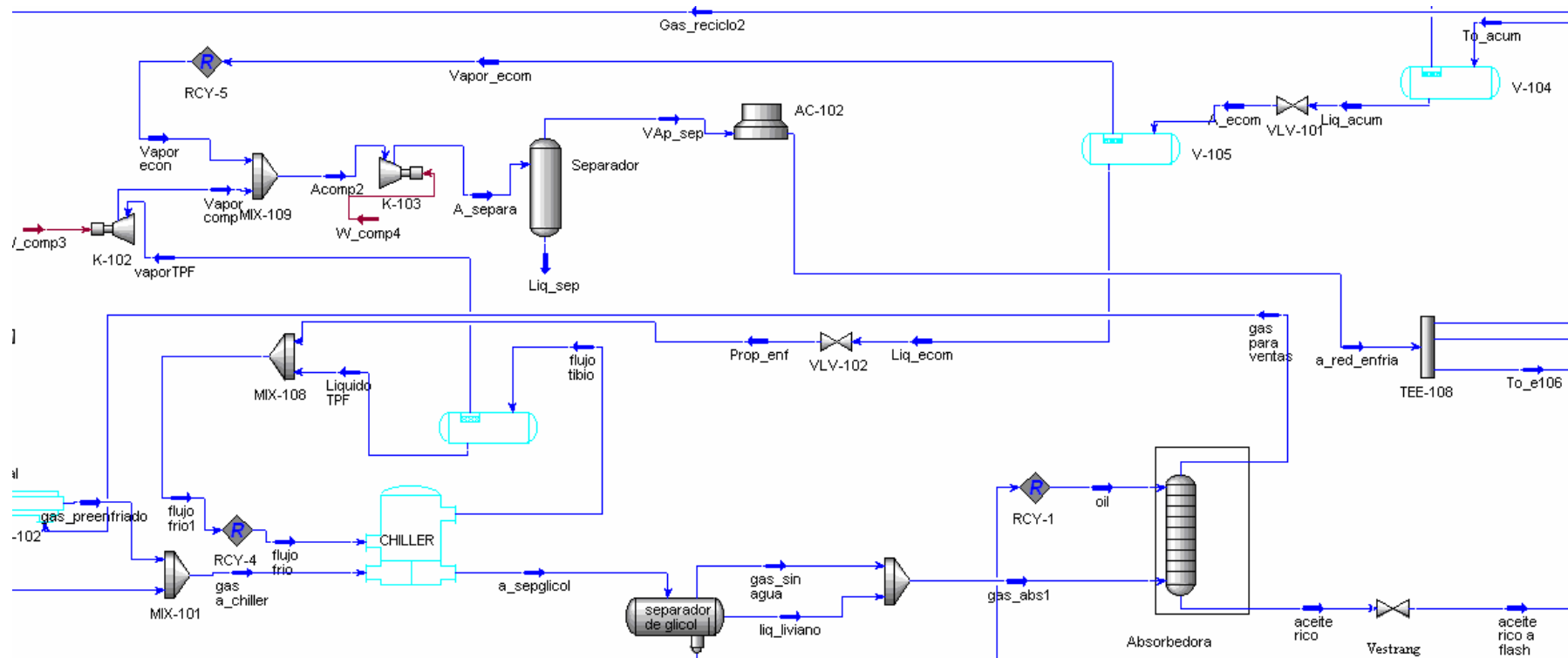
b. Economizador

- Temperatura 47,26 F
- Presión 93 Psia
- Volumen de liquido % 50

c. Chiller

- Delta T en los tubos -64,22 F
- Delta T en la carcaza 59,47 F
- Área transferencia de calor 649,3 ft²

Figura 2.5: Esquema de la Sección de Refrigeración con Propano en HYSYS 3.2”



2.3. SECCIÓN DE ABSORCIÓN Y FRACCIONAMIENTO

En esta sección de la planta es donde el gas enfriado se procesa para obtener los productos finales de venta tales como gas natural, propano, butano y gasolina natural. En esta sección se busca reducir el consumo energético y mejorar tanto la pureza como la cantidad de los productos obtenidos.

En esta “sub-planta” van incluidos los siguientes equipos de operación: torre de absorción, un destilador flash, torre desetanizadora, torre fraccionadora, torre despropanizadora y torre desbutanizadora.

Actualmente el aceite utilizado para el tratamiento del gas es una mezcla de hidrocarburos desde C_7 hasta C_{11} con peso molecular promedio aproximado de 137 kg/ kmol.

Figura 2.6: Torre Absorbedora (Izquierda)-Torre Desetanizadora(Derecha)



Fuente: ECOPELROL S.A.

2.3.1 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos

Los datos relacionados con el número de platos, platos de alimentación y presiones de las diferentes torres de operación fueron tomados del manual de diseño de la planta de tratamiento de gas, (estos datos no fueron manipulados).

a. Torre de Absorción.

- Número de platos 24
- Presión en el tope 870 Psia
- Presión en el fondo 880 Psia

b. Destilador Flash

- Presión 329 Psia
- Temperatura -6,97°C

c. Torre Desetanizadora

- Numero de platos 22
- Platos de alimentación Tope y 14 (abajo hacia arriba)
- Relación alimentación 0,05/0,95 (tope-plato 14)
- Temperatura corriente de alimentación plato 14 86 F
- Presión en el rehervidor 330 Psia
- Presión en el tope de la torre 320 Psia
- Criterio de convergencia (HYSIS) Composición de recuperación de etano 0,99

d. Torre Fraccionadora

- Numero de platos 24
- Plato de alimentación 14 (abajo hacia arriba)
- Temperatura corriente de alimentación 384,8 F
- Presión en el rehervidor 152 Psia

- Presión en el tope de la torre 140 Psia
- Criterio de convergencia (HYSIS) Composición de recuperación de hexano 0,91 en el destilado y temperatura del condensador 128,6 F

e. Torre Despropanizadora

- Numero de platos 36
- Platos de alimentación 22 y 24 (abajo hacia arriba)
- Relación alimentación 0,5/0,5
- Temperatura corrientes de alimentación 140 F
- Presión en el rehervidor 300 Psia
- Presión en el tope de la torre 270 Psia
- Criterio de convergencia (HYSIS) Composición de recuperación de propano 0,99 y de i-butano 0,005 en el destilado

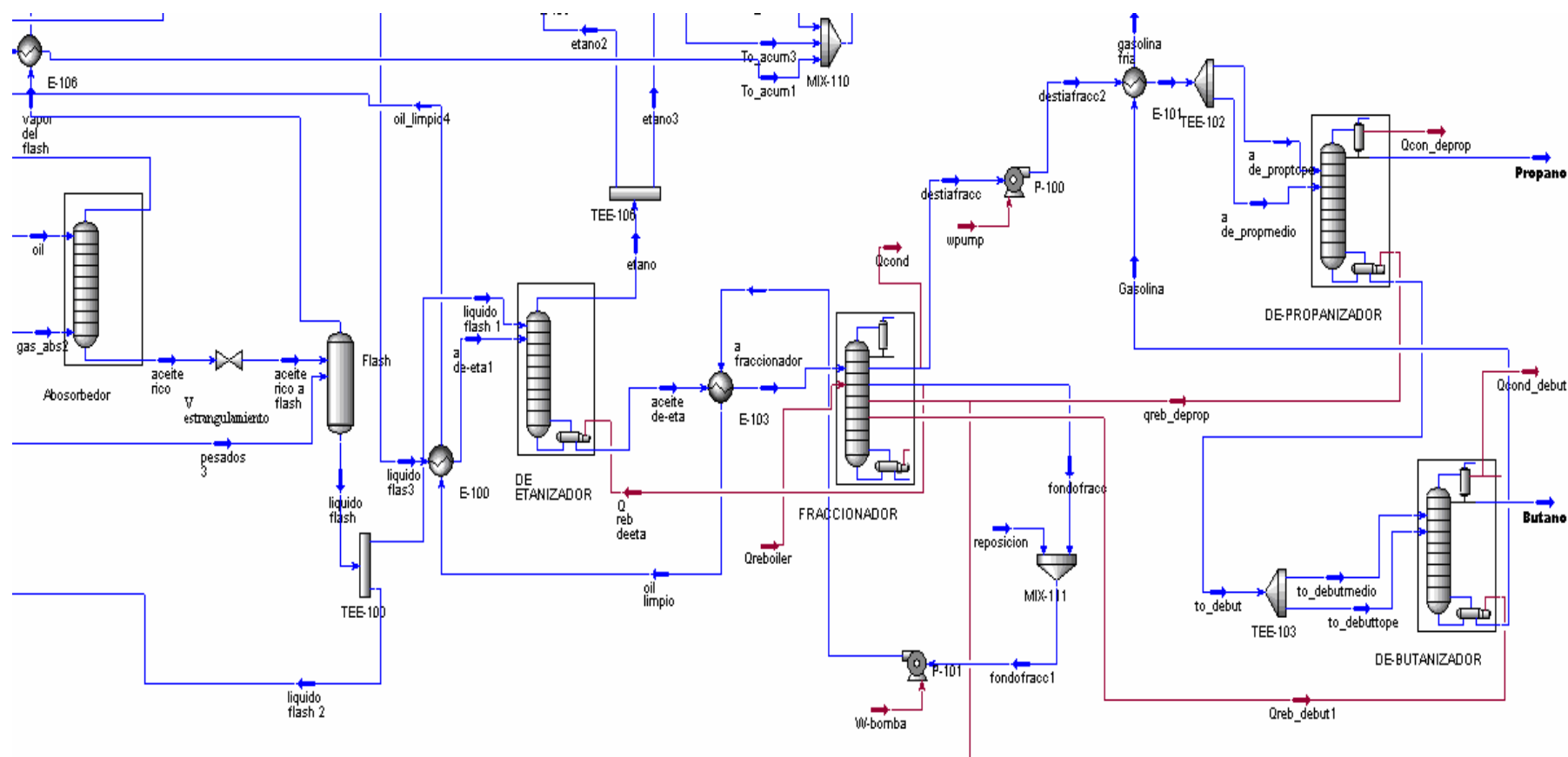
f. Torre Desbutanizadora

- Numero de platos 36
- Platos de alimentación 22 y 26 (abajo hacia arriba)
- Relación alimentación 0,5/0,5
- Presión en el rehervidor 110 Psia
- Presión en el tope de la torre 50 Psia
- Criterio de convergencia (HYSIS) Composición de recuperación de n-butano 0,99 en el destilado

g. Bombas

- | | | |
|-------------------------|----------|----------|
| Bomba | P 100 | P 101 |
| • Incremento de presión | 160 Psia | 723 Psia |

Figura 2.7: Esquema de la Sección de Absorción y Fraccionamiento en “HYSYS 3.2”



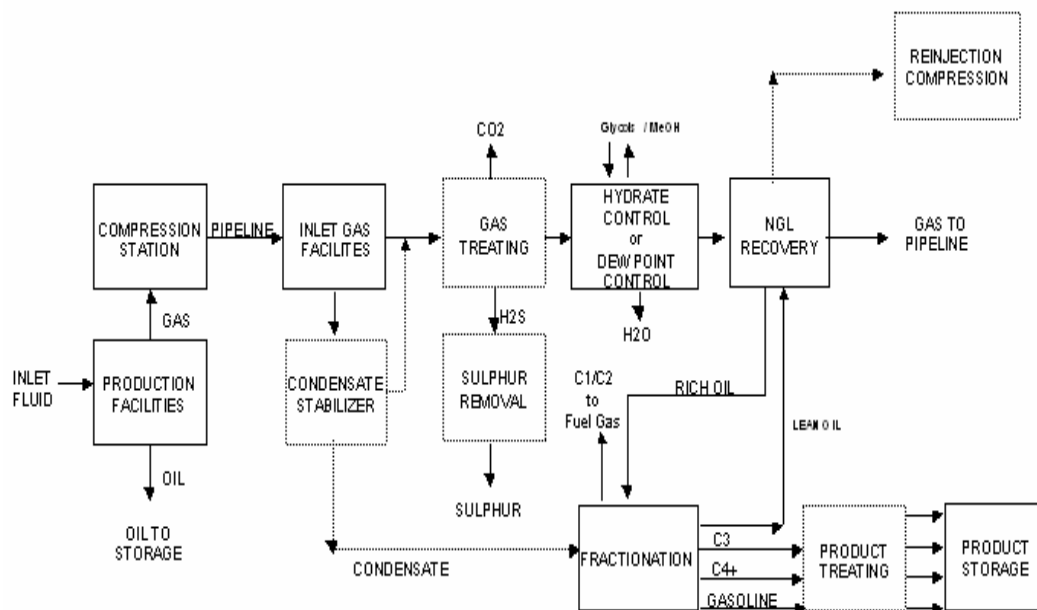
3. ESTUDIO TECNICO DEL USO DE SISTEMAS CRIOGENICOS EN LA RECUPERACIÓN DE ETANO EN UNA PLANTA CONVENCIONAL

3.1. ESTADO DEL ARTE

Hace 50 años, el desarrollo de las plantas de absorción dio la habilidad para recuperar etano que fue “ha propósito” absorbido. El mercado para el etano incremento cuando el mercado de los plásticos también incremento.

Un sistema de “productos” fue desarrollado en los estados unidos para llevar C_2^+ desmetanizados a unas plantas de fraccionamiento central donde el etano logro ser separado y transportado por tubería a las plantas de producción de etileno (Figura 3.1).

Figura 3.1: Diagrama de Procesamiento del Gas Natural con Tecnología de Absorción 50`s



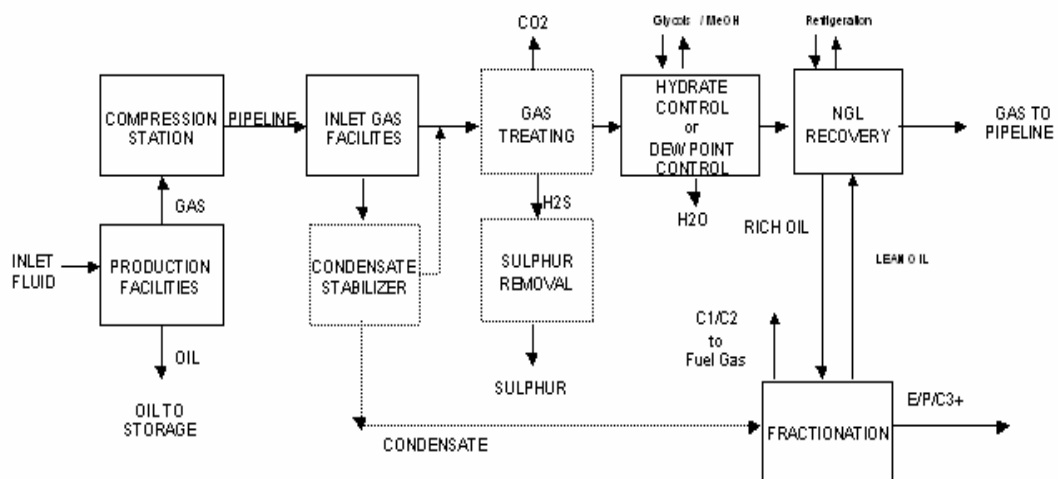
Fuente: High Efficiency NGL Recovery via a New Process. Technip .2002.

El etano entregado de esta manera llego a ser el suplemento y mas tarde suplanto al propano en la producción de etileno. En Europa, este fue un negocio predominantemente rentable y mantuvo muy poca aplicación a la producción de derivados a partir del gas natural, donde los petroquímicos fueron derivados de los cortes de aceite.

Aunque el mercado de los plásticos aumento rápidamente, mas que el suministro del etano, que hasta el momento se consideraba un “accesorio”, pocas plantas de absorción fueron construidas basadas en la economía del recobro adicional de etano. Pues el proyecto económico fue marginal debido al incremento de capital y a los costos de operación de estas plantas.

El incremento en la circulación de aceite resultó en equipos complejos a través de la planta con resultados de incremento en la utilidad y otros costos de operación. (Figura 3.2)

Figura 3.2: Diagrama de Procesamiento del Gas Natural con Tecnología de Absorción y Refrigeración 60's

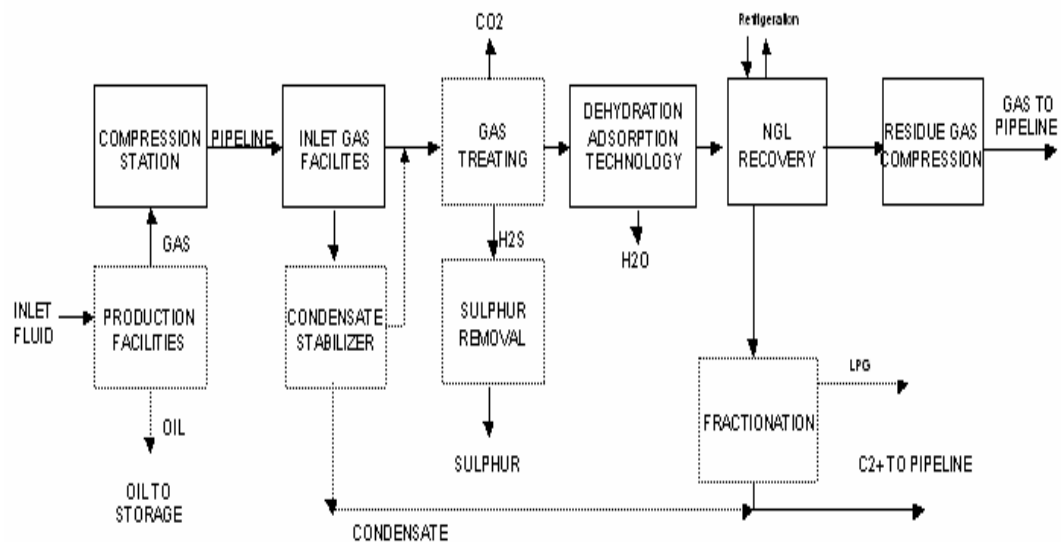


Fuente: High Efficiency NGL Recovery via a New Process. Technip. 2002.

En enero de 1964, la primera planta criogénica (turboexpansión) comenzó operaciones para recuperar C3+ desde el gas natural, basada en una “caída de presión libre”, en una aplicación donde el gas de entrada estaba a 600 psig y era requerido a solo 200 psig para propósitos de combustible.

La opinión de esta fue que los expanders eran aplicables “solo cuando una caída de presión libre estaba disponible”. (Figura 3.3)

Figura 3.3: Diagrama de Procesamiento del Gas Natural con Tecnología de Turboexpansion 70`s. Recobro de Etano 80 %



Fuente: High Efficiency NGL Recovery via a New Process. Technip. 2002.

El suceso de esta operación llevo al concepto del concepto de recobro de etano por refrigeración profunda, económicamente obtenible por el proceso de expansión.

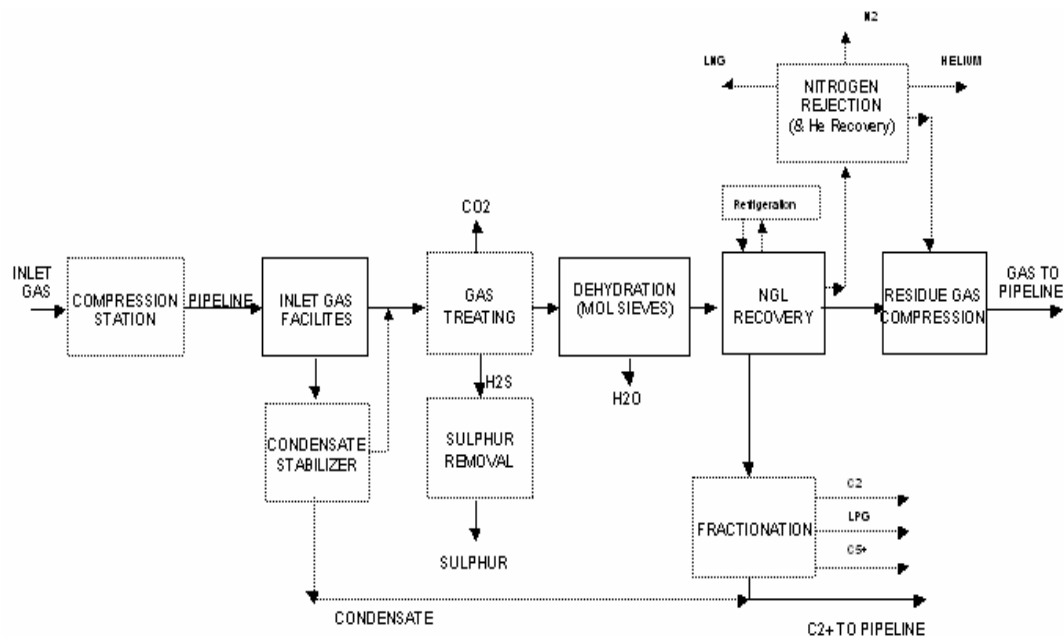
Adicionalmente estos estudios técnicos mejoraron el diseño sustancialmente hasta lograr recobros de etanos mayores al 60%,

económicamente viables siempre y cuando los costos de recompresión para llevar el gas de venta a la presión de entrega fueran estudiados.

En menos de 2 años, la gran mayoría de las plantas de etano que comenzaron a construirse fueron del tipo turboexpander.

Los diseños para el recobro de etano lo han incrementado a niveles del 90% y más. (Figura 3.4).

Figura 3.4: Diagrama de Procesamiento del Gas Natural con Tecnología de Turboexpansion 80's-90's. Recobro de Etano 90 %



Fuente: High Efficiency NGL Recovery via a New Process. Technip. 2002.

El proceso de absorción se hizo obsoleto para recobro de etano y propano, esencialmente debido a la simplicidad mecánica, disminución del mantenimiento, reducción de los servicios, seguridad y labores del sistema de expansión. El proceso convencional de absorción raramente recibe modificaciones actualmente.

Diversos temas fueron desarrollados como consecuencia de la nueva tecnología de expansión:

- Necesidad de una profunda remoción de H_2O .

La industria respondió con el desarrollo de absorbentes especiales para remover agua a los niveles mas bajos de 1ppm de vapor de H_2O (tamiz molecular), la cual la hizo la tecnología de preferencia.

- Necesidad de remoción del CO_2 para controlar la formación de sólidos del CO_2 en secciones criogénicas de las plantas (desmetanizadoras).

La tecnología disponible en el tiempo (absorción física y química) fue suficiente para capturar y remover el CO_2 necesario para el nuevo mercado, esta se continúa usando actualmente.

- Desarrollo de una adecuada metalúrgica para resistir las condiciones del proceso.

- Necesidad de optimizar el sistema de recobro de calor.

Diversas técnicas fueron desarrolladas para el uso de una fuente integral de energía.

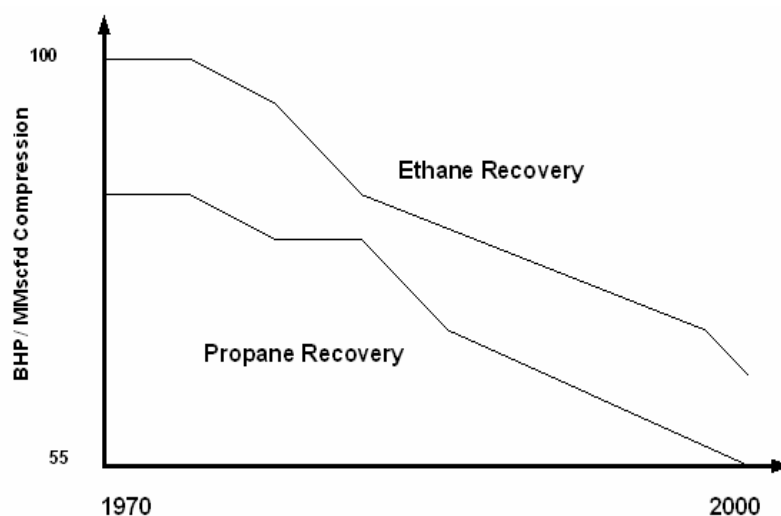
- Necesidad de optimizar el diseño del proceso para reducir el consumo de energía en la recompresión del gas de ventas.

Esta necesidad representó uno de los más grandes retos de los diseñadores del turboexpander, por que inicialmente este proceso fue solo justificable sobre la base de una caída de presión libre; luego un

nuevo paradigma surgió: minimizar la potencia de recompresión requerida en el proceso.

En este sentido, la optimización de las condiciones de operación y los continuos retos sobre las limitaciones del diseño fueron fundamentales para la consolidación de esta tecnología. (Figura 3.5).

Figura 3.5: Requerimientos de Compresión para Plantas De NGL



Fuente: High Efficiency NGL Recovery via a New Process. Technip. 2002.

Estos retos crearon la necesidad de tener herramientas de diseño adecuadas para predecir el comportamiento de fases, la formación de sólidos y el equilibrio.

La industria, la academia y los centros de investigación trabajaron extensivamente para desarrollar conocimientos aplicables en esos campos. Soluciones creativas e innovadoras surgieron desde ese afán por ganar estratégicamente posiciones tecnológicas.

Tecnologías como la destilación extractiva del CO₂, el proceso de reflujo subenfriado y la separación criogénica de gas ácido son ejemplos de

estas soluciones, algunas de las cuales se hicieron muy populares en el mercado.

Podemos decir que la tecnología de los últimos 50 años ha sido enormemente fértil desde el punto de vista técnico.

3.2. SISTEMAS CRIOGENICOS DISPONIBLES

Las crecientes oportunidades económicas que presentan los mercados asociados a los líquidos del gas natural (etano, propano, butano y gasolina) determinaron el desarrollo de diversas tecnologías de turboexpansión.

Si bien en todos los casos la presión del gas de alimentación es empleada para producir la refrigeración requerida a los efectos de lograr la separación de los componentes, las diferencias entre los distintos diseños radican en las estrategias de recuperación energética que cada uno de ellos emplea.

Para condiciones particulares de alimentación y límites de batería dados, los distintos arreglos de recuperación de energía arrojarán, en general, distintas recuperaciones de productos líquidos; aún cuando las diversas tecnologías sean capaces de lograr recuperaciones similares, se presentarán diferencias respecto de los costos de capital y operación requeridos, pudiéndose identificar además fortalezas y debilidades relacionadas a la operabilidad de las mismas.

Un nuevo proceso de alta eficiencia en el recobro de C_{2+} es presentado. La potencia de comprensión es típicamente 5 a 10% mas baja que en procesos comparados con un recobro equivalente.

La estrategia de alta eficiencia de este nuevo proceso el llamado Cryomax MRE[®], este esta basado en el uso de múltiples reflujos externos a la desmetanizadora para optimizar la composición y la tasa de flujo del reflujo interno de la desmetanizadora. Esto permite operar la torre a altas presiones resultando en bajas potencias de compresión con una complejidad adicional limitada.

La optimización de las corrientes y composición de los reflujos combinada con una alta presión en la torre, también resulta en una alta tolerancia al CO₂ en el alimento de la planta lo que resulta en la eliminación o disminución de las facilidades de tratamiento en la entrada de CO₂.

El proceso es altamente adaptable para un amplio rango de alimentos. Un estudio de los procesos es presentado para ambas, nuevas y anteriores aplicaciones.

El desarrollo de estos procesos está incluido para su comparación.

3.2.1 Cryomax SER[®]

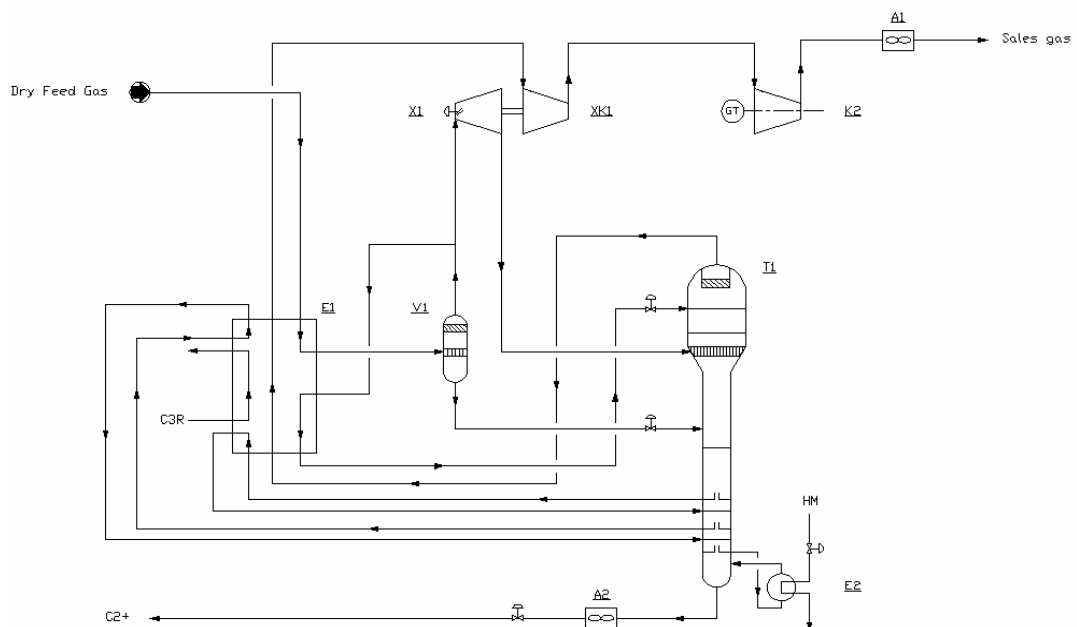
El proceso Cryomax MRE[®] es una continuación natural de los procesos de recobro de etano existentes. Para comenzar, el Cryomax SER[®] (Single Reflux Ethane Recovery) se muestra en la Figura 3.6.

La principal característica de este proceso es bypassar un porción del gas de alimento al turbo-expander a través de un condensador de reflujo. Bypassar este gas mejora la integración del calor y crea un reflujo pobre que mejora la eficiencia de recobro.

Technip tiene experiencia con este proceso en Venezuela en las facilidades de Santa Bárbara. Estas facilidades fueron instaladas en 1992 y tiene una capacidad de 400 MMSCFD en cada uno de los dos trenes.

La implementación de este proceso en la planta de Santa Bárbara fue diseñado para recuperar el 60% de etano y 92% de propano. El diseño de gas de entrada contenía aproximadamente 5% de CO₂.

Figura 3.6: Esquema del Proceso Cryomax SER®



Fuente: High Efficiency NGL Recovery via a New Process. Technip. 2002.

En estas facilidades se incluye un reflujo a la desmetanizadora para mantener el recobro de C₂₊ a una alta presión en la torre de 435 psig.

El reciclo efectivo de etano incrementó las funciones del rehervidor en la desmetanizadora, durante periodos cuando se requiera reciclos económicos de etano.

Las facilidades de Santa Bárbara fueron diseñadas para recuperar menos del 80-90% de etano, el Cryomax SER[®] es capaz de esto dependiendo de las razones económicas del diseño.

Normalmente un mercado local preparado es requerido para soportar o financiar el recobro de etano puesto que el almacenamiento y el transporte de este nuevo producto son costosos.

Las plantas de este tipo han sido implementadas en áreas productoras de gas alrededor del mundo donde el recobro de etano es importante.

3.2.2 Cryomax DRE[®]

Mientras los beneficios y la simplicidad directa del Cryomax SRE[®] están bien entendidas y documentadas en la industria del procesamiento de gas, los tiempos económicos dictan que es deseable aumentar el recobro de etano, particularmente si la inversión y los costos de operación pueden ser mantenidos aproximadamente iguales o solo escasamente incrementados.

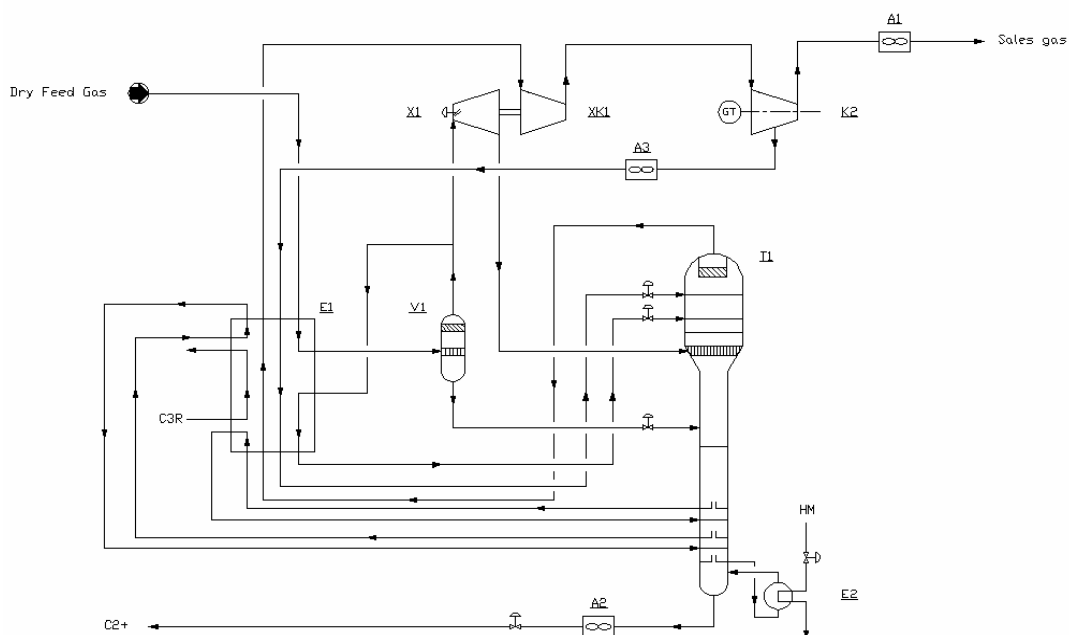
Esta ventaja fue aprovechada por Technip para desarrollar la patente Cryomax Dual Reflux Ethane Recovery Process. Technip utilizó satisfactoriamente este proceso de alta eficiencia en el recobro de etano en las facilidades de Lacq y en el Tablazo en Venezuela.

Las facilidades francesas de Lacq fueron instaladas en 1987 y las facilidades Venezolanas fueron instaladas en 1995. Un esquema para el proceso Cryomax DRE[®] es mostrado en la figura 3.7.

El esquema del proceso ilustra el uso de dos corrientes de reflujo para lavar el etano. El reflujo rico inferior es alimentado a la sección

empaquetada en la parte mas baja de la sección de reflujo de la desmetanizadora; este reflujo es el mismo reflujo utilizado por el proceso cryomax SRE[®]. Usando el reflujo superior es decir, el condensado del gas natural reciclado desde la tapa intermedia de compresión de gas residual se aumenta el proceso DRE[®] proporcionando un reflujo mas pobre que el reflujo usado en el cryomax SRE[®].

Figura 3.7: Esquema del Proceso Cryomax DRE[®]



Fuente: High Efficiency NGL Recovery via a New Process. Technip. 2002.

El reflujo mas pobre permite un mayor recobro de etano a una potencia de recompresión equivalente. El proceso DRE[®] es recomendado para requerimientos de recobro de etano de 90% o mayores.

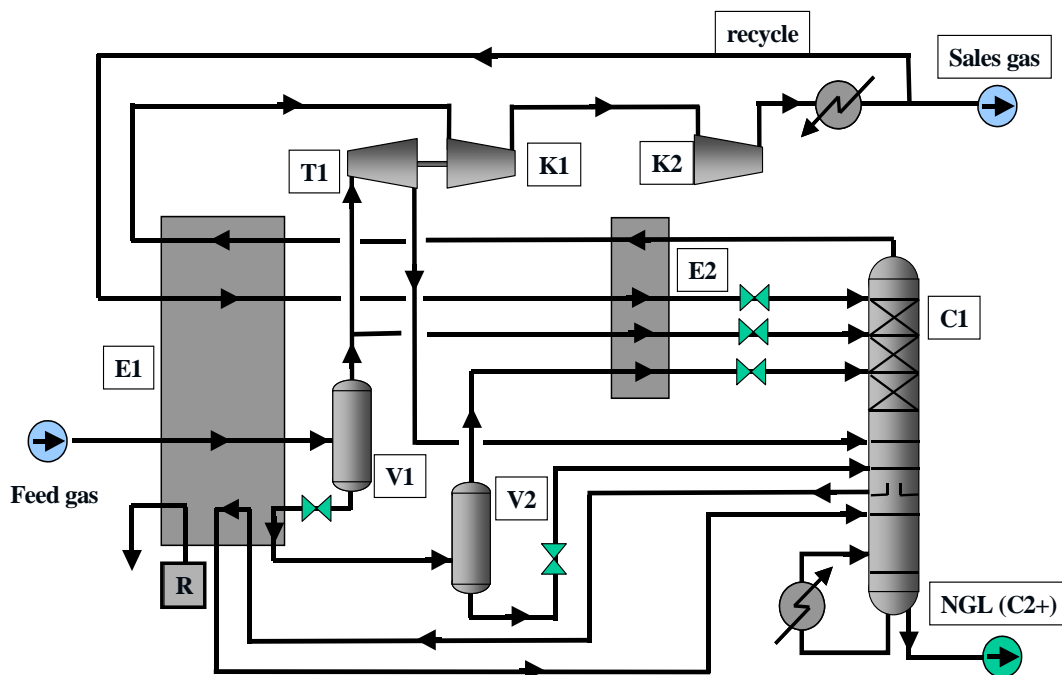
Como dato de operación las facilidades de Lacq fueron diseñadas para recuperar 50 a 72% del etano para un alimento de entrada de 380 MMSCFD y recuperar el 82% del etano para una rata de flujo del etano de 330 MMSCFD.

3.2.3 Cryomax MRE®

Después de revisar las tecnologías anteriores, se hizo evidente que puede haber una forma para combinar las características de estas tecnologías y producir un proceso que fuera más eficiente al recuperar mayor etano. Technip ha desarrollado el proceso Cryomax MRE® para utilizar estas características. El esquema básico para este proceso es mostrado en la Figura 3.8.

El reflujo a la desmetanizadora proviene de tres fuentes. El reflujo pobre superior es el proveniente del condensado del gas residual. El reflujo medio viene del bypass del turbo-expander alrededor del separador frío y el reflujo inferior viene del separador de vapor flash.

Figura 3.8: Esquema del Proceso Cryomax MRE®



Fuente: High Efficiency NGL Recovery via a New Process. Technip. 2002.

El modelo usado para desarrollar el Cryomax MRE[®] esta basado en alcanzar un predeterminado recobro de etano, manteniendo las perdidas de HP (energía) constante. Fue encontrado que cada corriente de reflujo tiene un flujo óptimo y la ventaja de cada reflujo fue probada.

Como se muestra en la tabla 6, en la literatura encontramos que el proceso MRE[®] proporciona mas recobro de etano a una potencia (HP) equivalente.

Alternativamente el proceso MRE[®] proporciona un recobro equivalente de etano a una potencia HP reducida.

También se nota que la potencia de refrigeración puede normalmente ser reducida cuando ambos el Cryomax DRE[®] o MRE[®] son implementados, la implementación del proceso Cryomax MRE[®] resulta en las mas bajas potencias de compresión y refrigeración.

Tabla 6: Comparación de los Procesos Cryomax

Parámetros de Comparación	Cryomax SRE[®] (Single Reflux)	Cryomax DRE[®] (Dual Reflux)	Cryomax MRE[®] (Multiple Reflux)
Recobro de Etano %	90.7	92.7	92.7
Potencia de Recompresión Gas Ventas (HP)	11780	11710	11740
Potencia de Refrigeración (HP)	3705	2501	1962
Total Potencia (HP)	15485	14211	13702
Presión Desmetanizadora (Psig)	415	440	422

Fuente: High Efficiency NGL Recovery via a New Process. Technip. 2002.

3.3 FACTORES QUE AFECTAN LA CALIDAD DEL PROCESO

Existen variables que están relacionadas a la operabilidad de la planta, como son la presión de entrada, la influencia del contenido de CO₂ en el gas natural; al igual que una adecuada unidad de deshidratación y fraccionamiento.

3.3.1 Presión de entrada

Conforme se incremente la presión de entrada, para una dada presión de operación de la columna Desmetanizadora (o Desetanizadora, según corresponda), se tendrá mayor recuperación como resultado de las menores temperaturas alcanzadas en el proceso.

Sin embargo, las menores temperaturas alcanzadas pueden producir efectos negativos como son: sobrecondensación del componente liviano que se desea rechazar por cabeza (que se traducirá en el aumento de los requerimientos de fraccionamiento para esta) y acercamiento al punto de solidificación de dióxido de carbono.

En general, el límite superior para el aumento de presión de entrada estará determinado por la evaluación económica de las instalaciones de alta presión y/o por los objetivos de explotación del reservorio.

Cabe destacar que el aumento de la presión de entrada producirá el incremento de los costos de los equipos de proceso. A mayor recuperación de líquidos, mayores serán los volúmenes requeridos para los equipos de proceso, además del posible aumento de la presión de diseño mecánico de los mismos. Para nuestro caso de estudio la presión de entrada al proceso es de 900 Psia.

Ⓢ Presión de la columna Desmetanizadora (o Desetanizadora)

Para una dada presión de entrada, conforme se opere la columna desmetanizadora (o desetanizadora, según corresponda) a menor presión, se tendrá mayor recuperación de líquidos dadas las menores temperaturas alcanzadas en el proceso y el aumento de las volatilidades relativas de los componentes.

Además de la posibilidad que se presenten las consecuencias negativas mencionadas en el ítem anterior (como resultado de las bajas temperaturas alcanzadas), conforme disminuye la presión de operación de esta columna, aumenta la potencia de recompresión. Será conveniente en general establecer presiones de evaluación que tengan relación con el escalonamiento de potencias nominales de los impulsores de los compresores.

El límite superior para la presión de operación de esta columna es la presión crítica del producto de fondo. La columna deberá operar por debajo de esta presión a fin de posibilitar la coexistencia de las fases líquido y vapor que permitan efectuar la separación deseada.

3.3.2 Contenido de dióxido de carbono en la alimentación

La necesidad de la instalación de una unidad de remoción de dióxido de carbono aguas arriba de una unidad criogénica estará regida por dos factores:

- Ⓢ Concentración máxima admitida en el gas residual: esto es especialmente trascendente cuando el gas residual se destina a la venta. Concentraciones máximas de 2 % molar son comunes en distintas legislaciones. Para este caso, y asumiendo que se desea

recuperar propano y superiores, un gas de alimentación de concentración 2 % molar, producirá en general un gas residual de concentración mayor al 2 % molar de dióxido de carbono por efecto de la concentración sufrida como consecuencia de la eliminación de los componentes pesados. Para nuestro caso el contenido de CO₂ en la corriente de alimentación es de 0,7562 % molar.

- Tolerancia de la tecnología de turboexpansión al dióxido de carbono: el problema que presenta el dióxido de carbono es la posibilidad de congelamiento. Por ende, una medida de la tolerancia al mismo estará dada por la diferencia entre la temperatura operativa y la temperatura de solidificación a la presión de operación. Para una concentración de dióxido de carbono dada, conforme la presión de operación aumenta, aumenta también la temperatura de solidificación. Las corrientes más frías de la planta deberán ser objeto de esta evaluación. Corrientes de alimentación con un contenido de dióxido de carbono superior al 1.5 % molar, pueden presentar problemas de congelamiento.

3.3.3 Unidad de deshidratación adecuada

Como consecuencia de las bajas temperaturas alcanzadas en el proceso, y a los efectos de evitar la formación de hidratos, el contenido máximo de agua en el gas de entrada a la unidad criogénica no deberá ser superior a 0.1 ppm. Este requerimiento puede satisfacerse mediante la instalación de una unidad de deshidratación por adsorción sobre tamices moleculares.

Debido a la limitación del simulador HYSYS 3.2 por motivos de licencia, este tipo de proceso para la deshidratación del gas natural no logró ser implementado en los diferentes esquemas de recuperación de etano; si

bien los detalles de diseño de esta unidad si se desarrollaron en este trabajo, cabe destacar que el tamiz molecular empleado, los tiempos y cantidad de lechos en operación y regeneración, el tipo de ciclo de regeneración, la fuente de fluido de regeneración y la fuente de calor para la regeneración son variables que deben ser objetos de análisis para las condiciones particulares a fin de optimizar la operación del sistema.

Diseño del Proceso de Deshidratación con Desecante Sólido

Antes de comenzar con el diseño del proceso de deshidratación con desecante sólido se tiene que escoger el tipo de desecante el cual supla nuestras necesidades, en este caso debemos escoger un desecante que cumpla con la siguiente condición: el contenido de agua en el gas de entrada a la unidad criogénica no deberá ser superior a 0.1 ppmw. Para el diseño se escogió el tamiz molecular de 1/8" cilindro comprimido, el cual cumple con esta condición. Ver tabla 7.

Tabla 7: Propiedades Típicas de Desecantes Sólidos

Desiccant	Shape	Bulk Density, lb/ft ³	Particle Size	Heat Capacity, Btu/(lb .°F)	Approx. Minimum Moisture Content of Effluent Gas (ppmw)
Alumina Gel Alcoa H-151	Spherical	52	1/4"	0.20	5-10
Activated Alumina Alcoa F-1	Granular	52	1/4"-8 mesh		0.1
Silica Gel Sorbead®-R	Spherical	49	4-8 mesh	0.25	5-10
Silica Gel Sorbead®-H	Spherical	45	3-8 mesh	0.25	5-10
Mole Sieve Davison-4A	Spherical	42-45	4-8 mesh or 8-12 mesh	0.24	0.1
Mole Sieve Linde-4A	Extruded Cylinder	40-44	1/8" or 1/16"	0.24	0.1

Fuente: GPSA. Engineering Data Book. 11ª Edición.

A continuación se realizara el cálculo del diámetro, altura, caída de presión y la cantidad en lbs de desecante sólido para una adsorbedora con tamiz molecular de 1/8" cilindro comprimido (extrudate).

Condiciones del gas a ser deshidratado:

Presión: 900 psia.

Temperatura: 93.20 °F.

Flujo molar: 15.41 MMSCFD.

Peso molecular: 22.07 lb/lbmol

- a. Cálculo de la viscosidad del gas (@ 900 psia, 93.20 °F y peso molecular 22.07 lb/lbmol).

$$GE = \frac{22.07}{28.964} = 0.76$$

De la fig. 23-23 del capítulo 23 de la GPSA @ 93.20 °F.

$$\mu_A = 0.0104 \text{ centipoise}$$

Luego se calcula la presión pseudo crítica y la temperatura pseudo crítica, ver anexo 1.

$$P_{sc} = 661.89 \text{ psia}$$

$$T_{sc} = 404.52 \text{ °R}$$

Luego se calcula la temperatura pseudo reducida y presión pseudo reducida.

$$T_{sr} = \frac{93.2 + 460}{404.52} = 1.37$$

$$P_{sr} = \frac{900}{661.89} = 1.36$$

De la fig. 23-24 del capítulo 23 de la GPSA.

$$\frac{\mu}{\mu_A} = 1.18$$

$$\mu = 1.18 * 0.0104 = 0.01227 \text{ centipoise}$$

- b. Calculo del flujo real de gas q (@ 900 psia, 553.2 °R y Z= 0.82) en ft³/min.

$$q = \frac{19.44 * MMSCFD * Z * T}{P} \quad \text{ft}^3 / \text{min}$$

$$q = \frac{19.44 * 15.4 * 0.82 * 553.2}{900} = 150.893 \quad \text{ft}^3 / \text{min}$$

- c. Calculo de la velocidad superficial V en ft/min.
De la Figura 3.9 (@ 900 psia y 1/8" extrudate).

$$V = 23.5 \text{ ft/min.}$$

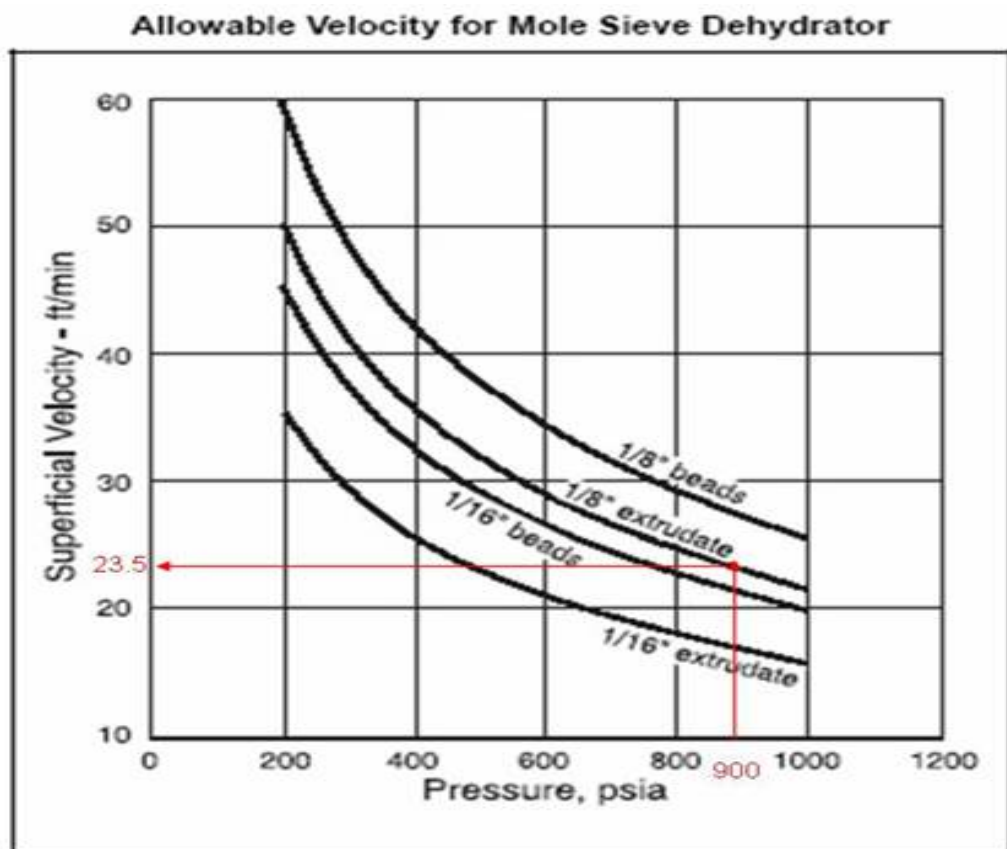
- d. Calculo del diámetro del lecho D en ft.

$$D = \sqrt{\frac{4 * q}{\pi * V}} = \sqrt{\frac{4 * 150.893}{\pi * 23.5}} = 2.83 \text{ ft} \quad \text{usar} \quad 3 \text{ ft}$$

- e. Cantidad de agua en el gas

$$W = 14.81 \text{ Lb H}_2\text{O/MMSCF}$$

Figura 3.9: Calculo de la Velocidad Superficial



Fuente: GPSA. Engineering Data Book. 11ª Edición.

f. calculo del factor de corrección de saturación para el tamiz C_{ss} .
De la Figura 3.10 (@ 93.20 °F).

$$C_{ss} = 1$$

g. calculo del factor de corrección por temperatura C_T .
De la Figura 3.11 (@ 93.20 °F)

$$C_T = 0.95$$

Figura 3.10: Factor de Corrección de Saturación para el Tamiz C_{ss}

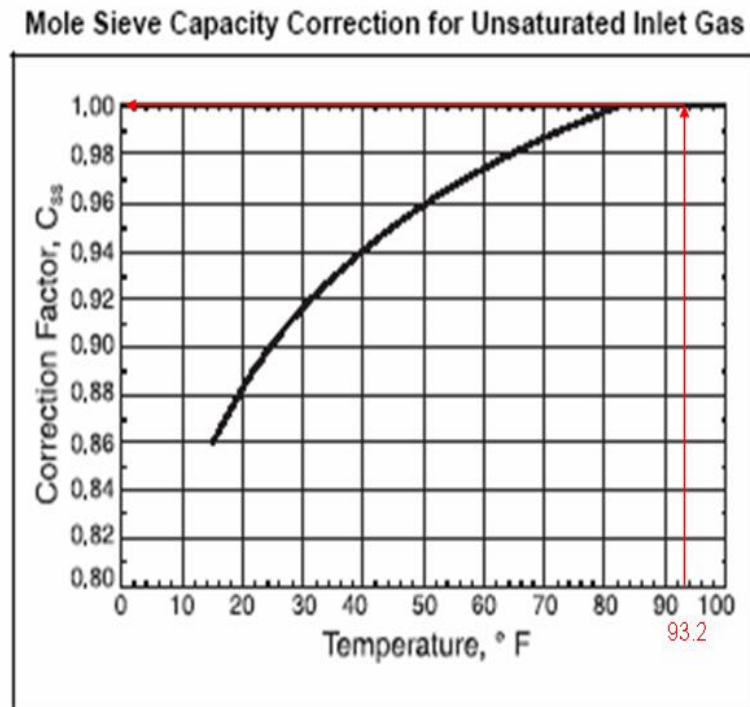
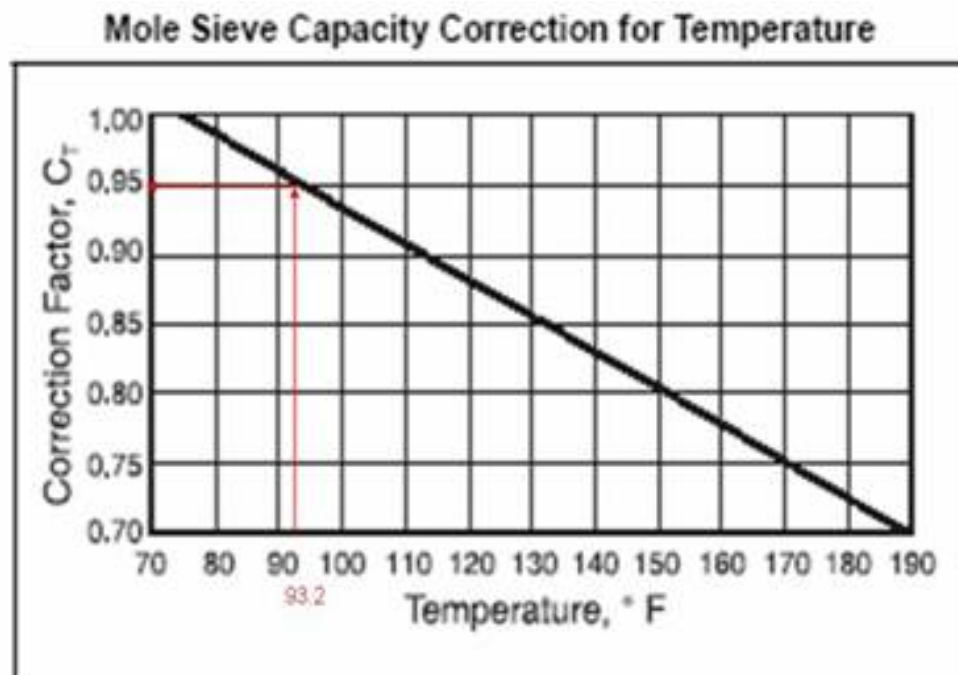


Figura 3.11: Factor De Corrección De Saturación Para El Tamiz C_t



Fuente: GPSA. Engineering Data Book. 11ª Edición.

h. Cálculo de la cantidad de tamiz molecular requerido en zona de saturación S_s .

Se asume que se remueve toda el agua presente en el gas y un ciclo de 12 hrs (0.5 días):

$$S_s = \frac{W_r}{0.13 * C_{SS} * C_T} = \frac{14.81 Lb H_2O / MMPCS * 15.4 MMSCF * 0.5 D}{0.13 * 1 * 0.95}$$

$$= 923.976 \quad Lb$$

i. Determinación de la densidad del tamiz molecular.

De la tabla 1 @ 1/8" y linde 4ª Extraded Cylinder

$$\rho_{ms} = 42 \quad Lb / ft^3$$

j. Calculo de la longitud del lecho empacado en la zona de saturación L_s .

$$L_s = \frac{4 * S_s}{\pi * D^2 * \rho_{ms}} = \frac{4 * 923.976}{\pi * 3^2 * 42} = 3.11 \quad ft$$

k. Calculo de la longitud del lecho empacado en la zona de transferencia L_{MTZ} .

$$L_{MTZ} = (V / 35)^{0.3} * z = (23.5 / 35)^{0.3} * 1.70 = 1.51 \quad ft$$

$z = 1.70$ para tamiz molecular 1/8"

l. Cálculo de la longitud total del lecho empacado L_T .

$$L_T = L_s + L_{MTZ} = 3.11 + 1.51 = 4.62 \quad ft$$

Se usa 5 ft y alrededor de 6 ft de espacio libre se dejan por encima y por debajo del lecho para asegurar una distribución apropiada del gas.

m. Cálculo de la caída de presión a través del lecho.

Peso molecular del gas =22.07

R= 10.73 (psia*ft³)/(°R*Lbmol)

$$\rho_{gas} = \frac{P(PM)}{RTZ} = \frac{900 \text{ psia} * 22.07}{10.73 \left(\frac{\text{psia} * \text{ft}^3}{\text{°R} * \text{Lbmol}} \right) * 553.2 \text{ °R} * 0.82} = 4.1 \quad \text{Lb} / \text{ft}^3$$

$$\frac{\Delta P}{L} = B\mu V + C\rho V^2 = (0.0722 * 0.01227 * 23.5) + (0.000124 * 4.1 * 23.5^2)$$

$$= 0.30158 \quad \text{psi} / \text{ft}^3$$

$$\Delta P = 0.30158 * L = 0.30158 * 5 = 1.51 \quad \text{psi}$$

El ΔP=1.51 psi Vs 5 psi del diseño, luego esta bien.

La caída de presión de diseño está alrededor de 5 psi y no se recomiendan caídas mayores de 8 psi, dado que el desecante es frágil y se puede quebrar por el peso del lecho y las fuerzas de caída de presión. Por lo tanto siempre debe revisarse la caída de presión después de fijarse la altura del lecho.

n. Cálculo del volumen total de tamiz V_{ms}.

$$V_{ms} = \frac{\pi * D^2 * L_T}{4} = \frac{\pi * 3^2 * 5}{4} = 35.34 \quad \text{ft}^3$$

o. Cálculo de la masa de tamiz molecular M_{ms}.

$$M_{ms} = V_{ms} * \rho_{ms} = 35.34 * 42 = 1484.28 \quad \text{Lb}$$

3.3.4 Unidad de Fraccionamiento

Se conoce con este nombre a la unidad alimentada por los líquidos recuperados en la unidad criogénica, y cuya función es la de separar dicha corriente en los productos líquidos especificados. Diversas son las posibilidades de fraccionamiento y ellas dependerán de los requerimientos del mercado al cual estén dirigidos los productos.

En el caso de estudio, consideramos un proceso de recuperación de etano y superiores. Para este caso los productos líquidos son: etano, propano, butano y gasolina. La secuencia de fraccionamiento empleada en este caso es comúnmente la directa, esto es: el producto de fondo de cada columna alimenta la columna siguiente.

Las presiones de operación de estas columnas estarán determinadas por la posibilidad de condensación. En general se requerirá un circuito de refrigeración con propano para la condensación de la columna desetanizadora, en tanto que para la condensación en las columnas Despropanizadora y Desbutanizadora será suficiente el empleo de aire ambiente.

En la tabla 8 pueden encontrarse parámetros de operación típicos. No obstante ello, es importante destacar que en función de los valores relativos de los productos y de sus especificaciones, convendrá en general variar las condiciones de proceso de manera tal de proveer una separación que permita maximizar el caudal del producto de mayor interés.

Tabla 8: Parámetros Típicos para Fraccionadoras Y Absorbedoras

Tipo de Torre	Presión de Operación psig	Números de Platos Reales	Relación de Reflujo L_0/D mol/mol	Relación de Reflujo L_0/F' gal/gal	Eficiencia de Plato %
Desmetanizadora	200-400	18-26	Plato cima	Plato cima	45-60
Desetanizadora	375-450	25-35	0.9-2.0	0.6-1.0	50-70
Despropanizadora	240-270	30-40	1.8-3.5	0.9-1.1	80-90
Desbutanizadora	70-90	25-35	1.2-1.5	0.8-0.9	85-95
Separador Butanos	80-100	60-80	6.0-14.0	3.0-3.5	90-110
Despojadora Aceite rico	130-160	20-30	1.75-2.0	0.35-.40	Cima 67 Fondo 50
Desetanizadora aceite rico	200-250	40	-	-	Cima 25-40 Fondo 40-60
Estabilizadora condensado	100-400	16-24	Plato cima	Plato cima	40-60
Separador nafta					70
Separador gasóleos					30
Despojadora agua agria					33
Separador C_3/C_3					90
Absorbedora con aceite					25-35

Fuente: GPSA. Engineering Data Book. 11ª Edición.

3.4 TEORÍA DE LA SIMULACIÓN.

La representación de un proceso mediante la simulación, implica la determinación de propiedades termodinámicas, físicas y de transporte,

con las cuales se realizan los cálculos de transferencia de masa y energía requeridos.

El “HYSYS” es un simulador de procesos termodinámicos, en el cual todas las aplicaciones necesarias funcionan en un ambiente de simulación integrado dentro de una estructura común. Esta estructura elimina los procedimientos de prueba y error que se presentan, cuando los requerimientos para el modelamiento de un proceso no pueden ser manipulados dentro de un sólo paquete o modelo, pues en tal caso se debe recurrir a una segunda utilidad y desarrollar allí las tareas necesarias para obtener la información adicional. A menudo los datos adquiridos en ésta segunda aplicación tendrán un impacto sobre el primer modelo, y por tanto, el proceso debe repetirse.

Las ventajas del simulador son:

- ④ La información en vez de ser transferida, es compartida entre las aplicaciones.
- ④ Todas las aplicaciones usan modelos termodinámicos comunes.
- ④ Todas las aplicaciones usan una interfase de hojas de flujo comunes.
- ④ Es necesario aprender a manejar una de las interfases.
- ④ Se pueden realizar intercambios entre las aplicaciones de modelamiento en cualquier momento, adquiriendo así una visión global del proceso.

La simulación debe iniciar con la construcción de un modelo conceptual, mediante el cual se determinen los requerimientos básicos del proceso, como equipos, corrientes de materia y energía, accesorios, etc. Basado en el diseño conceptual, se procede a la construcción de un modelo en estado estable, que debe ser ajustado apropiadamente para que simule el proceso con la mayor exactitud posible; este ajuste se realiza utilizando datos de campo. Una vez ajustado el modelo, se procede a determinar

las condiciones óptimas de operación. Paso siguiente, se ejecutan cálculos de dimensionamiento y costo del equipo requerido para realizar modelamiento dinámico y poder determinar estrategias de control apropiadas. Una vez el modelo se ha convertido en una realidad, se usan datos reales del proceso para hacer estudios de “que pasa sí”, resolución de problemas o incluso, optimización automática del proceso. Si un cambio en alguna etapa del proceso de diseño afecta los datos comunes, la nueva información se hace inmediatamente disponible a todas las otras aplicaciones sin necesidad de realizar transferencia manual de datos bajo ninguna circunstancia.

El corazón del simulador está constituido por los paquetes propietarios o modelos termodinámicos y físicos, que se utilizan en los cálculos de equilibrio para determinar el número de fases coexistentes, su composición y su cantidad, a unas condiciones dadas de presión y temperatura. Los modelos disponibles en el simulador incluyen ecuaciones de estado, modelos de actividad, métodos empíricos, modelos de presión de vapor y métodos misceláneos.

La ecuación de estado que mejores resultados ofrece para el presente análisis denominada Peng-Robinson (PR).

3.4.1 Operaciones unitarias

La simulación de la planta en estudio involucra algunas operaciones unitarias como: equipos de transferencia de calor, separación gas-líquido, absorción y destilación. A continuación se indican las principales ecuaciones y procedimientos empleados en la simulación de estas operaciones.

3.4.1.1 Transferencia de Calor

Considerando que el sistema de regeneración de la planta involucra transmisión de calor en sus principales equipos, se deben plantear las respectivas ecuaciones de balance de energía para su evaluación. Por ejemplo, en un intercambiador de calor, los cálculos se basan en balances de energía para los fluidos caliente y frío. En las siguientes relaciones generales, el fluido caliente cede su calor en el intercambiador al fluido frío:

$$(M_c(H_{out} - H_{in})_c - Q_{leak}) - (M_h(H_{in} - H_{out})_h - Q_{loss}) = Error$$

Donde:

M = Flujo de masa del fluido.

H = Entalpía.

Q_{leak} = Fuga de calor.

Q_{loss} = Pérdidas de calor.

El error por balance, es una especificación del intercambiador que equivaldrá a cero para la mayoría de las aplicaciones. Los subíndices h y c representan los fluidos caliente y frío respectivamente, mientras que “in” y “out” se refieren a la entrada y la salida.

El rendimiento del intercambiador también puede definirse en términos del coeficiente global de transferencia de calor, el área disponible para intercambio de calor y la diferencia de temperatura media logarítmica.

$$Q = UA\Delta T_{LM} F_t$$

Donde:

U = Coeficiente global de transferencia de calor.

A = área de la superficie disponible para transferencia de calor.

ΔT_{LM} = Diferencia de temperatura media logarítmica (DTML).

F_t = Factor de corrección de DTML.

Para simulación en estado estable se puede trabajar con dos modelos de cálculo: “Weighted” y “Endpoint”. En el primero, el simulador establece las curvas de calentamiento (Ver Figura 3.12) y las divide en intervalos, los cuales a su vez intercambian calor individualmente. La partición se puede hacer a temperatura o entalpia constante. La DTML y el producto UA, se calculan para cada intervalo en la curva de calentamiento y se suma al UA global calculado. Este método se utiliza solo para intercambiadores de calor a contracorriente.

En el modelo “Endpoint” se calcula un único valor de DTML y UA a las condiciones de entrada y salida. Este modelo se emplea en problemas simples, donde no hay cambio de fase y el Cp (calor específico), es relativamente constante. Para fluidos sin cambio de fase, el coeficiente de calor local, h_i , es calculado de acuerdo a la correlación de Sieder-Tate que se presenta a continuación.

$$h_i = \frac{0.023 D_i}{k_m} \left(\frac{D_i G_i}{\mu_i} \right)^{0.8} \left(\frac{C_{p,i} \mu_i}{k_m} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_i}{\mu_{i,w}} \right)^{0.14}$$

Donde:

G_i = Velocidad másica del fluido en los tubos (velocidad * densidad)

μ_i = Viscosidad del fluido en el tubo

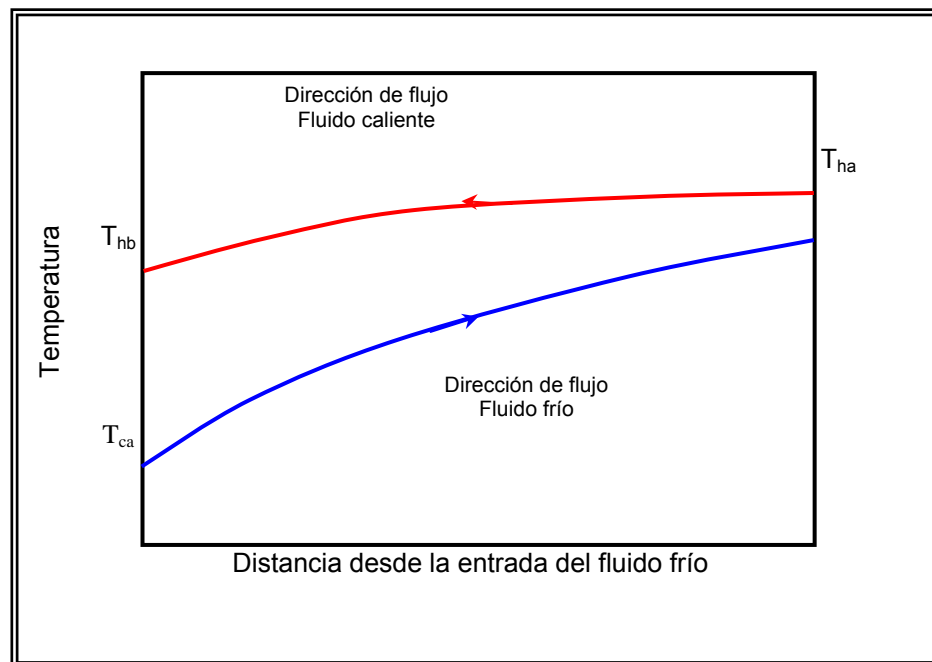
$\mu_{i,w}$ = Viscosidad del fluido en la interfase fluido pared

$C_{p,i}$ = Calor específico del fluido dentro del tubo

k_m = Conductividad calorífica del material

D = Diámetro de tubo

Figura 3.12: Curvas de Calentamiento para Flujo en Contracorriente



Fuente: Análisis y Evaluación del Tratamiento que se Realiza en la Planta Deshidratadora de Gas de Ballena.

La relación entre los coeficientes de transferencia de calor local y global viene dada por la ecuación:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + r_o + r_w + \frac{D_o}{D_i} \left(r_i + \frac{1}{h_i} \right)}$$

Donde:

U = Coeficiente de transferencia de calor global.

h_o = Coeficiente de transferencia de calor local para la superficie exterior del tubo.

h_i = Coeficiente de transferencia de calor local para la superficie interior del tubo.

r_o = Factor de ensuciamiento de la superficie exterior del tubo.

r_i = Factor de ensuciamiento de la superficie interior del tubo.

r_w = Resistencia de la pared del tubo.

D_o = Diámetro externo del tubo.

D_i = Diámetro interno del tubo.

Debido a la generalidad dada al simulador, se dispone de diferentes especificaciones en la definición de un intercambiador de calor, éstas últimas se muestran en la tabla 9.

3.4.1.2 Destilación

Uno de los tipos de dispositivos usados en transferencia de materia, consiste en el acoplamiento de unidades o etapas conectadas entre sí, de tal forma que los materiales que se someten a procesamiento pasan sucesivamente a través de cada una de ellas. En este proceso, dos corrientes de materia circulan en contracorriente a través del equipo, colocándose en contacto íntimo en cada etapa, donde se mezclan y se separan. Estos sistemas de múltiple etapa reciben el nombre de cascadas.

Para que exista transferencia de materia es preciso que las corrientes que entran en cada etapa no estén en equilibrio, ya que es la desviación de las condiciones de equilibrio lo que proporciona la fuerza impulsora para la transferencia.

Las corrientes que salen del equipo, generalmente no están en equilibrio, pero sí mucho más próximas al mismo de lo que lo estaban las corrientes de entrada. La proximidad al equilibrio depende de la eficacia de la mezcla y de la transferencia de materia entre fases.

Para simplificar el diseño de una cascada, con frecuencia, se supone que las corrientes que salen de las etapas están en equilibrio, lo que por definición, conduce al concepto de etapa ideal. Posteriormente se aplica un factor de corrección o de eficiencia para tener en cuenta la separación con respecto al equilibrio.

Tabla 9: Definición de un Intercambiador de Calor

Especificación	Descripción.
Temperatura	La temperatura de algunas de las corrientes vinculadas con el intercambiador de calor.
Delta de temperatura	La diferencia de temperatura de entrada y salida de alguna de las corrientes vinculadas con el intercambiador.
Aproximación mínima.	Aproximación mínima de temperatura interna. La diferencia mínima de temperatura entre una corriente fría y una caliente. (no necesariamente la entrada y la salida)
UA	Producto del coeficiente global de transferencia de calor del intercambiador y el área disponible para intercambio.
DTML	Diferencia de temperatura media logarítmica global.
Flujo	La tasa de flujo de cualquiera de las corrientes vinculadas al equipo (molar, masa o volumen de líquido).
Razón de flujo	Razón entre las tasas de flujo de las corrientes de entrada. Las demás razones posibles serían redundantes.

3.4.2 Simulación de Columnas

El simulador dispone de una operación denominada Columna que mediante diferentes configuraciones, permite simular cualquier proceso de destilación.

La operación Columna puede manejar diversas aplicaciones de fraccionamiento, como torres criogénicas, sistemas de absorción de TEG

de alta presión, despojadoras de agua ácida, absorbedoras de aceite pobre, torres de crudo complejas, etc.

Básicamente, cuando un alimento se introduce en una etapa de la columna, el simulador emplea la siguiente secuencia para establecer los productos internos resultantes:

- ④ El flujo total de componentes (fase líquida y vapor) de la corriente de alimento se suma a los flujos de los componentes de las fases líquida y vapor internas que entran a la etapa.
- ④ La entalpía total (fases vapor y líquido) de la corriente de alimento se suma a las entalpías de las corrientes internas líquida y vapor que entran a la etapa.
- ④ El simulador balancea la mezcla combinada, basado en la entalpía total, a la presión de la etapa. Los resultados de este proceso producen las condiciones y la composición de las fases líquida y vapor que abandonan la etapa.

Independiente del tipo de columna, los parámetros básicos que permanecen como valores de entrada fijos durante el proceso de convergencia son: Presión, número de etapas y un alimento completamente definido.

El perfil de presión en la sección de platos se calcula de acuerdo a las especificaciones dadas por el usuario, básicamente se requiere definir la presión en el fondo y en el tope de la columna. El número de etapas no incluye el condensador o el rehervidor. El usuario puede especificar la eficiencia de los platos, sin embargo, el simulador inicialmente asume etapas ideales, mientras no se especifique otra cosa. La localización del

alimento, su composición y las condiciones son parámetros básicos para el proceso de convergencia.

Especificaciones

El usuario puede definir las especificaciones que la columna debe alcanzar en el proceso de convergencia (Tabla 10), éstas incluyen gran variedad de parámetros de las corrientes involucradas. El número de especificaciones estará determinado por los grados de libertad que tenga la columna.

Convergencia

El simulador ejecuta iteraciones hasta alcanzar la convergencia de los bucles interno y externo (errores específicos, equilibrio y calor), posteriormente verifica las tolerancias dadas a cada una de las especificaciones. Si alguna de las tolerancias no se alcanza, el simulador itera hasta que converge a otra solución para los bucles interno y externo, las tolerancias son revisadas nuevamente y el proceso continúa hasta cumplir con los dos criterios.

El error por equilibrio es el error en el cálculo de las fracciones molares de la fase vapor. El error sobre cada una de las etapas se calcula como uno menos la suma de las fracciones molares de los componentes de la fase vapor. El error de equilibrio total es la suma de los cuadrados de los errores parciales al cuadrado.

Tabla 10: Especificaciones para Columnas

ESPECIFICACIONES		DESCRIPCIÓN
Propiedades frías	Punto de fuego	Temperatura de punto de fuego (ASTM D93 en copa cerrada) para el flujo de líquido o vapor en cualquiera de las etapas de la columna.
	Punto de fluidez	Temperatura del punto de fluidez ASTM para el flujo de líquido o vapor en cualquiera de las etapas de la columna
	RON	Número de octanos para el flujo de líquido o vapor en cualquiera de las etapas.
Tasa de flujo de componente		Tasa de flujo (molar, masa o volumétrica) de algún componente, o tasa de flujo total para un conjunto de componentes, de un flujo que abandona cualquiera de las etapas.
Fracción de componente		La fracción molar, en masa o volumen se puede especificar para alguna de las corrientes (líquida o vapor) de una de las etapas de la columna.
Razón de componentes		La relación (fracción molar, en masa o volumen) entre algún conjunto de componentes con respecto a otro conjunto se puede especificar para la fase vapor o líquida de cualquier etapa.
Recobro de componentes		El flujo molar, másico o volumétrico de un componente o grupo de una corriente interna o producto, dividido por el flujo de otro componente o grupo presente en alguno de los alimentos de la columna.
Punto de corte		Permite especificar la temperatura del punto de corte (TBP, D86, D1160), para la corriente de líquido o vapor de cualquiera de las etapas.
Delta T		Diferencia de temperatura a través de un enfriador o calentador, o entre dos corrientes internas de la columna.
Relación de alimento		Permite establecer una relación entre la tasa de flujo de una etapa de la columna y el alimento externo de la etapa.
Separación de punto de corte		Diferencia de temperatura entre el punto de corte de una corriente de líquido o vapor que abandona una etapa, y el punto de corte de una etapa diferente.

Tabla 10: Especificaciones para Columnas (Continuación)	
Flujo de líquido	El flujo molar, másico o volumétrico neto de un líquido (liviano o pesado) se puede especificar en cualquier etapa.
Propiedades físicas	Densidad para una corriente en alguna de las etapas.
Especificación de la Bomba	Tasa, descenso de Temperatura, aumento de temperatura, eficiencia. Estas especificaciones se requieren cuando se agrega una bomba a la columna.
Relación de Rehervidor	Relación volumétrica, másica o molar entre la corriente de vapor y la corriente de líquido que abandonan alguna de las etapas.
Relación de Reflujo	El flujo molar, másico o volumétrico de un líquido (liviano o pesado) que sale de una etapa, dividido por la suma de los flujos de vapor de las siguientes etapas.
Temperatura de plato	Se puede especificar la temperatura de cualquiera de las etapas (incluyendo el condensador y el rehervidor)
Propiedades de transporte	Viscosidad, Tensión superficial, Conductividad térmica. Las tres propiedades se pueden especificar para una corriente de líquido, y la viscosidad y la conductividad térmica para una corriente de gas.
Propiedades de usuario	El valor de una propiedad definida por el usuario se puede especificar para una corriente que abandona cualquiera de las etapas.
Flujo de vapor	El flujo molar, másico o volumétrico neto de vapor para cualquier etapa se puede especificar.
Fracción de vapor	Fracción de vapor de una corriente dentro de la columna.
Presión de Vapor	Presión de vapor verdadera a 100 °F se puede especificar para líquido o vapor de cualquiera de las etapas.
	Presión de vapor Reid (unidades de presión absoluta) se puede especificar para líquido o vapor de cualquiera de las etapas.
Otros: Duty, Razón de Duty, Factor de división de la te.	

El error específico y de calor es la suma total de los errores por calor y los errores por especificación de cada una de las etapas de la torre, éste valor se divide por el número de ecuaciones del bucle interno.

La contribución del error por calor, es el flujo de calor en desequilibrio para cada plato dividido por el promedio de flujo de calor total sobre el plato. El error por especificación es la suma de cada error por especificación individual, dividido por un factor de normalización apropiado.

El proceso de convergencia de la columna es abortado cuando se alcanza un número máximo de iteraciones (10000 por defecto) que se aplica a las iteraciones externas. La tolerancia dada para los errores por equilibrio y calor están predefinidas en 5.0×10^{-4} para el bucle interno (error específico y calor) y 1×10^{-5} para el bucle externo (error por equilibrio). El usuario puede escoger entre cinco algoritmos de convergencia. (Tabla 11).

Tabla 11: Algoritmos de Convergencia para Torres

MÉTODO	DESCRIPCIÓN
Hysym invertido	Método de propósito general, bueno para la mayoría de problemas.
Hysym modificado invertido	Método de propósito general que permite incluir mezcladores, tes e intercambiadores de calor dentro de la configuración de la columna.
Newton Raphson invertido	Método de propósito general que permite reacciones de tipo cinético dentro de la configuración de la columna.
Dispersión extendida	Método que soporta dos fases líquidas en los platos, se utiliza principalmente en la solución de sistemas químicos no ideales.
Corrección simultanea	Método simultaneo que utiliza los métodos "dogleg". Excelente para sistemas químicos.

3.4.3 Operaciones Lógicas

Por lo general, durante el diseño de algún proceso se ven involucrados cálculos de balance de materia o calor y ajuste de variables de acuerdo a ciertas condiciones, lo cual normalmente se haría por prueba y error, etc.

A este tipo de operaciones se les llama lógicas, porque realmente no simulan ninguna operación unitaria, simplemente realizan cálculos intermedios entre unidades o corrientes del proceso que facilitan al usuario la solución de sistemas complejos que requieren gran cantidad de cálculos. Este tipo de operaciones están disponibles en el simulador y comprenden: *Ajuste*, *Balance*, *Set*, *Reciclo* y *Hoja de Cálculo*.

3.4.3.1 Ajuste

En algunos procesos simulados en estado estable se puede requerir una combinación de especificaciones, lo cual por lo general no se resuelve directamente; este tipo de problemas se resuelve con técnicas de prueba y error. La operación *Ajuste* cambiará el valor de una variable de una corriente (variable independiente) hasta encontrar un valor o especificación (variable dependiente) en otra corriente u operación, ejecutando automáticamente la prueba y error.

La operación *Ajuste* puede resolverse en forma individual o simultánea. En el caso individual dispone de dos algoritmos de búsqueda: Secante (lento y seguro) o Broyden (rápido pero no muy fiable). El método de solución simultánea utiliza el algoritmo de búsqueda multivariable de Broyden⁵.

3.4.3.2 Balance

Esta operación permite aplicar balances de calor o materia entre corrientes que entran o abandonan una operación. El tabla 3.7 presenta las cinco clases de balance disponibles.

Tabla 12: Clases de Balance

Balance	Definición
Molar	Balance global aplicado en sistemas en los cuales el flujo molar de cada componente se conserva.
Masa	Balance global aplicado en procesos en los cuales se conserva el flujo de masa, por ejemplo en el modelamiento de reactores.
Calor	Balance global aplicado en sistemas de conservación del flujo de calor. Se aplica en la determinación de la diferencia de energía pura en una envolvente de balance de calor.
Molar y Calor	Se aplica un balance global en sistemas en los que se conserva el flujo de calor y el flujo molar.
General	El simulador resuelve un conjunto de n incógnitas en n ecuaciones desarrolladas para corrientes vinculadas con la operación.

3.4.3.3 Reciclo

La operación *Reciclo* instala un bloque teórico en una corriente de proceso. El alimento del bloque está determinado por la corriente calculada y el producto es la corriente asumida. El simulador ejecuta los siguientes pasos en el proceso de convergencia.

- ④ El simulador utiliza las condiciones de la corriente asumida, resuelve el proceso completo nuevamente hasta determinar la corriente calculada.
- ④ Se comparan los valores de la corriente calculada con los de la corriente asumida.
- ④ Con base en la diferencia entre los valores, el simulador modifica los valores de la corriente calculada y los toma como base para una nueva suposición (corriente asumida).
- ④ El proceso de cálculo se repite hasta que los valores en la corriente calculada concuerdan con los de la corriente asumida según las tolerancias especificadas por el usuario.

3.4.3.4 Set

Es una operación utilizada para fijar el valor de una Variable Especifica del proceso (VE) con relación a otra. Por ejemplo, la temperatura de dos corrientes, o el coeficiente global U de dos intercambiadores. La variable dependiente, u objetivo, se define en términos de la variable independiente, o fuente, de acuerdo a la siguiente relación lineal⁵:

$$Y = MX + B$$

Donde:

Y = Objetivo

X = Fuente

M = Multiplicador (pendiente)

B = Compensación (intercepto)

3.4.3.5 Hoja de cálculo

Esta operación permite acceso a todas las variables del proceso. Se puede utilizar para manipular o ejecutar cálculos sobre las variables del proceso, debido a que es una operación en la que las operaciones matemáticas se realizan automáticamente y se actualizan los valores de las celdas a medida que las variables del proceso cambian. En esta hoja se pueden crear fórmulas matemáticas complejas, utilizando la sintaxis convencional de otras hojas de cálculo. Además permite aplicar programación lógica, utilizando operadores tipo boolean para comparar valores de dos o más variables y ejecutar acciones dependiendo del resultado. Se puede importar cualquier variable del proceso simulado y exportar el valor de las celdas a algún campo específico de las operaciones del proceso.

3.5 SIMULACIÓN DE LOS DIFERENTES SISTEMAS CRIOGENICOS

Se estudiaron tres (3) esquemas de proceso de sistemas criogénicos para la recuperación de etano que están basados en la tecnología Cryomax detallada en la sección 3.2. Los esquemas evaluados para cada recobro, se diferencian entre si, tanto por el número de equipos necesarios en el proceso, como por su flexibilidad operacional y estabilidad ante perturbaciones en las condiciones de entrada.

Estos esquemas de proceso se describen a continuación.

3.5.1 Sistema Criogénico I

El primer esquema utiliza las bases del proceso Cryomax SER[®] (Single Reflux Ethane Recovery). La principal característica de este proceso es by-pasear una porción del gas de alimento al turbo-expander a través de un condensador de reflujo. By-pasear este gas mejora la integración del calor y crea un reflujo pobre que mejora la eficiencia de recobro.

Este esquema esta formado por cinco (5) secciones operacionales principales: deshidratación, enfriamiento y separación, expansión y fraccionamiento primario, fraccionamiento secundario y por último, compresión del gas residual. Las cuales pueden ser observadas en la figuras a continuación.

En la sección de deshidratación, como se mencionó anteriormente no fue posible simular unidades de deshidratación con tamiz molecular por dificultades con la licencia de HYSYS 3.2, luego en los tres esquemas la simulación estará formada por los mismos equipos de deshidratación que tiene la planta convencional original. Ver Figura 3.13.

La sección de enfriamiento y separación está formada por un chiller y un juego de intercambiadores quienes son los encargados de enfriar el gas que va a un separador frío y el gas by-paseado a la primera torre. Ver Figura 3.14.

La sección de expansión y fraccionamiento primario está formada por el sistema de turbo expansión y la torre Desmetanizadora. Esta sección es la que identifica el tipo de esquema de recuperación de etano de acuerdo al número de reflujos a la torre desmetanizadora. Ver Figura 3.15.

La sección de fraccionamiento secundario está conformada por tres columnas de fraccionamiento en serie, donde la primera separa el etano, la segunda columna separa el propano y la tercera columna separa los butanos de la gasolina natural. Ver Figura 3.16.

La sección de compresión de gas metano está formada por dos (2) etapas de compresión, en la primera el compresor aprovecha el trabajo generado en el turbo-expander para elevar la presión del gas de ventas; sin embargo es necesaria otra etapa de compresión la cual eleva la presión del gas metano hasta una presión requerida de 760 psia. Ver figura 3.17. La sección de fraccionamiento es la misma en los tres casos que fueron estudiados, mientras que en la sección de compresión se manejan el mismo número de etapas de compresión, pero la presión de entrega del gas es diferente manteniendo la temperatura constante de 120 °F en los tres sistemas criogénicos.

Figura 3.13: Sección de Deshidratación en “HYSYS 3.2”

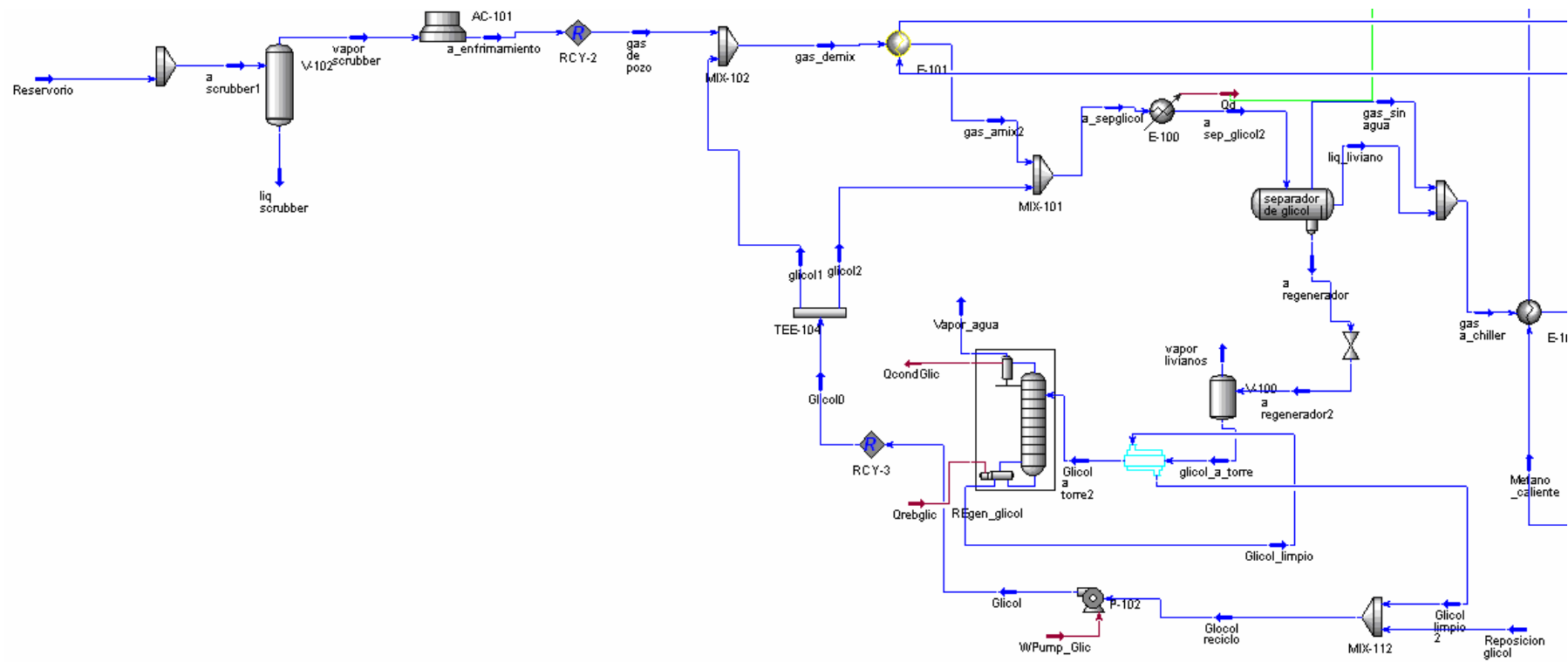


Figura 3.14: Esquema de la Sección de Enfriamiento y Separación en "HYSYS 3.2"

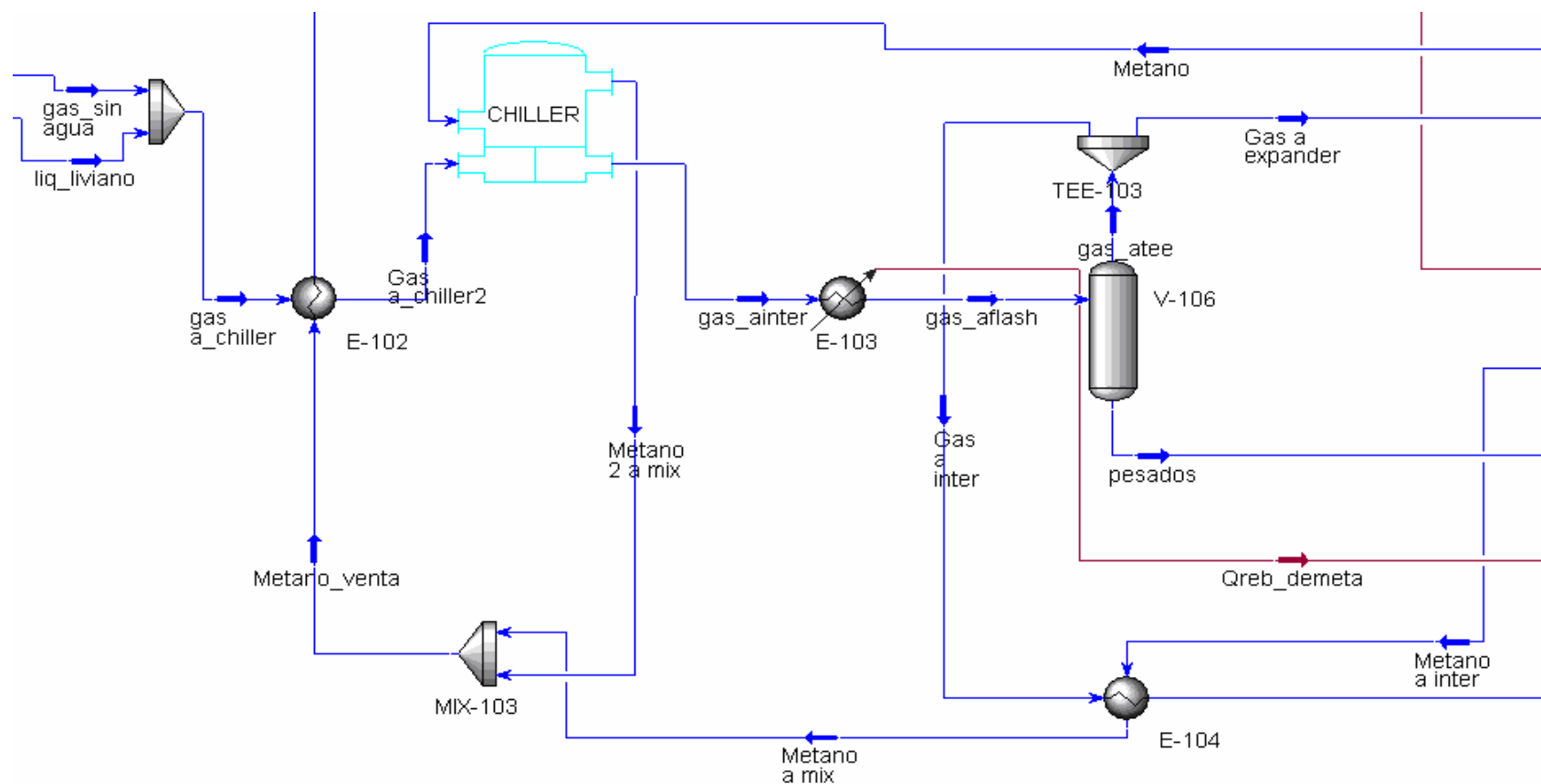


Figura 3.15: Sección de Expansión y Fraccionamiento Primario en "HYSYS 3.2" para el Sistema Criogénico I

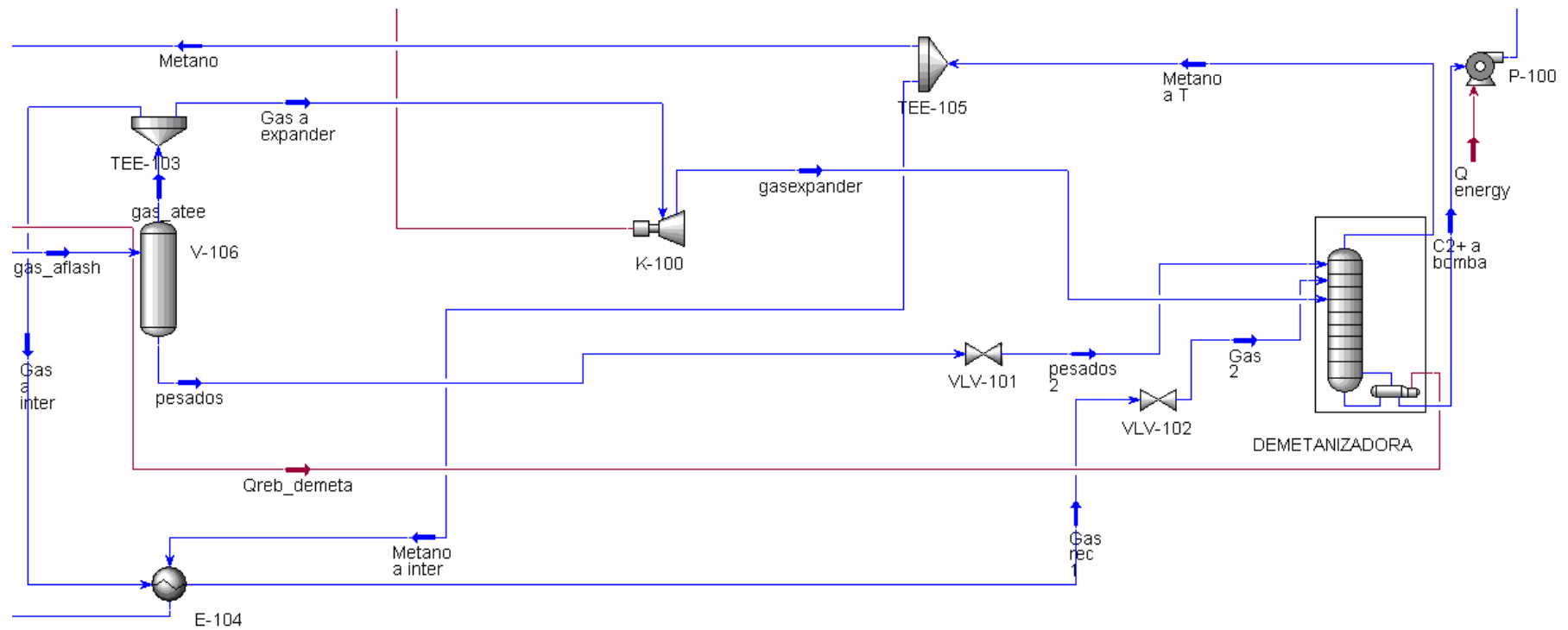


Figura 3.16: Sección de Fraccionamiento Secundario en "HYSYS 3.2"

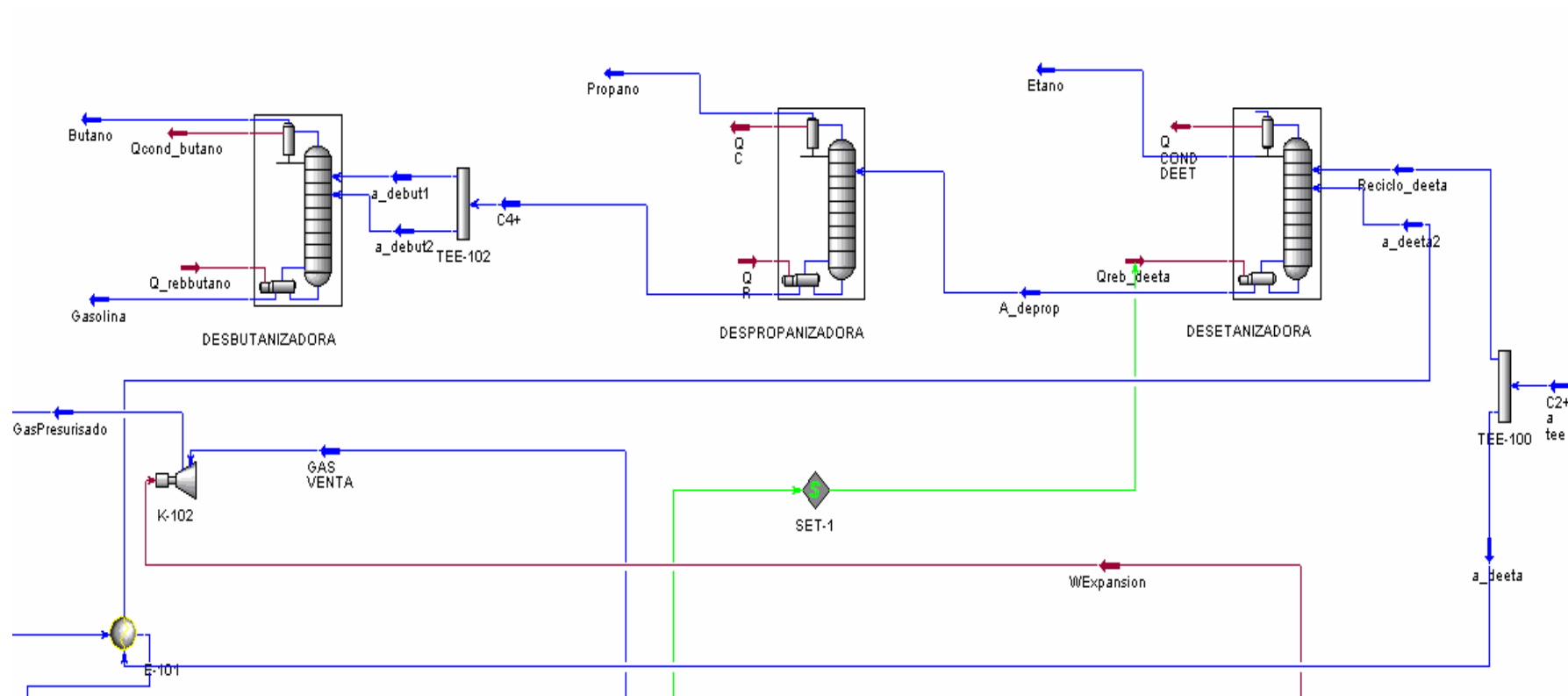
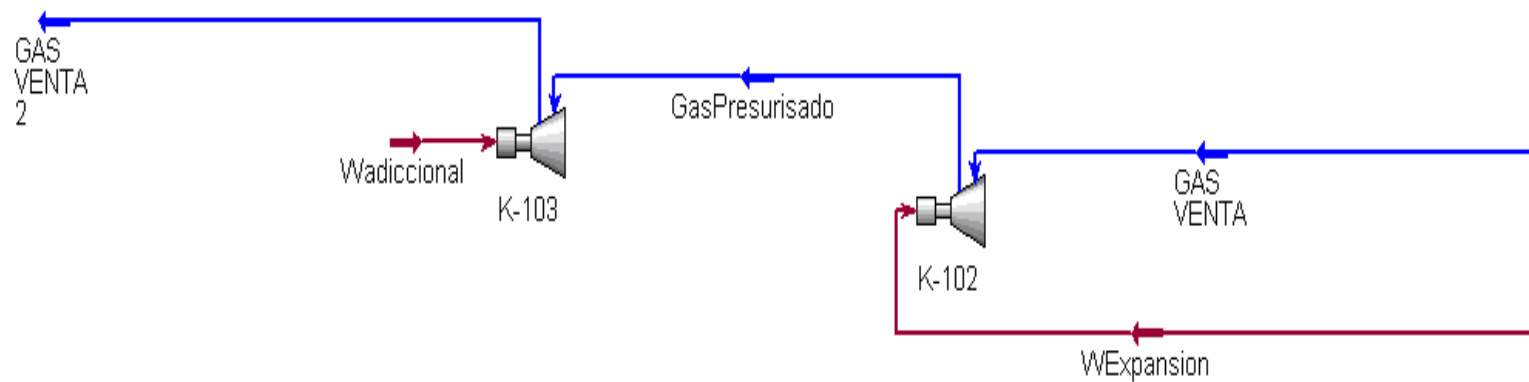


Figura 3.17: Sección de Compresión de Metano en "HYSYS 3.2"



3.5.1.1 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos de la sección de deshidratación

a. Torre Regeneradora:

- Numero de platos 8
- Plato de alimentación 5 (abajo hacia arriba)
- Temperatura en el condensador 266 F
- Presión de operación 17,4 Psia
- Temperatura en el re-hervidor 440,6 F

b. Válvula

- Caída de presión 870,1 Psia

c. Tanque de Separación de tres fases:

- Presión 887,5 Psia
- Temperatura 53,6 F

d. Bomba

- Bomba P 102
- Potencia 2,285 Hp
- Incremento de presión 875,3 Psia

e. Intercambiador Glicol Rico-Glicol Pobre

- Delta T en los tubos 354,3 F
- Delta T en la carcaza -356,5 F

f. Cooler E-100

- Delta Temperatura -37,97 F
- Delta Presión 0,5 Psia

3.5.1.2 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos de la sección de enfriamiento y separación

a. Chiller

- Delta T en los tubos -23,40 F
- Delta T en la carcaza 57,76 F

b. Intercambiadores

Intercambiador	E-102	E-104
• Delta T en los tubos	48,18 F	-4,130 F
• Delta T en la carcaza	-21,6 F	5,429 F

c. Cooler E-103

- Delta Temperatura -70,20 F
- Delta Presión 2 Psia

d. Separador Frío V-106

- Temperatura -61,6 F
- Presión 881,5 Psia
- Volumen de líquido % 50

3.5.1.3 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos de la sección de expansión y fraccionamiento primario

a. Torre Desmetanizadora

- Numero de platos 36
- Platos de alimentación 19, 22 y 36
(Abajo hacia arriba)
- Temperatura corrientes de alimentación

Plato 19	-123,1 F
Plato 22	-102,8 F
Plato 36	-91,28 F

- Presión de operación 380 Psia
- Temperatura en el re-hervidor 130,4 F

b. Turboexpander

- Delta Temperatura -61,49 F
- Delta Presión -501,5 Psia
- W expansión 87,03 Hp

c. Bomba

- Bomba P 100
- Potencia 1,229 Hp
- Incremento de presión 30 Psia

3.5.1.4 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos de la sección de fraccionamiento secundario y compresión

a. Torre Desetanzadora

- Numero de platos 31
- Platos de alimentación 23 y 27 (abajo hacia arriba)
- Temperatura corrientes de alimentación
 - Plato 23 133,8 F
 - Plato 27 130,9 F
- Presión de operación 400 Psia
- Temperatura del re-hervidor 240 F
- Temperatura del condensador 95 F

b. Torre Despropanizadora

- Numero de platos 36
- Platos de alimentación 24 (abajo hacia arriba)
- Temperatura corriente de alimentación 252,3 F
- Presión de operación 280 Psia
- Temperatura del re-hervidor 312,6 F

- Temperatura del condensador 157,3 F

c. Torre Desbutanizadora

- Numero de platos 36
- Platos de alimentación 22 y 26 (abajo hacia arriba)
- Temperatura corrientes de alimentación 312,6 F
- Presión de operación 60 Psia
- Temperatura del re-hervidor 230,4 F
- Temperatura del condensador 90 F

d. Compresores

Compresor	K 102	K103
• Potencia	87,03 Hp	416,1 Hp
• Incremento de presión	53,72 Psia	339,3 Psia
• Incremento de temperatura	20,4 F	94,53 F

3.5.2 Sistema Criogénico II

Este esquema de proceso ilustra el uso de dos corrientes de reflujo para lavar el etano. El reflujo rico inferior es alimentado a la sección empaquetada en la parte mas baja de la sección de reflujo de la desmetanizadora; este reflujo es el mismo reflujo utilizado por el proceso anterior. La principal característica de este proceso es el uso de un nuevo reflujo pobre superior; es decir, un reflujo del gas natural reciclado el cual permite un mayor recobro de etano a una potencia de recompresión equivalente.

Al igual que el esquema estudiado anteriormente, esta formado por cinco (5) secciones operacionales principales: deshidratación, enfriamiento y separación, expansión y fraccionamiento primario, fraccionamiento secundario y por último, compresión del gas residual; como se observa en

la Figura 3.18. La diferencia radica en el uso del metano, pues este no solo se limita a enfriar el gas de entrada al proceso; si no a su vez, una fracción del metano será el nuevo reflujo a la torre desmetanizadora.

3.5.2.1 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos de la sección de deshidratación

a. Torre Regeneradora:

- Numero de platos 8
- Plato de alimentación 5 (abajo hacia arriba)
- Temperatura en el condensador 266 F
- Presión de operación 17,4 Psia
- Temperatura en el re-hervidor 440,6 F

b. Válvula

- Caída de presión 870,1 Psia

c. Tanque de Separación de tres fases:

- Presión 887,5 Psia
- Temperatura 53,6 F

d. Bomba

- Bomba P 102
- Potencia 2,285 Hp
- Incremento de presión 875,3 Psia

e. Intercambiador Glicol Rico-Glicol Pobre

- Delta T en los tubos 354,3 F
- Delta T en la carcaza -356,5 F

f. Cooler E-100

- Delta Temperatura -37,96 F
- Delta Presión 0,5 Psia

3.5.2.2 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos de la sección de enfriamiento y separación

a. Chiller

- Delta T en los tubos -23,40 F
- Delta T en la carcaza 54,35 F

b. Intercambiadores

Intercambiador	E-102	E-104
• Delta T en los tubos	47,94 F	-4,130 F
• Delta T en la carcaza	-21,6 F	10,54 F

c. Cooler E-103

- Delta Temperatura -70,20 F
- Delta Presión 2 Psia

d. Separador Frio V-106

- Temperatura -61,6 F
- Presión 881,5 Psia
- Volumen de líquido % 50

3.5.2.3 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos de la sección de expansión y fraccionamiento primario

a. Torre Desmetanizadora

- Numero de platos 36
- Platos de alimentación 19, 22,24 y 36
(abajo hacia arriba)

- Temperatura corrientes de alimentación

Plato 19	-123,1 F
Plato 22	-94,07 F
Plato 24	-65,73 F
Plato 36	-61,6 F
- Presión de operación 380 Psia
- Temperatura en el re-hervidor 130,7 F

b. Turboexpander

- Delta Temperatura -61,49 F
- Delta Presión -501,5 Psia
- W expansión 87,03 Hp

c. Bomba

- | | |
|-------------------------|----------|
| Bomba | P 100 |
| • Potencia | 1,226 Hp |
| • Incremento de presión | 30 Psia |

3.5.2.4 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos de la sección de fraccionamiento secundario y compresión

a. Torre Desetanizadora

- Numero de platos 31
- Platos de alimentación 23 y 27 (abajo hacia arriba)
- Temperatura corrientes de alimentación

Plato 23	134,2 F
Plato 27	131,2 F
- Presión de operación 400 Psia
- Temperatura del re-hervidor 240 F
- Temperatura del condensador 95 F

b. Torre Despropanizadora

• Numero de platos	36
• Platos de alimentación	24 (abajo hacia arriba)
• Temperatura corriente de alimentación	252,2 F
• Presión de operación	280 Psia
• Temperatura del re-hervidor	312,2 F
• Temperatura del condensador	157,3 F

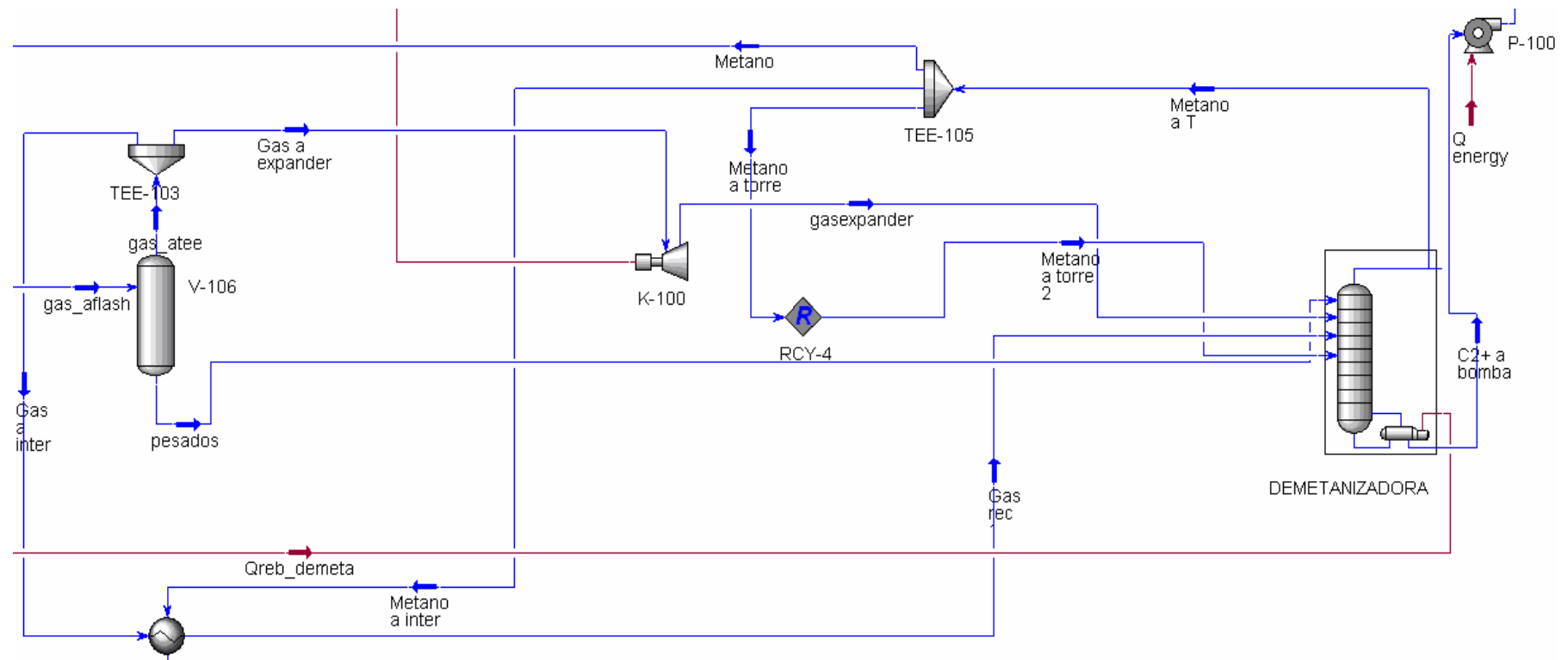
c. Torre Desbutanizadora

• Numero de platos	36
• Platos de alimentación	22 y 26 (abajo hacia arriba)
• Temperatura corriente de alimentación	312,6 F
• Presión de operación	60 Psia
• Temperatura del re-hervidor	230,5 F
• Temperatura del condensador	90 F

d. Compresores

Compresor	K 102	K103
• Potencia	87,03 Hp	412,8 Hp
• Incremento de presión	55,23 Psia	345,4 Psia
• Incremento de temperatura	20,43 F	93,91 F

Figura 3.18: Esquema de la Sección de Expansión y Fraccionamiento Primario en "HYSYS 3.2" para el Sistema Criogénico II



3.5.3 Sistema Criogénico III

En este proceso, el reflujo a la desmetanizadora proviene de tres fuentes. El reflujo pobre superior es el proveniente del gas residual, el reflujo medio viene del bypass del expansor alrededor del separador frío y el reflujo inferior viene de un separador de vapor flash a utilizar.

La característica principal esta en que el condensado del separador frío no va directo a la torre desmetanizadora, en este caso se dirige hacia el separador de vapor flash y de allí sus productos pasan a la torre para facilitar la separación del metano y C2+.

Al igual, esta formado por cinco (5) secciones operacionales principales: deshidratación, enfriamiento y separación, expansión y fraccionamiento primario, fraccionamiento secundario y por último, compresión del gas residual; como se observa en la Figura 3.19. La diferencia con los anteriores esta en la sección de separación con la inclusión del separador de vapor flash y un tercer reflujo para la torre desmetanizadora, correspondiente a los vapores del flash.

3.5.3.1 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos de la sección de deshidratación

a. Torre Regeneradora:

- | | |
|---------------------------------|------------------------|
| • Numero de platos | 8 |
| • Plato de alimentación | 5 (abajo hacia arriba) |
| • Temperatura en el condensador | 266 F |
| • Presión de operación | 17,4 Psia |
| • Temperatura en el re-hervidor | 440,6 F |

b. Válvula

- Caída de presión 870,1 Psia

c. Tanque de Separación de tres fases:

- Presión 887,5 Psia
- Temperatura 53,6 F

d. Bomba

- Bomba P 102
- Potencia 2,285 Hp
 - Incremento de presión 875,3 Psia

e. Intercambiador Glicol Rico-Glicol Pobre

- Delta T en los tubos 354,3 F
- Delta T en la carcaza -356,5 F

f. Cooler E-100

- Delta Temperatura -37,96 F
- Delta Presión 0,5 Psia

3.5.3.2 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos de la sección de enfriamiento y separación

a. Chiller

- Delta T en los tubos -23,40 F
- Delta T en la carcaza 79,65 F

b. Intercambiadores

- | | | |
|-------------------------|---------|----------|
| Intercambiador | E-102 | E-104 |
| • Delta T en los tubos | 49,17 F | -4,130 F |
| • Delta T en la carcaza | -21,6 F | 10,54 F |

c. Cooler E-103

- Delta Temperatura -70,20 F
- Delta Presión 2 Psia

d. Separadores

Separador Frío	V-106	V-101
• Temperatura	-61,6 F	-74,71 F
• Presión	881,5 Psia	691,5 Psia
• Volumen de liquido %	50	50

e. Válvula JT

- Caída de presión 190 Psia
- Delta Temperatura -13,11 F

3.5.3.3 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos de la sección de expansión y fraccionamiento primario

a. Torre Desmetanizadora

- Numero de platos 36
- Platos de alimentación 19,20,22,24 y 36
(abajo hacia arriba)
- Temperatura corrientes de alimentación
 - Plato 19 -123,1 F
 - Plato 20 -110,3 F
 - Plato 22 -101,7 F
 - Plato 24 -65,73 F
 - Plato 36 -74,71 F
- Presión de operación 380 Psia
- Temperatura en el re-hervidor 120 F

b. Turboexpander

- Delta Temperatura -61,49 F
- Delta Presión -501,5 Psia
- W expansión 87,00 Hp

c. Bomba

- Bomba P 100
- Potencia 1,274 Hp
- Incremento de presión 30 Psia

3.5.3.4 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos de la sección de fraccionamiento secundario y compresión

a. Torre Desetanizadora

- Numero de platos 31
- Platos de alimentación 31 y 27 (abajo hacia arriba)
- Temperatura corrientes de alimentación
 - Plato 23 123,2 F
 - Plato 31 120,4 F
- Presión de operación 400 Psia
- Temperatura del re-hervidor 240 F
- Temperatura del condensador 95 F

b. Torre Despropanizadora

- Numero de platos 36
- Platos de alimentación 24 (abajo hacia arriba)
- Temperatura corriente de alimentación 248,1 F
- Presión de operación 280 Psia
- Temperatura del re-hervidor 311,4 F
- Temperatura del condensador 154,2 F

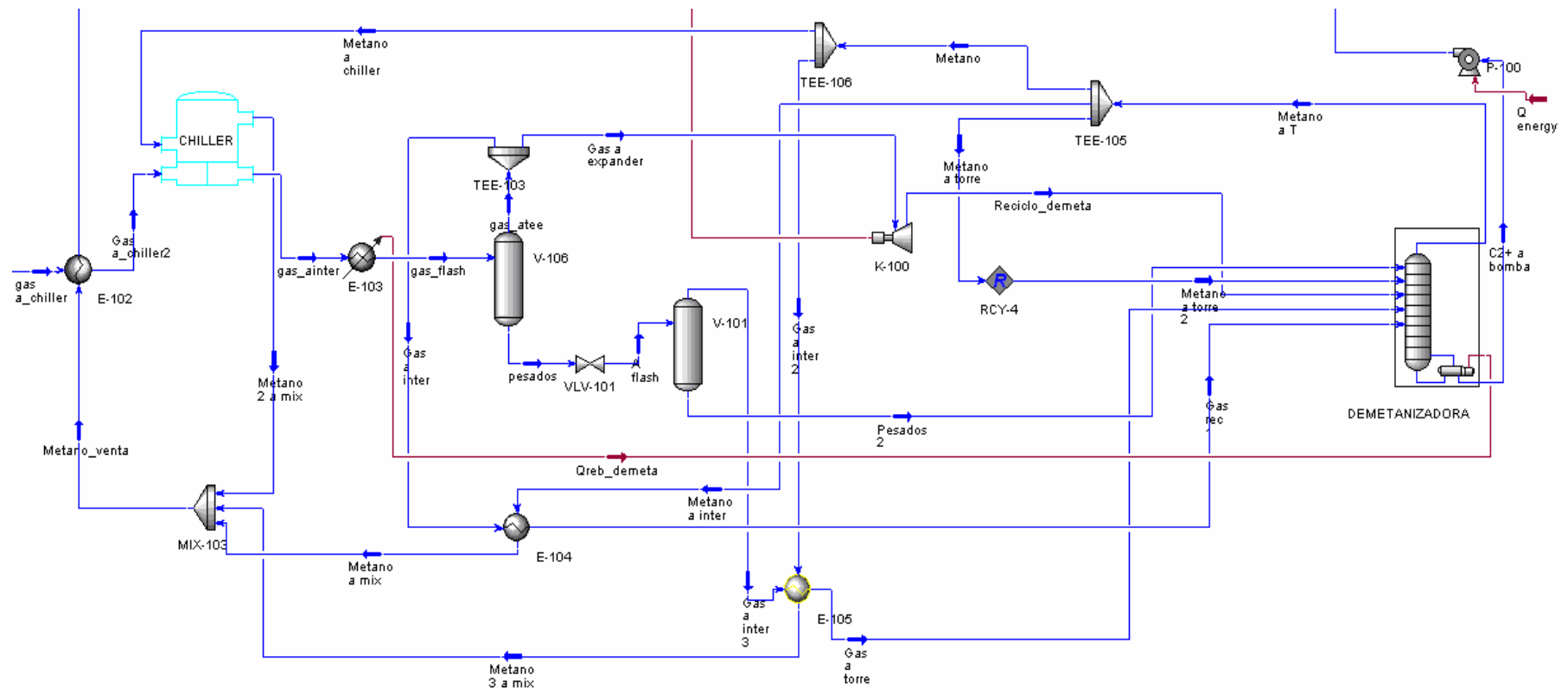
c. Torre Desbutanizadora

• Numero de platos	36
• Platos de alimentación	22 y 26 (abajo hacia arriba)
• Temperatura corrientes de alimentación	311,4 F
• Presión de operación	60 Psia
• Temperatura del re-hervidor	229,7 F
• Temperatura del condensador	90 F

d. Compresores

Compresor	K 102	K103
• Potencia	87,00 Hp	369,2 Hp
• Incremento de presión	54,27 Psia	295 Psia
• Incremento de temperatura	20,49 F	84,45 F

Figura 3.19: Esquema de la Secciones de Enfriamiento, Separación, Expansión y Fraccionamiento Primario en "HYSYS 3.2" para el Sistema Criogénico III



3.6 CONDICIONES DE OPERACIÓN Y ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS

Antes de iniciar con un análisis detallado de los resultados de cada uno de los sistemas criogénicos, para su posterior evaluación; es necesario estudiar las condiciones de operación de la planta y de los equipos que la constituyen.

Los parámetros como el flujo de gas a la entrada, presión del metano, eficiencias de compresión y expansión se mantuvieron constantes a fin de proveer una base consistente para la evaluación de cada sistema.

A su vez es importante considerar las especificaciones de los productos de venta determinado por la Gas Processors Association (GPA) para evaluar la calidad en cada caso. Ver anexo A.

En la tabla 13 se muestra un resumen de las condiciones de operación empleadas en este estudio.

Tabla 13: Condiciones de Operación de los Sistemas Criogénicos

CONDICIONES DE OPERACIÓN	
Flujo de Entrada:	15.41MMPCED
Temperatura Normal de Entrada	188.6°F
Presión Normal de Entrada	900 psia
Presión de Entrega del Gas Metano:	800 psia
Eficiencia del Expansor:	75% Adiabática
Caída de Presión en Intercambiadores:	2 psig
Eficiencia de Compresores de Gas Metano:	75% Adiabática
Mínima Temperatura del Proceso de Refrigeración:	-123.1 °F

En la tabla 14 se muestra la composición del gas rico de entrada empleada como base en esta evaluación.

Tabla 14: Composición del Gas Rico

TABLA No. 2	
COMPOSICIÓN DEL GAS RICO	
COMPONENTES	FRACCIÓN MOLAR (%)
Nitrógeno	0,03213755
Oxígeno	0,12908368
Metano	79,9921799
Etano	8,81571969
Dióxido de Carbono	0,75619689
Propano	4,74601624
i-Butano	1,02317786
n-Butano	1,61267502
i-Pentano	0,57462582
n-Pentano	0,47504218
n-Hexano	0,16510846
n-Heptano	0,06979408
H ₂ O	0,03124906
n-Octano	0,13951751
n-Nonano	0,04021937
n-Decano	0,00500523

En cuanto a la calidad del etano y otros productos de la planta (Metano, Propano, Butanos y Gasolina natural), se consideró el criterio de la Gas Processors Association (GPA) en cuanto a las especificaciones de los productos se refiere.

En la tabla 15 se muestra una comparación basada en los datos arrojados por la simulación de los tres sistemas criogénicos estudiados con datos del sistema convencional y los establecidos por la GPSA.

Tabla 15: Especificaciones de los Productos de la Planta

Productos/Especificaciones de los productos	GPSA	Planta Original	Sistema Criogénico I	Sistema Criogénico II	Sistema Criogénico III
Metano					
Metano (min. % molar)	75	88,38297	94,43954073	94,39569506	95,61791727
Etano (Máx. % molar)	10	9,50004	4,042682594	4,074385421	3,100943447
Propano (Máx. % molar)	5	1,091749	0,385967395	0,396363533	0,31622517
Butanos (Máx. % molar)	2	0,003583	0,045307863	0,047303438	0,036853395
Pentanos y pesados (Máx. % molar)	0,5	0,024696	0,003904079	0,004161096	0,00311161
Dióxido de Carbono (Máx. % molar)	3,0-4,0	0,818106	0,890359843	0,88994322	0,730520164
Nitrógeno (Máx. % molar)	3,0-4,0	0,03559	0,037901672	0,037884076	0,038374593
Vapor de Agua (Máx., lb./MMSCF)	4,0-7,0	0,11	0,004490765	0,0044934	0,00470185
Etano					
Metano y mas Livianos (Máx. % molar)	2,5	N/A	0	0	0
Etano (Máx. % molar)	90	N/A	82,52071462	82,62672456	85,39027949
Propano (Máx. % molar)	6	N/A	17,09653049	16,99461435	11,92520964
Isobutano y mas pesados (Máx. % molar)	2	N/A	0,272867841	0,269883451	0,300124716
Máxima cantidad de contaminantes:					
Sulfuro de Hidrógeno (ppmw)	10	N/A	0	0	0
Azufre (ppmw)	50	N/A	0	0	0
Oxígeno (ppmw)	5	N/A	0	0	0
Humedad (ppmw)	76	N/A	0,1	0,1	0,1
Propano					
Presión de Vapor a 37.8°C (100°F), Máx.	208 psig	193	148,8132127	149,0892101	152,8804706
Total de Sulfuros (ppmw)	140	0	0	0	0
Contenido de agua libre Visual	nada	nada	nada	nada	nada
Poder calorífico (MMBtu/galon)	Reportar	0,0003416	0,0003716	0,0003715	0,0003685

Continuación....Especificaciones de los productos	GPSA	Planta Original	Sistema Criogénico I	Sistema Criogénico II	Sistema Criogénico III
	Butano				
Presión de Vapor a 37.8°C (100°F), Máx.	70 psig	60,34938	63,77712986	63,78415398	63,72977612
Total de Sulfuros (ppmw)	140	0	0	0	0
Contenido de agua libre Visual	nada	nada	nada	nada	nada
Poder calorífico (MMBtu/galon)	Reportar	0,0004514	0,0004461	0,0004461	0,0004462
Gasolina Natural					
Presión Vapor Reid a 37,8 °C, máx. (Lb.)	10,0-34	9,566884	8,562334554	8,580881385	8,662471888
Poder calorífico (MMBtu/galon)	Reportar	0,0007040	0,0007340	0,0007341	0,0007331

Como se puede observar en la tabla anterior, todos los productos de la planta con el sistema convencional, como los productos de la planta con cualquier sistema criogénico simulado; están bajo las especificaciones sugeridas por la Gas Processors Association (GPA).

En la tabla también se puede apreciar que el porcentaje molar arrojado por la simulación de los sistemas criogénicos, de productos como el metano, es mayor en comparación con el porcentaje molar correspondiente a la planta convencional. Cada esquema de los sistemas criogénicos fue simulado y sensibilizado utilizando el simulador de proceso HYSYS 3.2 TM.

3.7 CRITERIOS DE COMPARACIÓN

Con el fin de desarrollar una comparación entre los diferentes esquemas de los sistemas criogénicos evaluados y la planta convencional, es necesario establecer los criterios de comparación.

Para este trabajo se establecieron como criterios de comparación la potencia de compresión requerida por los sistemas criogénicos y la planta

convencional, la eficiencia del proceso (EP), el recobro de etano y los otros productos de la planta (Metano, Propano, Butanos y Gasolina natural).

La potencia compresión requerida es una simple medida indicativa asociada del costo de inversión inicial y costos de operación.

La eficiencia del proceso (EP) es una medida de la eficiencia energética del proceso, que se calcula como el resultado de dividir el volumen de producto obtenido entre la cantidad de energía suministrada, cuyas unidades son típicamente Bbls/MMBTU. Para este estudio se calculó este término a partir de la rata del productos de la planta (Metano, Etano, Propano y Gasolina natural) obtenidos, la potencia de requerida (bombas, compresores y otros equipos) menos la potencia que puede ser suministrado por el mismo proceso (Turbo-Expansor, Cooler)

$$EP = \frac{\text{flujo}_{\text{del producto}}}{(\text{Energía}_{\text{compresión}} + \text{Energía}_{\text{bombas}} - \text{Energía}_{\text{disponible}})} \quad \frac{BBL}{MMBTU}$$

3.8 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN

A continuación se presentan los resultados obtenidos de las simulaciones de proceso realizadas para los diferentes esquemas de los sistemas criogénicos evaluados y datos de la planta convencional.

En la tabla 16 se presentan los resultados concernientes al porcentaje de recuperación de los productos de la planta. Estos resultados fueron arrojados por la simulación de cada unos de los esquemas de los sistemas criogénicos, mientras, que los datos de la planta convencional son reales.

Tabla 16: Porcentaje de Recuperación de los Productos de la Planta

Componente	Sistema criogénico I (%)	Sistema criogénico II (%)	Sistema criogénico III (%)	Sistema Convencional (%)
Metano	99,98391257	99,98391256	99,98391255	86,01426317
Etano	61,00963933	60,66382582	70,4028401	0
Propano	67,73816971	67,85008815	74,2522607	53,56450313
Gasolina	99,13086867	99,12859991	99,06049087	76,23984825

En la tabla 17 se presenta la máxima recuperación posible de cada uno de los productos de la planta, resultados arrojados por la simulación de cada uno de los esquemas de los sistemas criogénicos y los datos referentes a la recuperación de cada uno de los productos en la planta convencional.

Tabla 17: Recuperación de Productos de la Planta (Barriles/D)

Componente	Máx. recuperación (Barriles/D)	Sistema Criogénico I (Barriles/D)	Sistema Criogénico II (Barriles/D)	Sistema Criogénico III (Barriles/D)	Sistema convencional (Barriles/D)
Metano	4967,733927	4966,93475	4966,93475	4966,93475	4272,95973
Etano	863,7691031	526,98241	523,99538	608,11798	0
Propano	478,7152217	324,27293	324,80870	355,45687	256,42143
Gasolina	434,6037005	430,82642	430,81656	430,52056	331,34120

En las tablas 18, 19, 20, se presentan las Eficiencias de proceso (EP) para cada uno de los sistemas criogénicos. Estas eficiencias se calcularon basándose en los resultados arrojados por el simulador de procesos HYSYS 3.2.

Tabla 18: Eficiencia de Proceso (EP) para el Sistema Criogénico I

Componente	Recobro (%)	Flujo (Barriles/D)	Energía suministrada (Btu/hr)	EP(Barriles/MMBtu)
Metano	99,98391257	4966,934746	2686713,207	77,02929135
Etano	61,00963933	526,9824144	2686713,207	8,172662621
Propano	67,73816971	324,2729293	2686713,207	5,028959554
Gasolina	99,13086867	430,8264236	2686713,207	6,681435493

Tabla 19: Eficiencia de Proceso (EP) para el Sistema Criogénico II

Componente	Recobro (%)	Flujo (Barriles/D)	Energía suministrada (Btu/hr)	EP(Barriles/MMBtu)
Metano	99,98391256	4966,934746	2670972,519	77,48324363
Etano	60,66382582	523,9953842	2670972,519	8,174228995
Propano	67,85008815	324,8086999	2670972,519	5,066954352
Gasolina	99,12859991	430,8165635	2670972,519	6,720656996

Tabla 20: Eficiencia de Proceso (EP) para el Sistema Criogénico III

Componente	Recobro (%)	Flujo (Barriles/D)	Energía suministrada (Btu/hr)	EP(Barriles/MMBtu)
Metano	99,98391255	4966,934745	2759354,904	75,00144838
Etano	70,4028401	608,1179805	2759354,904	9,182671338
Propano	74,2522607	355,4568744	2759354,904	5,367451312
Gasolina	99,06049087	430,5205591	2759354,904	6,500924039

En la tabla 21, se presenta la eficiencia de proceso (EP) para la planta convencional. Los cálculos para esta eficiencia de proceso se basaron en datos reales.

Tabla 21: Eficiencia de Proceso (EP) para la Planta Convencional

Componente	Recobro (%)	Flujo (Barriles/D)	Energía suministrada (Btu/hr)	EP(Barriles/MMBtu)
Metano	86,01426317	4272,959733	12725327,78	13,99099433
Etano	0	0	12725327,78	0
Propano	53,56450313	256,4214299	12725327,78	0,839603225
Gasolina	76,23984825	331,3412018	12725327,78	1,084913775

En la tabla 22, se presenta el consumo de potencia requerida por los compresores en cada uno de los sistemas criogénicos y la planta convencional.

Tabla 22: Consumo de Potencia de Compresión en la Planta

Sistema Estudiado	Potencia (Hp)
Sistema Criogénico I	416,1446262
Sistema Criogénico II	412,8416358
Sistema Criogénico III	369,1440434
Sistema Convencional	1267,078856

3.9 ANÁLISIS DE RESULTADOS

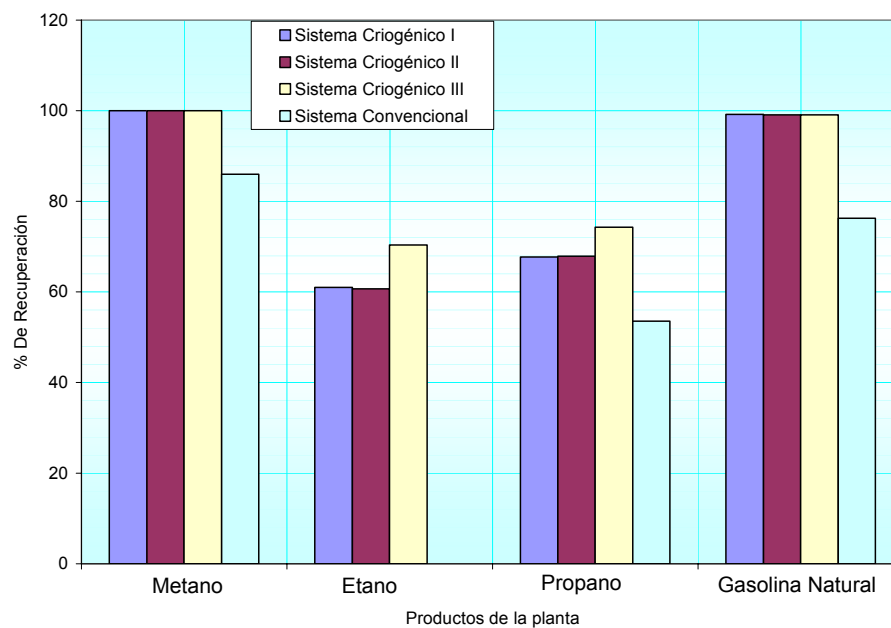
Los resultados obtenidos y presentados en la sección anterior, se representan gráficamente para un mejor análisis de los mismos. Los esquemas evaluados se identifican como sistemas criogénicos I, II, III y sistema convencional. El esquema del sistema criogénico I, es de una categoría típica (flujo directo del Expander), los esquemas de los sistemas criogénicos II y III son de la categoría clásica (condensación de parte del

gas de entrada) y el esquema del sistema convencional es un proceso de absorción con aceite pobre.

En las figuras 3.20 a 3.26 se presentan las tendencias de los diferentes criterios de comparación seleccionados Vs los productos de la planta (Metano (1), Etano (2), Propano (3) y Gasolina Natural (5)).

Hay que recordar que por medio del sistema convencional no hay recuperación de Etano.

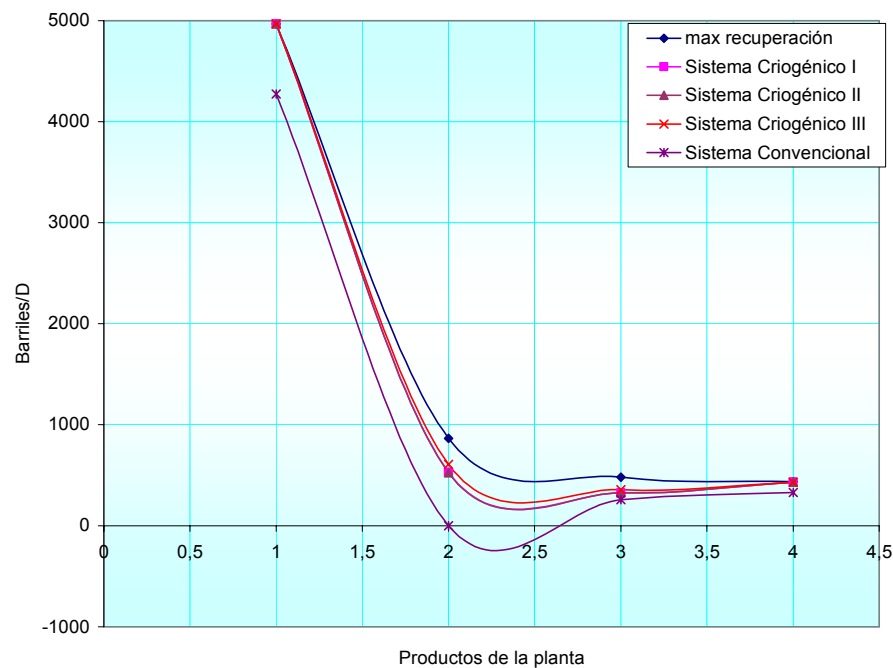
Figura 3.20: Porcentaje de Recuperación de los Productos de la Planta (Sistemas Estudiados)



Por medio de la figura 3.20, se puede apreciar que la recuperación de etano se ve mas desfavorecido para el esquema de sistema criogénico I comparado con los esquemas de los sistemas criogénicos II y III, cabe destacar que estos dos últimos esquemas pertenecen a la categoría de procesos de recuperación clásica, los cuales permiten lograr mayores niveles de recuperación de Etano, Metano, Propano y Gasolina natural.

Las torres de fraccionamiento para los sistemas criogénicos fueron simuladas variando algunos parámetros típicos de los mismos. Estos parámetros fueron, presión de operación de las torres de fraccionamiento, temperaturas en el rehervidor y el condensador.

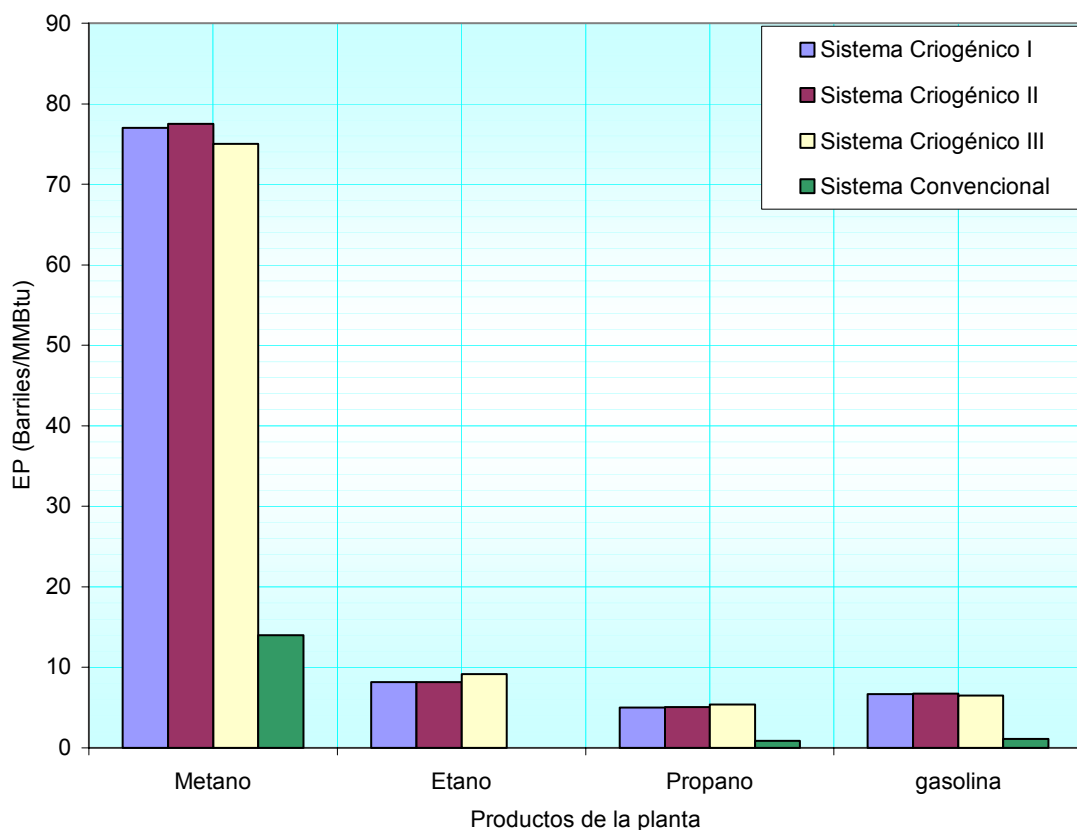
Figura 3.21: Recuperación de los Productos de la Planta (Barriles/Día)



Generalmente el incremento en la presión del gas de entrada al proceso promueve la obtención de temperaturas mas bajas a la salida de las expansiones (Turbo-expansor y Válvula Joule Thompson). Para este estudio la presión del gas de entrada al proceso esta alrededor de los 880 psia y para obtener temperaturas de $-123\text{ }^{\circ}\text{F}$, esta presión tiene que caer alrededor de los 380 psia. Esta caída de presión se mantuvo constante para los tres sistemas criogénicos. Como consecuencia de los anteriormente expuesto, se condensa mayor cantidad de hidrocarburos C_2^+ , los cuales son alimentados a la torre desmetanizadora, donde por absorción, arrastran los hidrocarburos C_2^+ que ascienden en forma de vapor al tope de la columna, obteniéndose de esta forma un mayor recobro de C_2^+ , como producto líquido de fondo. Este comportamiento se

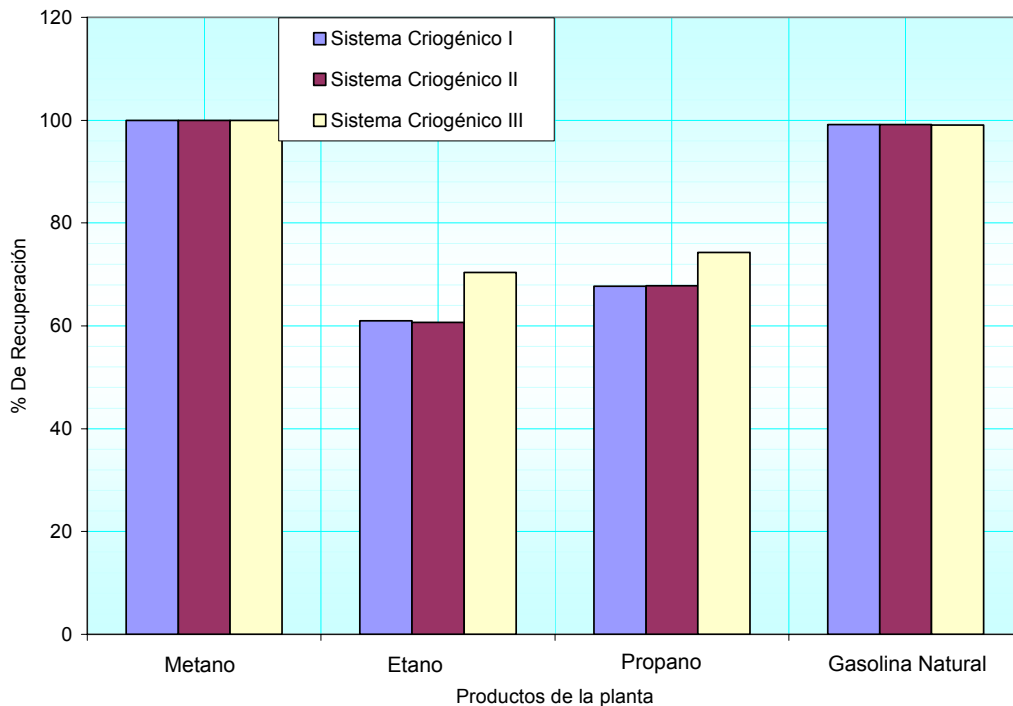
puede observar en la figura 3.20, donde en comparación con la máxima recuperación de los productos de la planta, las curvas que representan los sistemas criogénicos, esta por encima de la curva del sistema convencional, acercándose hasta cierto punto, en mayor proporción a la curva de máxima recuperación.

Figura 3.22: Eficiencia del Proceso EP



La obtención de bajas temperaturas, el incremento de Metano, Etano, Propano y Gasolina natural en los sistemas criogénicos, se traduce a su vez en un aumento en el valor de la eficiencia del proceso (EP). Ver figura 3.22.

Figura 3.23: Porcentaje de Recuperación de los Productos de la Planta (Sistemas Criogénicos)

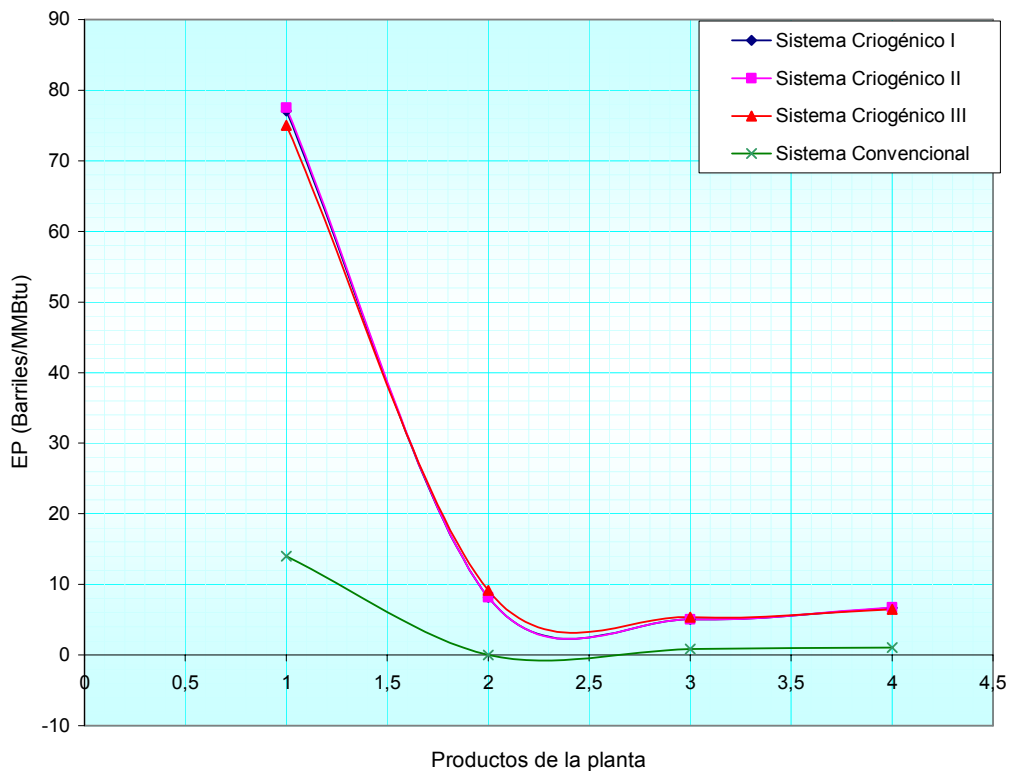


En la figura 3.23 se puede ver que la recuperación de Metano y Gasolina natural para los sistemas criogénicos se comporta de manera estable, no obstante la recuperación de Etano y Propano aumente un 10,7 y 7 % respectivamente, por parte del sistema criogénico III, este aumento se debe a que el sistema Criogénico III posee una válvula Joule Thompson y un tanque flash. La válvula JT permiten que el producto de fondo del primer tanque flash disminuya su temperatura de -61 F a -74 F, para luego alimentar el segundo tanque flash que se incorporó (ver Figura 3.18), consecuencia de esto se condensa mayor cantidad de C_2^+ el cual alimenta la torre desmetanizadora, en comparación con los sistemas criogénicos I y II.

En la figura 3.22, también se puede observar que el valor de la eficiencia del proceso (EP), para el Metano en el sistema criogénico III, es menor 2.4 Barriles/MMBtu que los otros dos sistemas criogénicos (I Y II), esta

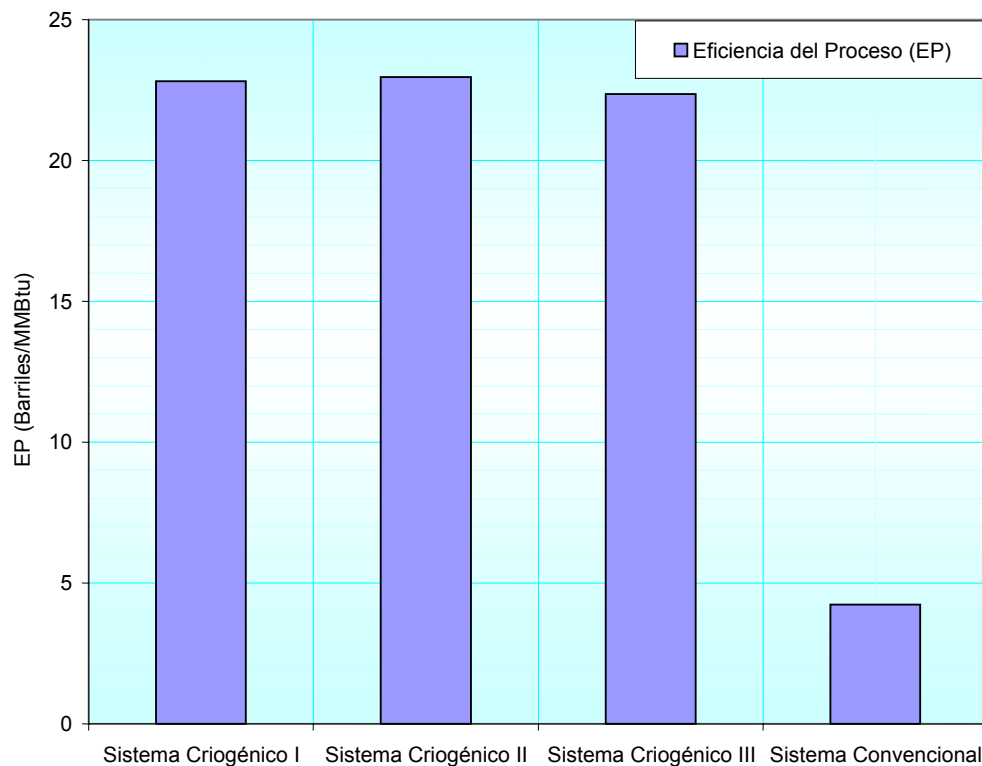
leve disminución del valor de la eficiencia del proceso se debe a la incorporación de la válvula JT, la cual trajo como consecuencia la disminución de la temperatura de la corriente de C_1^+ a la salida de la válvula. Estas modificaciones se reflejaron en un aumento en el consumo de energía en los rehervidores de las torres de fraccionamiento.

Figura 3.24: Eficiencia del Proceso EP



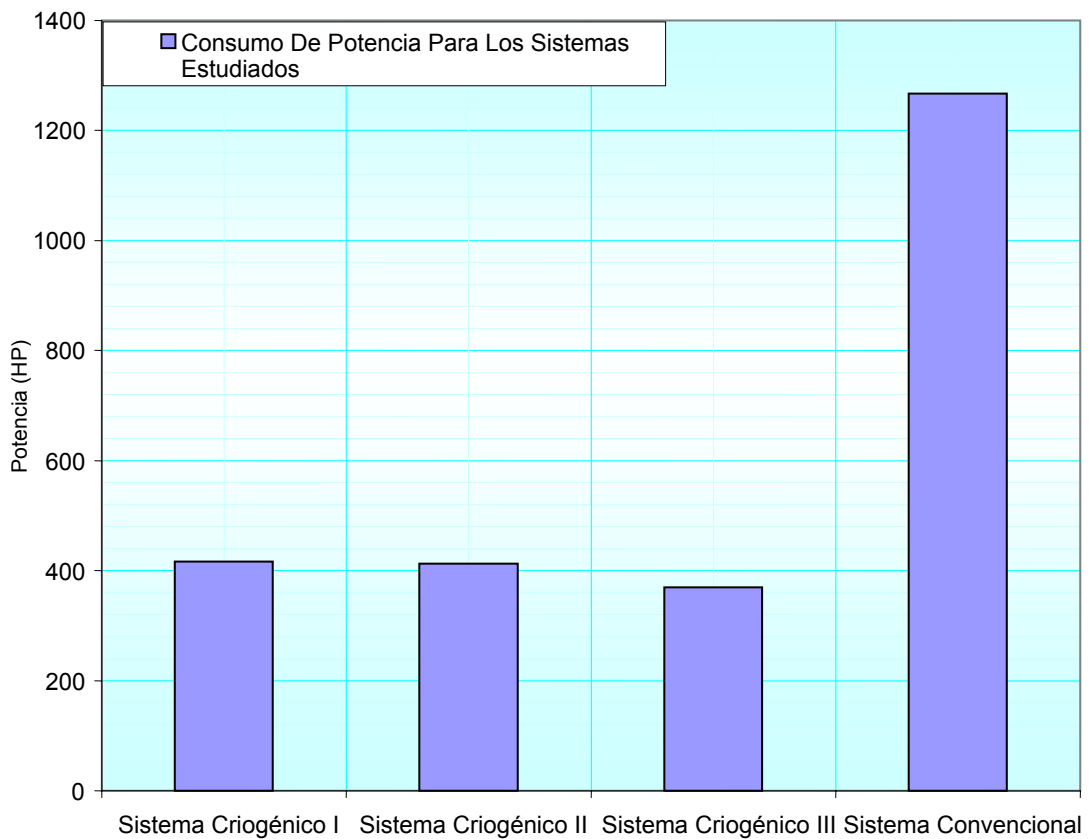
En la figura 3.24 en la cual se presenta la comparación de las eficiencias del proceso de cada uno de los sistemas estudiados, se puede apreciar que las curvas correspondientes a los sistemas criogénicos se comportan de una manera similar y estable, mientras que la eficiencia de proceso correspondiente al sistema convencional tiene un comportamiento similar pero por debajo de la eficiencia de proceso de los sistemas criogénicos.

Figura 3.25: Promedio de la Eficiencia del Proceso (EP)



En la figura 3.25 se muestra el promedio de la eficiencia de proceso de cada uno de los sistemas estudiados, en donde se puede apreciar que la eficiencia de proceso correspondiente al sistema convencional es igual a 4.2 Barriles/MMBtu, comparado con 22 Barriles/MMBtu correspondiente a los sistemas criogénicos, esta diferencia nos indica que por cada MMBtu que consume el sistema convencional solo esta produciendo 4.2 Barriles en forma promedio de Metano, Propano y Gasolina natural, mientras que por cada MMBtu que consumen los sistemas criogénicos, producen 17 Barriles de Metano, Propano y Gasolina natural, mas que el sistema convencional. Cabe resaltar que para la construcción de esta figura no se tuvo en cuenta la eficiencia de proceso del etano para los sistemas criogénicos, buscando equidad en la comparación.

Figura 3.26: Consumo de Potencia en los Sistemas Estudiados



En la figura 3.26 se muestra el consumo de potencia de compresión de cada uno de los sistemas estudiados. El menor consumo de potencia lo ofrece el sistema criogénico III, aproximadamente 11.3 % menos que el consumo del sistema I, aproximadamente 10.5% menos que el consumo del sistema criogénico II y aproximadamente 70 % menos que el consumo del sistema convencional.

Finalmente, basándose en los resultados arrojados por el simulador de procesos HYSYS, datos de la planta convencional y el análisis de los resultados, se puede afirmar que el sistema que cumple a cabalidad con los objetivos del proyecto, es el sistema criogénico III, debido a que ofrece mayor recuperación de etano con una eficiencia de proceso estable comparada con las criogénicas I, II y una eficiencia de proceso de 22

Barriles/MMBtu mayor que la eficiencia de proceso del sistema convencional, entre otras cosas es el sistema que consume menor potencia de compresión.

4. ESTUDIO ECONÓMICO

Este capítulo se oriente a definir los aspectos de tipo económicos relacionados con este proyecto, además de la estructura que se busca integrar basada en los estudios y los análisis del capítulo anterior.

Inicialmente se presenta una estructura comercial de los productos obtenidos en la planta con los sistemas criogénicos, esta estructura esta basada en la comercialización de los productos de la planta en Colombia. También se tiene en cuenta el precio a nivel internacional de estos productos. Siguiendo con el estudio económico, se presenta el flujo de caja que se generará durante la vida del proyecto y todos los aspectos relacionados con este, como son los costos de producción y los costos de inversión necesarios para el funcionamiento del proyecto, posteriormente se presenta el análisis financiero mediante la evaluación de indicadores económicos como el valor presente neto y la tasa interna de retorno.

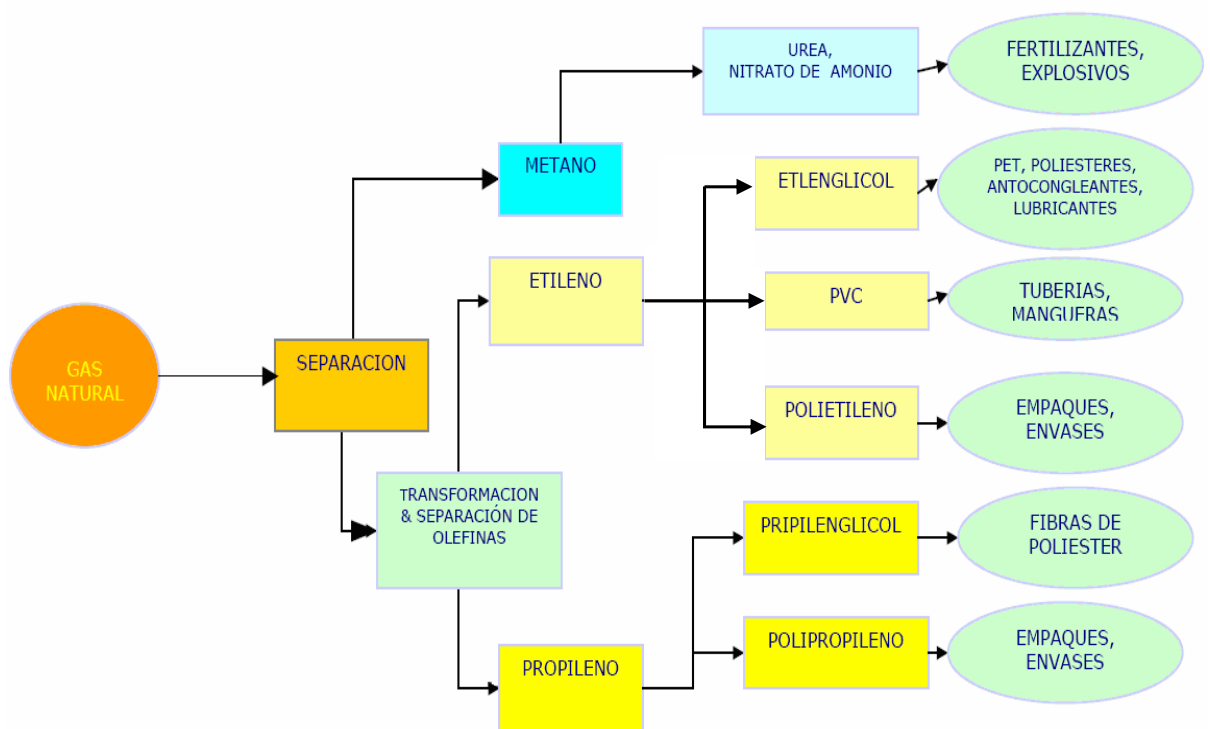
4.1. ESTRUCTURA DE COMERCIAL DE LOS PRODUCTOS DE LA PLANTA CON SISTEMAS CRIOGÉNICOS

4.1.1 Generalidades

Los productos que se pueden obtener a partir del gas natural rico reemplazan ventajosamente a otros combustibles. Ideal para procesos industriales, como la industria de la cerámica, del cemento y la fabricación de vidrio. En la fabricación del acero puede ser usado como reductor siderúrgico en lugar del coque (Hierro esponja). Son también utilizados como materia prima en la industria petroquímica para la producción de

amoníaco, urea en la industria del fertilizante, plásticos, resinas, fibras, caucho, solventes, diesel y naftas. Ver Figura 4.1.

Figura 4.1: Productos Petroquímicos producidos a partir del Gas Natural Rico



Fuente: ECOPETROL S.A.

Son muchos los aspectos que se ven involucrados en la puesta en marcha de este proyecto, motivo por el cual es necesario, tener en cuenta diferentes escenarios entre los cuales se encuentran las tendencias comerciales de los productos de la planta y tendencias tecnológicas, las cuales se analizaron en el capítulo anterior.

Ⓢ **Tendencias comerciales.** Las estrictas regulaciones de calidad de los productos de la planta como son el gas pobre, metano, propano, butanos y gasolina natural, hacen que estos productos presente un gran potencial en el mercado, por ende a continuación se presentaran los diferentes precios de estos productos a nivel nacional e

internacional (Ver tabla 23 y 24). Cabe resaltar que el precio del Etano fue tomado del mercado internacional Mont Belvieu, basado en las correlaciones realizadas por “Barnes And Click Energy Price Data”, de acuerdo con precios del petróleo crudo de Nymex en un escenario pesimista. Ver Figuras 4.2 y 4.3.

Tabla 23: Precios Actuales de los Productos de la Planta Criogénica a Nivel Nacional

Productos	Precios
Gas Pobre (U\$/MBtu)	1,4
Etano (U\$/Galón)	0.4762
Propano (\$/Galón)	4088
Butanos (\$/Galón)	4088
Gasolina Natural (\$/Galón)	4088

*Tomado para este análisis.

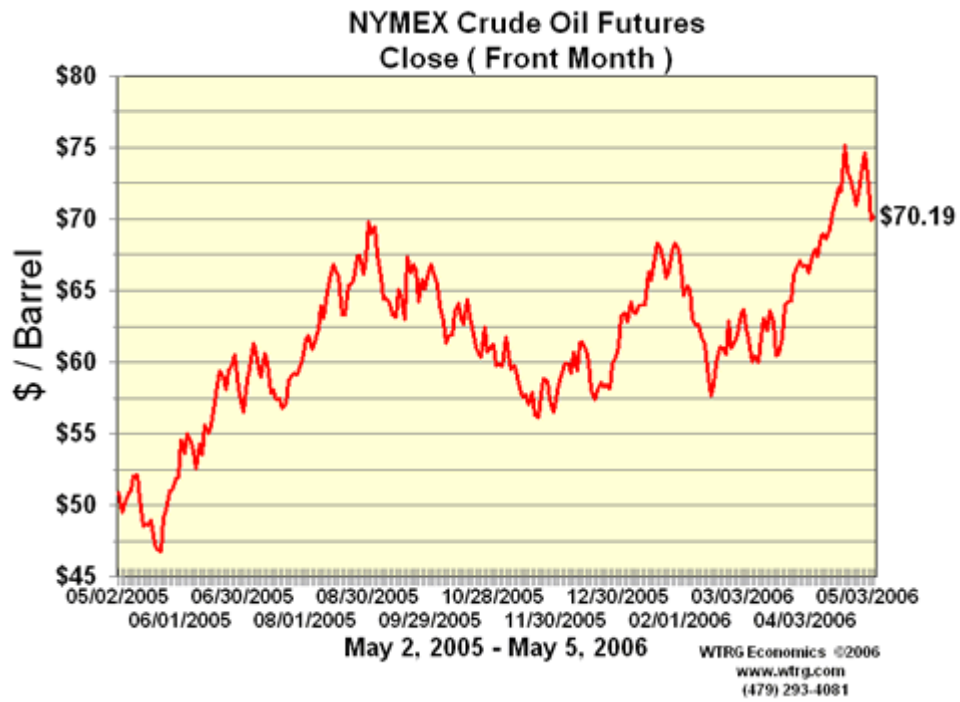
Fuente: ECOPETROL S.A.

Tabla 24: Precios de los Productos de la Planta Criogénica a Nivel Internacional

Productos	Non-TET Mt Belvieu	TET Mt Belvieu	Conway
U\$	¢/Galón	¢/Galón	¢/Galón
Etano puro	52,500-53,000	/	/
E/P mezcla	51,250-51,750	/	50,000-50,250
Propano	87,750-88,000	88,000-88,250	87,000-87,500
N-Butano	106,750-107,250	106,000-106,500	102,500-103,000
I-Butano	117,250-117,750	118,250-118,750	133,000-133,500
Gasolina Natural	/	131,250-131,750	144,500-145,000

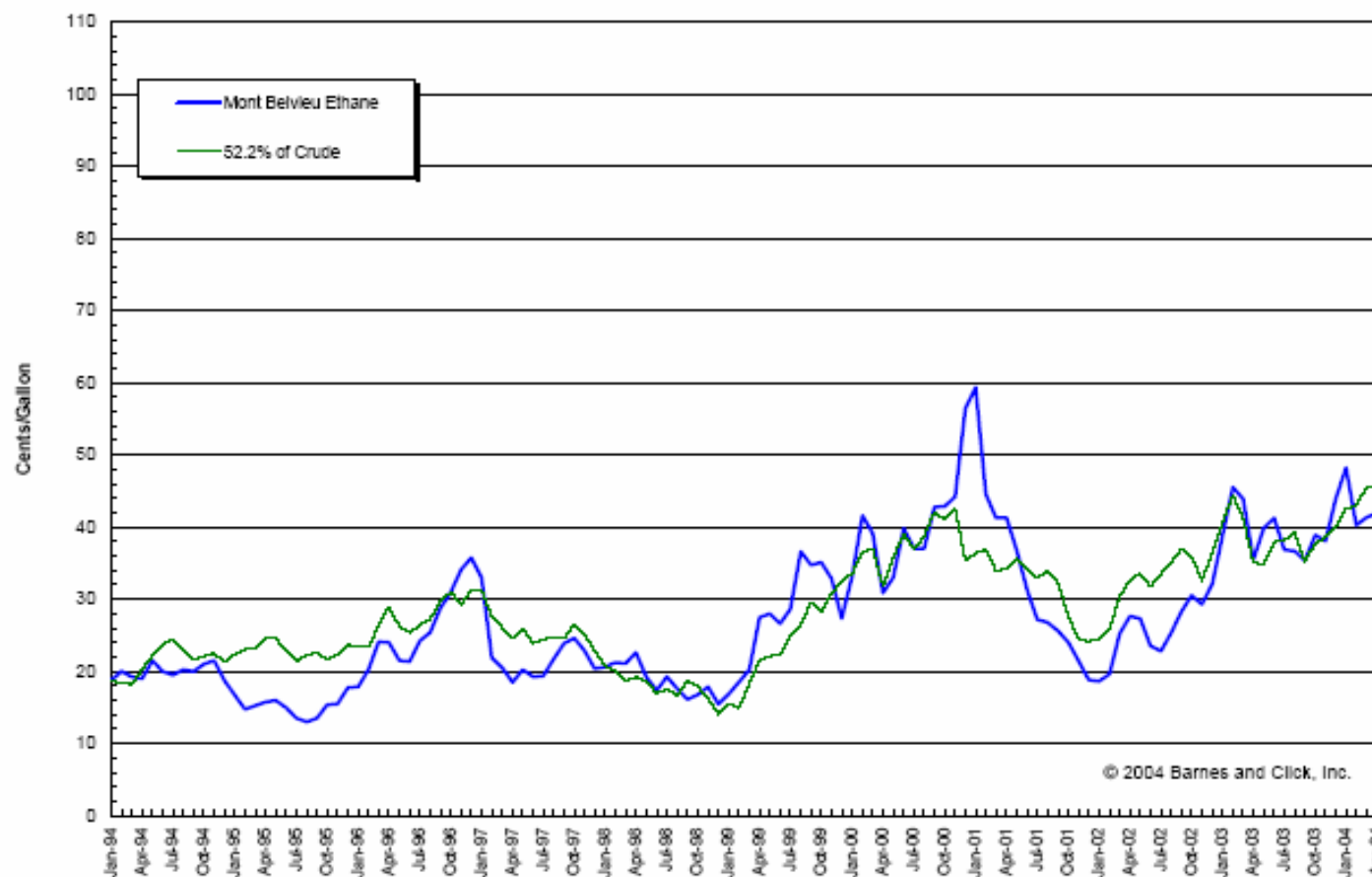
Fuente: Platts.

Figura 4.2: Precio del Crudo en el Mercado Nymex



Fuente: Crude Oil Futures Prices - NYMEX

Figura 4.3: Correlaciones de Precios Etano/Crudo



Fuente: BARNES AND CLICK ENERGY PRICE DATA

4.1.2 Estructura del modelo comercial

Este proyecto debe ser abarcado en su totalidad por la empresa que está desarrollando las reservas potenciales de gas rico, para este caso la empresa dueña del campo donde se encuentra operando la planta con un sistema convencional, esto para evitar los altos costos del gas rico con que se alimenta la planta de procesamiento.

④ **Suposiciones para el análisis del proyecto.** Para la realización del análisis económico de este proyecto, es necesario, realizar una serie de suposiciones que permitan realizar las proyecciones correspondientes, y determinar las mejores opciones de planeación.

La evaluación de este proyecto estará basada en las siguientes suposiciones:

- Se manejará un escenario pesimista, donde el precio de 0.4762 U\$/Galón de Etano se supone de 40 % del precio del crudo Nymex, tomando como referencia 50 U\$/Barril. Lo anterior se asume basado en la correlación de precios Etano/Crudo, en donde equivale al 52.2 % del precio del Crudo Nymex el cual ha venido ascendiendo desde mediados del año 2005 y actualmente se encuentra alrededor de los 70 U\$/Barril.
- Se asume que los costos de operación anuales representan el 10 %, de los costos de inversión o de capital, con una corrección anual por inflación del 4.85%.(tomada al 2005) y el impuesto de renta es del 35 %.
- El tiempo de vida útil del proyecto es de 16 años desde el inicio del desembolso para instalación de los nuevos equipos referentes al sistema criogénico seleccionado. La instalación de los equipos y el

acondicionamiento de la planta dura 1 año y los 15 años siguientes son de producción.

- La depreciación es a 15 años en la línea recta, con valor de salvamento cero.
- La tasa de oportunidad del inversionista es del 17 %.
- La producción de Etano disminuirá proporcionalmente a la producción de Propano, Butanos y Gasolina natural que se pronosticó para la planta convencional; esto con el fin de cuantificar los ingresos por las ventas de etano en el transcurso de la etapa productiva del proyecto.
- El flujo de inversión del proyecto (ingeniería, compra de equipos y puesta en marcha) fue tomado basándose en un precio global de proyectos similares que fueron realizados anteriormente en los EEUU, donde se utilizó la inflación anual de los EEUU para convertir los precios de los equipos a valor presente; al igual se consideraron costos de importación y aranceles. Ver anexos de la inflación de EEUU, cotizaciones de los proyectos y sus equipos, cálculos del presupuesto. Ver anexos B-J.

4.2. DESCRIPCION DE COSTOS

En esta etapa se realizan todos los cálculos necesarios para la elaboración del flujo de caja del proyecto, teniendo en cuenta la inversión inicial realizada, los ingresos debido a la venta de los productos y los costos de operación necesarios para el funcionamiento de la misma; antes se presentaran algunos conceptos relacionados con este análisis, que permiten un mayor entendimiento de las mismo.

Costos de Inversión (CAPEX). Recursos usados por el consorcio del proyecto para adquirir o ampliar activos físicos tales como propiedades, construcciones industriales o equipos y maquinaria.

Costos de Operación (OPEX). Recursos usados por el consorcio del proyecto para mantener en funcionamiento las facilidades, realizar el pago de personal, seguros, etc.

4.2.1 Costos de Inversión de la Planta Criogénica

Después de haber establecido la estructura del proyecto, en esta sección se procede a detallar cada uno de los costos que integran, las diferentes etapas de desarrollo del proyecto.

En la tabla 25 se aprecian los costos de inversión totales para la adecuación de la planta con el sistema criogénico, los cuales son aproximadamente de U\$ 7'443853,761 teniendo en cuenta los nuevos equipos de la planta, ingeniería e instalación, puesta en marchas, aranceles por importación y otros.

Tabla 25: Costos Totales de Inversión para la Implementación del Sistema Criogénico en la Planta Convencional

Sistema criogénico	U\$
Maquinaria y Equipo	5'366443,76
Ingeniería del proyecto	596271,528
Aranceles (10%)	536644,3756
IVA (16%)	944494,1011
Costos de inversión- CAPEX	7'443853,761
Costo anual de operación - (10 % CAPEX)	744385,376
Depreciación	357762,917
Costos de operación	1'102148,29

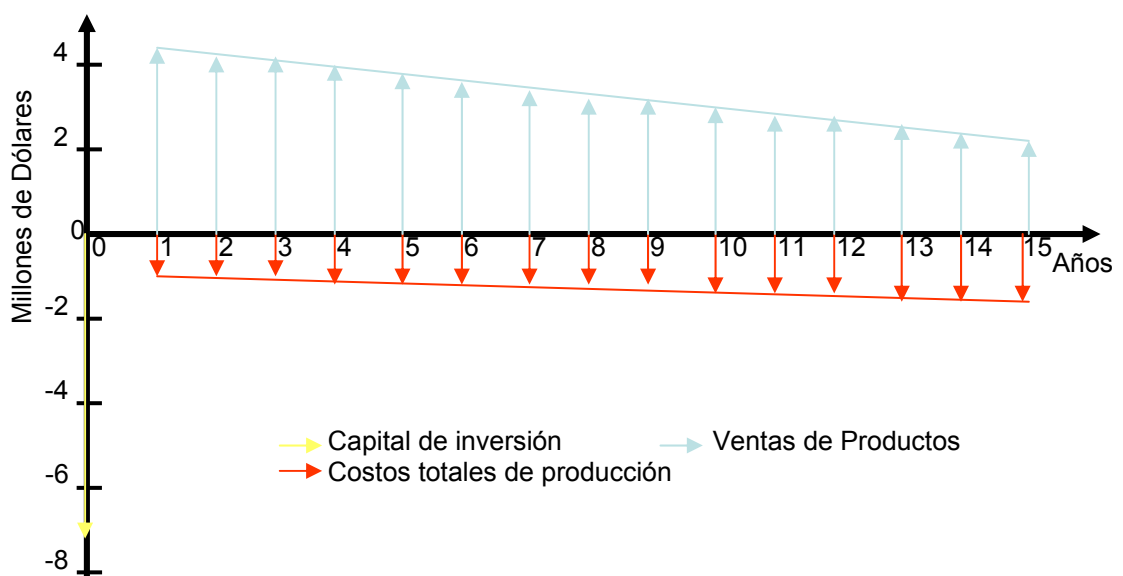
4.2.2 Flujo de Caja del Proyecto

Para la realización del flujo de caja del proyecto, es necesario primero enunciar las características y suposiciones realizadas, las cuales se explican a continuación.

Los costos de inversión ascienden a U\$ 7.443 millones, como se puede ver en la tabla 25, los cuales se desembolsan durante el primer año, y representan recursos propios del inversionista (cero financiación); siendo corregidos anualmente por una inflación de 4.85%. El precio de referencia para el etano es 0,4762 U\$/Bbl durante toda la vida de producción; la depreciación tanto para los equipos como para las edificaciones es a 15 años en línea recta; la planta inicia a producción con 25540,9 galones diarios de etano y por ultimo el impuesto a la renta es del 35%.

Teniendo en cuenta todas las características anteriores, el flujo de caja para el proyecto, se presenta en la Figura 4.4, y los cálculos realizados se remiten a los anexos F-J.

Figura 4.4: Flujo de Caja del Proyecto



4.3. EVALUACIÓN FINANCIERA

Una vez realizados los cálculos correspondientes al flujo de caja del proyecto, se presenta el análisis financiero de este, en base a parámetros económicos como el VPN y el TIR para el caso base.

4.3.1 Valor Presente Neto (VPN)

Con los cálculos realizados en la sección anterior, se obtuvo que el VPN del proyecto sería de U\$ 1.974.019,86 al ser mayor que cero implica que la tasa de rendimiento del proyecto es mayor que la tasa de oportunidad del inversionista, por lo cual este proyecto es atractivo.

4.3.2 Tasa Interna de Retorno (TIR)

Esta representa la tasa a la cual rendirá el proyecto. Para el caso planteado se reporta un TIR del 24.35 %, el cual es evidentemente mayor que la tasa de oportunidad del inversionista que se supuso.

4.3.3 Tiempo de Pago de la Inversión (Pay Back)

La inversión para este caso se pagara 3 años y medio después de iniciada la producción, el cual corresponde a un tiempo bastante corto tratándose de proyectos de este tipo.

4.3.4 Resumen de los Indicadores de Evaluación

Los parámetros económicos muestran una gran viabilidad al desarrollo del proyecto, principalmente debido a que la inversión se recupera en un tiempo muy corto. En la tabla 26 se presentan en general los resultados arrojados en el ejercicio anterior. Además si se contempla la financiación del proyecto estos indicadores serian más atractivos para el inversionista.

Tabla 26: Resultados Generales

INDICADOR	VALOR
Tasa de Oportunidad	17 %
VPN (US)	1.974.019,86
TIR	24.35 %
Tiempo De Pago	3,5 años

5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1. La destilación es probablemente la alternativa más económica para el procesamiento del gas natural, basado en la volatilidad relativa de los compuestos clave pesado y clave liviano y en las propiedades físicas del fluido involucrado en el proceso.
2. La absorción con aceite rico es poco utilizada en la actualidad debido a la dificultad de operación y mantenimiento de la torre. Los sistemas de absorción que actualmente se encuentran en la industria son sistemas preexistentes optimizados.
3. Con base en la simulación, se determinó el dimensionamiento básico de los equipos necesarios para tratar el gas de acuerdo con las condiciones de operación y flujo dadas (Caso práctico).
4. Si bien el campo de tecnologías de plantas de turbo-Expansión disponibles en el mercado es muy extenso, este proyecto permite conocer y/o analizar los parámetros más importantes a considerar a la hora de seleccionar la tecnología y de el punto de operación óptimo más acorde a las oportunidades que brinde el mercado
5. Los sistemas criogénicos I, II y III son tecnologías probadas en distintas partes del mundo, arrojando excelentes resultados que permiten una mayor recuperación de gases como Metano, Etano y productos blancos, obteniendo así combustibles amigables al medio ambiente.

6. Los equipos requeridos para modificar el sistema de absorción con aceite pobre (caso práctico) a un sistema criogénico, son un sistema de turbo-Expansión, sistema de compresión, cooler, válvulas, tanque flash y unidad de deshidratación
7. El sistema que cumple a cabalidad con los objetivos del proyecto, es el sistema criogénico III, debido a que ofrece mayor recuperación de etano con una eficiencia de proceso estable comparada con las criogénicas I, II y una eficiencia de proceso de 22 Barriles/MMBtu mayor que la eficiencia de proceso del sistema convencional, entre otras cosas es el sistema que consume menor potencia de compresión.
8. Los procesos criogénicos, para la recuperación mediana o profunda de etano, favorecen la relación costo-beneficio como consecuencia de altos niveles de recobro de etano, en comparación con los procesos convencionales.
9. El estudio técnico concluye la implementación de los equipos referenciados en el numeral 6, en donde la planta con el sistema criogénico III tendrá la capacidad de producción de 1.120 MMSCFD de Etano.
10. El estudio económico concluye que para que el proyecto sea viable, la empresa que desarrolla el campo, debe desarrollar este proyecto, principalmente para evitar los costos de gas rico, ya que este es un factor de gran importancia para la rentabilidad del proyecto.
11. Según las suposiciones realizadas para el estudio económico, con un precio de 0.4762 US/Galón de Etano se supone de 40 % del precio del crudo Nymex, tomando como referencia 50 US/Barril, se tiene una tasa interna de retorno (TIR) de 24.35 % y el tiempo de pago de la

inversión se realizará en 3.5 años, aproximadamente, siendo un proyecto muy atractivo para el inversionista con una tasa de oportunidad menor a este porcentaje.

- 12.** Para finalizar, se presentan las siguientes recomendaciones. en lo que corresponde al aspecto técnico del proyecto, se recomienda que los equipos deben estar contruidos con materiales capaces de soportar bajas temperaturas, los materiales de construcción pueden ser aluminio, acero inoxidable o una aleación especial de monel. Referente al aspecto económico, se recomienda realizar una cotización detallada de los equipos en las empresas comercializadoras de los mismos, teniendo detallados estos precios, el estudio económico será preciso y no se manejará un margen de error, como los manejados en este proyecto debido a que fue imposible la obtención de las cotizaciones.

BIBLIOGRAFIA

- GAS PROCESSORS SUPLIERS ASSOCIATION (GPSA). Engineering data book. Volumen II. 11^a. Edición, 1998.
- SANTOS, Nicolás. Curso: “Deshidratación y calidad del gas natural. Universidad Industrial de Santander. Escuela de Ingeniería de Petróleos, Bucaramanga, 2004.
- Página principal de natural gas. <http://www.naturalgas.org/>
- Hyprotech Ltd. Hysys Process Simulator Program, 300 Hypotech Centre, Calgary, Canadá.
- NEW PROCESS TECHNOLOGIES TO BOOST GAS BUSINESS IN VENEZUELA. Jorge H. Foglietta, Manager of Process Engineering E.R. Mowrey, Principal Process Engineering. XV Convención Internacional de Gas de la Asociación Venezolana de Procesadores de Gas (AVPG). Mayo 28-30, 2002. Caracas, Venezuela
- ARE WE REACHING A MATURE AGE IN GAS TECHNOLOGY?. Jorge Foglietta, Randall gas technologies, Abb Lummus Global inc. XV Congreso internacional del gas, caracas-venezuela, 2002.
- HYBRID SYSTEMS: COMBINING TECHNOLOGIES LEADS TO MORE EFFICIENT GAS CONDITIONING, William Echt, UOP LLC. XV Convención Internacional de Gas de la Asociación Venezolana

de Procesadores de Gas (AVPG). Mayo 28-30, 2002. Caracas, Venezuela.

- CONSTRUCCIÓN DE PLANTAS DE COMPRESIÓN DE GAS POR ETAPAS BASADAS EN EL PLAN DE EXPLOTACIÓN DE LOS CAMPOS. Angelina Mondelli, Armando Ferreira. Dpto. de Estudios INELECTRA. XV Convención Internacional de Gas de la Asociación Venezolana de Procesadores de Gas (AVPG). Mayo 28-30, 2002. Caracas, Venezuela
- GUIAS PARA LA EVALUACION Y OPTIMIZACION DE TECNOLOGÍAS DE TURBOEXPANSION. Philipp Albrecht, Martín Mastandrea. TECNA S.A. Argentina.
- HIGH EFFICIENCY NGL RECOVERY VIA A NEW PROCESS. Henri Paradowski, Thomas Kenney. Technip. XV Convención Internacional de Gas de la Asociación Venezolana de Procesadores de Gas (AVPG). Mayo 28-30, 2002. Caracas, Venezuela
- INFLUENCIA DEL CONTENIDO DE CO₂ Y N₂ EN EL GAS NATURAL SOBRE LA EXTRACCIÓN DE LGN Y ETANO. Rosa Rincón (Thronson Internacional De Venezuela C.A), Carlos Jiménez (PDVSA Ingeniería y Proyectos Occidente). XV Convención Internacional de Gas de la Asociación Venezolana de Procesadores de Gas (AVPG). Mayo 28-30, 2002. Caracas, Venezuela
- NEXT GENERATION PROCESSES FOR NGL / LPG RECOVERY John D. Wilkinson, P.E. Hank M. Hudson, P.E. Kyle T. Cuellar Richard N. Pitman. XV Convención Internacional de Gas de

la Asociación Venezolana de Procesadores de Gas (AVPG). Mayo 28-30, 2002. Caracas, Venezuela

- Unidad De Planeación Minero Energética (UPME):
<http://www.upme.gov.co/>
- MERCADO ACTUAL DE LA GASOLINA Y DEL ACPM EN COLOMBIA E INFLACIÓN. Hernán Rincón Aaron Garavito. Marzo 26 de 2004.

Anexo A. Calidad del Gas Natural y Productos Sugerido por la Gas Processors Association (GPA)

Tabla A.1 Calidad de gas metano para ser transportado por gasoducto

	Mínimo	Máximo
Componente mayor y menor, % molar		
Metano	75	-
Etano	-	10
Propano	-	5
Butanos	-	2
pentanos y pesados	-	0,5
Nitrógeno y otros inertes	-	3,0-4,0
CO ₂	-	3,0-4,0
Trazas de los componentes		
Total sulfuros	-	5-20 gr/100 scf
Vapor de agua	-	4.0-7.0 lb/mmcf
Oxígeno	-	0.2-1.0 ppmv

Fuente: GPSA. *Engineering Data Book*. 11ª Edición.

Tabla A.2 Calidad para corrientes de etano de alta pureza sugerido por la Gas Processors Association (GPA)

ESPECIFICACIONES DE PRODUCTO			
CRITERIO REPRESENTATIVO DE CALIDAD PARA CORRIENTE DE ETANO			
	PORCENTAJE MÁSICO		
	BAJO	ALTO	COMÚN
Metano y mas Livianos	1.5	2.5	2.5
Etano	90.0	96.0	90.0
Propano	6.0	15.0	6.0
Isobutano y mas pesados	0.5	3.0	2.0
Máxima cantidad de contaminantes:			
Sulfuro de Hidrógeno	6 ppmw	10 ppmw	10 ppmw
Dióxido de Carbono	10 ppmw	5000 ppmw	10 ppmw
Azufre	5 ppmw	70 ppmw	50 ppmw
Oxigeno	5 ppmw	5 ppmw	5 ppmw
Humedad	13 ppmw	No libre	76 ppmw

Fuente: GPSA. Engineering Data Book. 11ª Edición.

A.1 Gas Licuado del Petróleo (GLP)

Es una mezcla de hidrocarburos livianos constituida principalmente por C3's (propano y compuestos derivados de éste) y C4's (butanos y compuestos derivados de éstos), en proporciones variables y que a condiciones normales es gaseosa y al comprimirla pasa a estado líquido.

El GLP es un gas inflamable a temperatura ambiente y presión atmosférica, por lo tanto deben aplicarse los estándares establecidos para el diseño de todas las instalaciones para su uso y manejo tales como tanques de almacenamiento, tuberías y llenaderos. Es importante tener en cuenta que el GLP genera vapores desde una temperatura de $-42\text{ }^{\circ}\text{C}$, los cuales al mezclarse con el aire en proporciones entre 1.9 y 9.5% en volumen, forman mezclas inflamables y explosivas, y como tiene una densidad aproximadamente de 1.8 veces mayor que la del aire, un escape puede ser muy peligroso debido a que sus vapores tiende a concentrarse en las zonas bajas y donde hay mayor riesgo de encontrar puntos de ignición

Para el diseño de las instalaciones para el transporte y manejo de gas deben aplicarse las normas API, NFPA, DOT, ICONTEC; y las reglamentaciones expedidas por los ministerios de Minas y Energía y del Medio Ambiente y demás autoridades competentes.

Merecen especial y fuerte vigilancia las válvulas, conexiones y accesorios de tanques, cisternas y cilindros que se utilicen para almacenar este producto, debido a que son los puntos de mayor riesgo de escape. Así mismo, el sitio donde se ubiquen los recipientes y las instalaciones que conduzcan este producto, debe tener suficiente ventilación para evitar concentración de vapores explosivos en caso de algún escape.

Tabla A.3 Ficha Técnica: GLP

Grado:	Gas combustible doméstico			
Referencia:	ASTM D 1835 / NTC 2303 (Norma Técnica Colombiana)			
Fecha Actualización:	marzo 1, 2005			
Características	Unidades	Métodos	Mínimo	Máximo
Presión de Vapor a 37.8°C (100°F),	Kpa	ASTM D 2598 (1)		1434(2)
Residuo volátil		ASTM D 2163		
Pentano y más pesados.	mL/100 mL			2.0
Material Residual		ASTM D 2158		
Residuo por evaporación de 100mL	mL			0,05
Observación mancha de aceite			PASA	
Densidad relativa a 15.6°C/15.6°C		ASTM D 2598 (3)	REPORTAR	
Corrosión a la lámina de Cobre	Clasificación	ASTM D 1838		1 (4)
Azufre	mg/Kg	ASTM D 6667 (5)		140
Sulfuro de Hidrógeno		ASTM D 2420	PASA	
Poder calorífico	kJ/kg	ASTM D 3588 (6)	REPORTAR	
Contenido de agua libre Visual		NADA (7)		

(1) Método alternativo ASTM D 1267

(2) Las presiones de vapor permisibles de los productos clasificados como mezclas propano-butano no deben exceder 208 psig.(1434 KPa) y adicionalmente no deben exceder los valores calculados de las siguientes relaciones entre la presión de vapor observada y la densidad relativa. Presión de vapor , max = 1167-1880 (densidad relativa a 15,6/15,6 °C). Una mezcla específica debe designarse por la presión de vapor a una temperatura de 100 °F en psig. Para cumplir con la especificación, la

- presión de vapor de la mezcla debe estar entre +0 a -10 psi.
de la presión de vapor especificada.
- (3) Método alterno D 1657
 - (4) El valor 1 se refiere a valores 1a o 1B
 - (5) Método alternativo ASTM D 2784
 - (6) Para realizar los cálculos de poder calorífico es necesario también las normas ASTM D 2421 GPA 2145
 - (7) La presencia o ausencia de agua deberá ser establecida por inspección visual de las muestras sobre las cuales se determina el residuo

Fuente: ECOPETROL S.A.

Tabla A.4 Especificaciones del GPL según GPSA y GPA

FIG. 2-1
GPA Liquefied Petroleum Gas Specifications
(This Table Extracted From GPA Standard 2140-92)

Product Characteristics	Product Designation				Test Methods
	Commercial Propane	Commercial Butane	Commercial B-P Mixtures	Propane HD-5	
Composition	Predominantly propane and/or propylene.	Predominantly butanes and/or butylenes.	Predominantly mixtures of butanes and/or butylenes with propane and/or propylene.	not less than 90 liquid volume percent propane; not more than 5 liquid volume percent propylene.	ASTM D-2163-87
Vapor pressure at 100°F, psig, max. at 37.8°C, kPa (ga), max.	208 1434	70 483	208 1434	208 1434	ASTM D-1267-89
Volatile residue: temperature at 95% evaporation, °F, max. or °C, max.	-37 -38.3	36 2.2	36 2.2	-37 -38.3	ASTM D-1837-86
butane and heavier, liquid volume percent max.	2.5	—	—	2.5	ASTM D-2163-87
pentane and heavier, liquid volume percent max.	—	2.0	2.0	—	ASTM D-2163-87
Residual matter: residue on evaporation of 100 ml, max. oil stain observation	0.05ml pass (1)	— —	— —	0.05 ml pass (1)	ASTM D-2158-89 ASTM D-2158-89
Corrosion, copper strip, max.	No. 1	No. 1	No. 1	No. 1	ASTM D-1838-89 (Note A)
Total sulfur, ppmw	185	140	140	123	ASTM D-2784-89
Moisture content	pass	—	—	pass	GPA Propane Dryness Test (Cobalt Bromide) or D-2713-86
Free water content	—	none	none	—	—
(1) An acceptable product shall not yield a persistent oil ring when 0.3 ml of solvent residue mixture is added to a filter paper in 0.1 increments and examined in daylight after 2 minutes as described in ASTM D-2158.					
NOTE A: "This method may not accurately determine the corrosivity of the liquefied petroleum gas if the sample contains corrosion inhibitors or other chemicals which diminish the corrosivity of the sample to the copper strip. Therefore, the addition of such compounds for the sole purpose of biasing the test is prohibited."					

A.2 Gasolina Corriente (C5+)

La gasolina corriente es una mezcla compleja donde puede haber de 200 a 300 hidrocarburos distintos, formada por fracciones combustibles provenientes de diferentes procesos de refinación del petróleo y tratamiento de gas.

El producto final tiene por lo general un índice antidetonante IAD (Ron+Mon/2) de 81 octanos como mínimo. El índice es una medida de la capacidad antidetonante de la gasolina y la principal característica que identifica el comportamiento de la combustión dentro del motor. Mayor octanaje indica mejor capacidad antidetonante.

Se clasifica como un líquido inflamable clase 1A de acuerdo con la Norma 321 de la NFPA (National Fire Protection Association), por lo cual debe tenerse especial cuidado y es indispensable cumplir con los estándares establecidos para el diseño de los tanques de almacenamiento, tuberías, llenaderos y equipo de las estaciones de servicio al público. Este producto es volátil, genera vapores desde una temperatura de -43°C , los cuales al mezclarse en proporciones de 1.1 a 7.6% en volumen producen mezclas inflamables y explosivas.

Cuando se diseñen plantas de almacenamiento, estaciones de servicio, o cualquier otra instalación para el manejo de esta gasolina, deben aplicarse las normas NFPA para lo relacionado para la protección contra el incendio, las Normas API (American Petroleum Institute) y las reglamentaciones expedidas por las autoridades gubernamentales de control tanto nacional como regional y local.

Tabla A.5 Ficha Técnica: Gasolina Corriente

Grado:	Regular - Indice Octano 81, Sin Plomo (Unleaded)			
Referencia:	ASTM 4814 / NTC 1380 (Norma Técnica Colombiana) / Resolución 1565 de Diciembre 27 de 2004			
Fecha Actualización:	marzo 1, 2005			
Características	Unidades	Métodos	Mínimo	Máximo
Azufre	g /100 g	ASTM D-4294 (1)		0,10
Corrosión al Cobre, 3 h a 50 °C	Clasificación	ASTM D-130		1 (2)
Destilación	°C	ASTM D-86		
10% volumen evaporado				70
50% volumen evaporado			77	121
90% volumen evaporado				190
Punto Final de Ebullición				225
Estabilidad a la oxidación ASTM D-525	minutos	minutos	240	
Contenido de Gomas	mg/100 mL	ASTM D-381		5
Indice de Cierre de Vapor, ICV	kPa	(3)		98
Gravedad API @ 15.6 °C	°API	ASTM D-4052	Reportar	
Indice antidetonante, (RON+MON)/2	octanos	ASTM D 2699/D2700(4)	81	
Presión de Vapor REID	kPa (psia)	ASTM D 5191 (5)		58 (8.5) (6)
Plomo	g/L	ASTM D 5059 (7)		0,013
Benceno	ml/100 mL	ASTM D 5580 (8)		1,0
Aromáticos	mL/100 mL	ASTM D 5580 (9)		28
Aditivos dispersantes y detergentes	(10)			

- (1) Método alterno ASTM D 2622
- (2) El valor 1 se refiere a valores 1a o 1B
- (3) Calculado : $ICV = P + 1,13A$ A : % Evap a 70 °C, P: RVP (Kilopascales Kpa)
- (4) Método Alterno: Infrarrojo
- (5) Método Alterno ASTM D-4953 o D-323
- (6) Según resolución 447 a partir del 1 de julio-05 el RVP será de 55 (8.0)
- (7) Método Alterno ASTM D 3237
- (8) Método Alterno ASTM D-3606, D 6277 (IR) o Método PIANO
- (9) Método Alterno ASTM D-1319 o Método PIANO
- (10) Aditivos certificados por el distribuidor (Resolución 81055 de Sept. 20/99)

Fuente: ECOPETROL S.A.

Tabla A.6 Especificaciones de Gasolina Corriente Según GPSA

FIG. 2-2

GPA Natural Gasoline Specifications and Test Methods

Scope: These specifications state the required properties of Natural Gasoline. Natural gasoline is a mixture of liquid hydrocarbons extracted from natural gas, composed principally of pentanes and heavier hydrocarbons, although varying amounts of butanes may be included, depending on the commercial grade.

Natural gasoline is defined further for commercial purposes by the following:

Product Characteristic	Specification	Test Method
Reid Vapor Pressure	10-34 pounds	ASTM D-323
Percentage evaporated at 140°F	25-85	ASTM D-216
Percentage evaporated at 275°F	Not less than 90	ASTM D-216
End Point	Not more than 375°F	ASTM D-216
Corrosion	Not more than classification 1	ASTM D-130 (modified)
Color	Not less than plus 25 (Saybolt)	ASTM D-156
Reactive Sulfur	Negative, "sweet"	GPA 1138

In addition to the above general specifications, natural gasoline shall be divided into 24 possible grades on the basis of Reid vapor pressure and percentage evaporated at 140°F. Each grade shall have a range in vapor pressure of four pounds, and a range in the percentage evaporated at 140°F of 15%. The maximum Reid vapor pressure of the various grades shall be 14, 18, 22, 26, 30, and 34 pounds, respectively. The minimum percentage evaporated at 140°F shall be 25, 40, 55, and 70, respectively. Each grade shall be designated by its maximum vapor pressure and its minimum percentage evaporated at 140°F, as shown in the following table:

	25%	40%	55%	70%	85%
34					
30	Grade 34-25	Grade 34-40	Grade 34-55	Grade 34-70	
26	Grade 30-25	Grade 30-40	Grade 30-55	Grade 30-70	
22	Grade 26-25	Grade 26-40	Grade 26-55	Grade 26-70	
18	Grade 22-25	Grade 22-40	Grade 22-55	Grade 22-70	
14	Grade 18-25	Grade 18-40	Grade 18-55	Grade 18-70	
10	Grade 14-25	Grade 14-40	Grade 14-55	Grade 14-70	

Anexo B. Inflación Anual en los Estados Unidos

AÑO	INFLACIÓN ANUAL %
1990	6,11
1991	3,06
1992	2,9
1993	2,75
1994	2,7
1995	2,5
1996	3,3
1997	1,7
1998	1,6
1999	2,7
2000	3,4
2001	1,6
2002	2,4
2003	1,9
2004	3,3
2005	3,4

Fuente: Source: U.S. Department of Labor. Bureau of Labor Statistics.
<http://www.bls.gov/cpi/home.htm>

Anexo C. Proyectos Criogénicos realizados alrededor del Mundo

Nombre de la planta	Descripción	Temperatura de salida del Turbo-expander (°F)	Tipo de contrato	Carga de gas a la planta (MMSCFD)	Tiempo de ejecución del contrato	Valor del contrato (US)
PINGHU OIL & GAS FIELD/SAHNCHAI, CHINA	Construcción, ingeniería y diseño de las facilidades de campo para el recobro del 95% de propano incluyendo turbo-expander, tamiz molecular, torres desmetanizadora, desetanizadora, desbutanizadora, despentanizadora, sistema de aceite caliente, unidad de control del punto de rocío, dos etapas de compresión de 350 hpc/u, sistema economizante de refrigeración, tres esferas de 2000m3 para almacenamiento de lpg,4 balas para pentanos,3 balas de condensado, bomba y contador de productos, sistema anti-llamas, y sistema de drenaje.	-115	C.I.F PORT SHANGHAI	56,5	JULIO 2002 / JUNIO 2003	16270000
TXL GAS PLANT/TEXAS,USA	Adición y modificación de la planta existente. De un proceso de absorción con aceite pobre a un proceso criogénico. Facilidades para el tratamiento del gas ácido. Se incluye la modificación del sistema de compresión existente. Adición de un scrubber, varios intercambiadores de calor y asociados a las líneas		E.P.C	12	OCTUBRE 1990 / JUNIO 1991	2800000
HASTINGS NEW NGL PLANT/WEST VIRGINIA, USA	Planta criogénica de turbo expansión, diseñada para el recobro del 99% de lpg, que incluye, separador de entrada, una unidad de deshidratación con tamiz molecular de dos torres, seis intercambiadores de calor de aluminio, turbo-expander, unidad desetanizadora de reflujo parcial. la planta produce 10149 bbl/d c3+	-103	TURKEY (INGENIERIA, FABRICACIÓN Y COSTRUCCIÓN	200	NOVIEMBRE 2001 / NOVIEMBRE 2002	27892000

Anexo C. Proyectos Criogénicos realizados alrededor del Mundo. Continuación...

Nombre de la planta	Descripción	Temperatura de salida del Turbo-expander (°F)	Tipo de contrato	Carga de gas la planta (MMSCFD)	Tiempo de ejecución del contrato	Valor del contrato (US)
LIVINGSTON GAS PLANT/TEXAS, USA	Planta criogénica de turbo expansión, diseñada para el recobro del 74% de etano y de 98,7% de propano, que incluye, filtros de alta presión de entrada, una unidad de deshidratación con tamiz molecular, cinco intercambiadores de calor de aluminio, turbo-Expander, torres desmetanizadora, desetanizadora, tanque y bombas para almacenamiento del producto.	-106	INGENIERIA Y FABRICACIÓN	100	AGOSTO 1995 / ENERO 1996	5100000
GREEN RIVER EXPANSION PLANT/WYOMING, USA	Planta criogénica de turbo expansión, diseñada para el recobro de 97% propano, que incluye, separador de alta presión de entrada, caja fría de aluminio, una unidad de deshidratación con tamiz molecular, turbo-Expander y sistema de aceite caliente, se incluyen trabajos de construcción de las facilidades de almacenamiento para el propano butano y gasolina, con un sistema que consta de 12 balas de almacenamiento de 30000 a 60000 gal us, bombas, medidor de flujo de salida y sistema anti-llamas	-150	TURNKEY	DE 100 PASO 230	SEPTIEMBRE 1992 / MAYO 1994	15400000
CANODA TURBO EXPANDER FACILITY/TIERRA DEL FUEGO, ARGENTINA	Diseñado para un recobro de propano del 98 %, los principales equipos de procesos incluyen: separación de entrada, Slug Catcher, 3 torres de unidades de deshidratación con tamiz molecular, unidad de remoción de mercurio, intercambiador de aluminio, turbo expander 3810 kW, unidad de Desetanizadora, unidad de fraccionamiento Desbutanizadora para 9500 BBL/D C3/C4 y 2400 BBL/D C5+, 2 compresores centrífugos, sistema de protección de fuego, sistema de control DCS, sistema de combustible gas.	-112	TURNKEY	DE 280 PASO 565	MARZO 1998 / SEPTIEMBRE 1999	71000000

Anexo C. Proyectos Criogénicos realizados alrededor del Mundo. Continuación...

Nombre de la planta	Descripción	Temperatura de salida del Turbo-expander (°F)	Tipo de contrato	Carga de gas la planta (MMSCFD)	Tiempo de ejecución del contrato	Valor del contrato (US)
URUCU UPGN-III/CERCA DE MANAUS, BRAZIL	Planta diseñada para recuperar como producto etano gaseoso y lpg con un 98% de recobro de propano. Ella incluye separación de entrada, dos torres en la unidad de deshidratación molecular, siete intercambiadores de calor de aluminio, turbo-Expander, desmetanizadora, desetanizadora, desbutanizadora, productos:11mmscfd etano gaseoso, 9810 bbl/d c3/c4 y 822bbl/d c5+,seis etapas de compresión de 650 hp, sistema media de calor/aceite caliente 35000000 btu/hr, sistema de gas combustible, sistema de herramientas, y sistema de control dcs.	-115,6	INGENIERIA, FABRICACIÓN, COMISIÓN Y START-UP	127	OCTUBRE 2002 / SEPTIEMBRE 2003	33936500
CARRASCO GAS PROCESSING PLANT/CARRASCO COCHABAMBA, BOLIVIA	Planta para recuperar el 94,8% de propano con los siguientes equipos: filtro de entrada de alta presión, unidad con tamiz molecular, múltiples intercambiadores de tubo y carcaza, turbo-Expander, re-absorbedor, desetanizadora, tanques de almacenamiento a 3000 bbl/d de producto estabilizado, 4 etapas de compresión de 1500 hp, una etapa de 738 hp, sistema de aceite caliente, 12 balas de 30000 galus, sistema de gas combustible, sistema de herramientas, sistema de control dcs y generación de energía de 375 kw.	-140	TURNKEY	70	MARZO 1996 / FEBRERO 1997	15000000

Anexo D. Proyectos Criogénicos seleccionados como Base del Estudio Económico

Nombre de la planta / Equipos	Costos de inversión (US)				
	Año 1990	Año 1995	Año 2003		Año 2006
			Unidad	Subtotal	
Livington Gas Plant, Texas, USA					
Unidad de deshidratación con tamiz molecular					
Turbo-Expander					
Torres Desmetanizadora / Desetanizadora					
Separador de alta presión (Cyclone, Wet, Urethane lined, Large, 50" de Diámetro, Acero carbono)			32600	-32600	
Cinco intercambiadores de calor (Tubo/Carcaza, Area de 671 Ft ² , Aluminio)			63900	-319500	
Cinco tanques y bombas de almacenamiento (Horizontal, Capacidad de 340000 galones, Acero carbono)			66800	-334000	
<i>Ingeniería, Compra y Puesta en marcha de los equipos</i>		5100000		-686100	5962715,285
TXL Gas Plant, Texas, USA					
Facilidades para el tratamiento de gas ácido					
Sistema de compresión					
scrubber					
Cinco intercambiadores de calor					
Otros					
<i>Ingeniería, Compra y Puesta en marcha de los equipos</i>	2800000				4374119,784

Fuente: Base de datos PETROINGENIERIA LTDA.

Anexo E. Cotizaciones de Equipos de la Planta al año 2003

E.1 Cotización Bala de Almacenamiento:

Tank Cost

Matches provides conceptual process, cost and optimization engineering services to the chemical and metallurgical industry. This educational content should assist you in the evaluation of process alternatives. We hope you will comment (below).

Tank Cost Estimate - An interactive **JavaScript** equipment capital cost estimating aid (order-of-magnitude) . These costs are helpful during a project's early development and budgeting. The actual cost of a piece of equipment depend upon many factors. You should exercise caution in use of this educational content.

Tank Type: Horiz. Fuel Storage
 Volume should be between 1000 and 30000 gallo

Tank Volume : 340000 gallons

Material: Carbon Steel & API
 Pressure: Atmospheric

Select For Cost

Cost 2003 US \$: **66800** F.O.B. Gulf Coast U.S.A.

E.2 Cotización Intercambiador de Calor:

Exchanger Cost

Matches provides conceptual process, cost and optimization engineering services to the chemical and metallurgical industry. This educational content should assist you in the evaluation of process alternatives. We hope you will comment (below).

Heat Exchanger Cost Estimate - An interactive **JavaScript** equipment capital cost estimating aid (order-of-magnitude) . These costs are helpful during a project's early development and budgeting. The actual cost of a piece of equipment depend upon many factors. You should exercise caution in use of this educational content.

Exchanger Type: Shell/Tube, Fixed/UJ, Medium
 Area should be between 300 and 1500 ft²

Area : 671 ft²

Material: Aluminum
 Internal Pressure: 900 psi rating

Select For Cost

Cost 2003 US \$: **63900** F.O.B. Gulf Coast U.S.A.

E.3 Cotización Separador:

Separator Cost

Matche provides conceptual process, cost and optimization engineering services to the chemical and metallurgical industry. This educational content should assist you in the evaluation of process alternatives. We hope you will comment (below).

Separator Cost Estimate - An interactive **JavaScript** equipment capital cost estimating aid (order-of-magnitude) . These costs are helpful during a project's early development and budgeting. The actual cost of a piece of equipment depend upon many factors. You should exercise caution in use of this educational content.

Separator Type:

Diameter should be between 13 and 50 inches

Separator Diameter: inches

Material: Carbon Steel unless otherwise indicated

Pressure: Atmospheric

Cost 2003 US \$: **32600**

F.O.B. Gulf Coast U.S.A.

Fuente: www.matche.com

Anexo F. Presupuesto de Inversión para la Implementación del Sistema Criogénico en una Planta Convencional

	Dólares
	Periodo (Año)
<i>Inversión</i>	0
1 Depreciables	
Maquinaria y Equipo	5366443,76
2. Inversiones Diferidas	
Ingeniería del proyecto	596271,528
Aranceles	536644,376
IVA	944494,101
Flujo de Inversión	7443853,76

Anexo G. Costos de Operación

Costos (US)	Periodo (Años)							
	1	2	3	4	5	6	7	8
1 Costo Directo								
Subtotal Costo Directo	744385,376	780488,067	818341,738	858031,312	899645,831	943278,654	989027,669	1036995,51
2 Otros Gastos Indirectos								
Depreciación y amortización de la Fabrica	357762,917	357762,917	357762,917	357762,917	357762,917	357762,917	357762,917	357762,917
Total Costo Operación	1102148,29	1138250,98	1176104,66	1215794,23	1257408,75	1301041,57	1346790,59	1394758,43
Inflación 2005	4,85%							

Costos (US)	Periodo (Años)							
	9	10	11	12	13	14	15	
1 Costo Directo								
Subtotal Costo Directo	1087289,79	1140023,35	1195314,48	1253287,23	1314071,66	1377804,14	1444627,64	
2 Otros Gastos Indirectos								
Depreciación y amortización de la Fabrica	357762,917	357762,917	357762,917	357762,917	357762,917	357762,917	357762,917	
Total Costo Operación	1445052,71	1497786,26	1553077,4	1611050,15	1671834,58	1735567,06	1802390,56	

Anexo H. Flujo de Producción

Total ingresos (US)	Periodo (Año)							
	1	2	3	4	5	6	7	8
1. Ingresos por Ventas	4439260,36	4090865,98	3794367,69	3541487,75	3325349,27	3140227,84	2981348,66	2844720,79
2. Costo Total	1102148,29	1138250,98	1176104,66	1215794,23	1257408,75	1301041,57	1346790,59	1394758,43
3. Util. Bruta Ant. de Imp.	3337112,06	2952615	2618263,04	2325693,52	2067940,53	1839186,27	1634558,08	1449962,36
4. Impuesto (35%)	385751,903	398387,844	411636,629	425527,98	440093,062	455364,55	471376,705	488165,45
5. Utilidad Neta	2169122,84	1919199,75	1701870,97	1511700,79	1344161,34	1195471,08	1062462,75	942475,533
6. + Gastos No Desembolsables (Depreciación)	357762,917	357762,917	357762,917	357762,917	357762,917	357762,917	357762,917	357762,917
7. Flujo de Producción	2526885,76	2276962,67	2059633,89	1869463,7	1701924,26	1553234	1420225,67	1300238,45

Total ingresos (US)	Periodo (Año)						
	9	10	11	12	13	14	15
1. Ingresos por Ventas	2727001,44	2625384,78	2537510,57	2461389,12	2388022,85	2332207,98	2283490,21
2. Costo Total	1445052,71	1497786,26	1553077,4	1611050,15	1671834,58	1735567,06	1802390,56
3. Util. Bruta Ant. de Imp.	1281948,73	1127598,51	984433,168	850338,971	716188,274	596640,922	481099,658
4. Impuesto (35%)	505768,448	524225,193	543577,089	563867,552	585142,103	607448,47	630836,695
5. Utilidad Neta	833266,675	732939,033	639881,559	552720,331	465522,378	387816,599	312714,778
6. + Gastos No Desembolsables (Depreciación)	357762,917	357762,917	357762,917	357762,917	357762,917	357762,917	357762,917
7. Flujo de Producción	1191029,59	1090701,95	997644,476	910483,248	823285,295	745579,517	670477,695

Anexo I. Base de Cálculo del Presupuesto de Producción

	Periodo (Año)							
Producto	1	2	3	4	5	6	7	8
Etano								
Cantidad (Galones)	9322446,75	8590818,56	7968172,15	7437124,27	6983233,48	6594478,47	6260832,19	5973913,65
Precio (US/Galón)	0,47619048	0,47619048	0,47619048	0,47619048	0,47619048	0,47619048	0,47619048	0,47619048
Total (US)	4439260,36	4090865,98	3794367,69	3541487,75	3325349,27	3140227,84	2981348,66	2844720,79

	Periodo (Año)						
Producto	9	10	11	12	13	14	15
Etano							
Cantidad (Galones)	5726703,03	5513308,03	5328772,19	5168917,15	5014847,99	4897636,75	4795329,45
Precio (US/Galón)	0,47619048	0,47619048	0,47619048	0,47619048	0,47619048	0,47619048	0,47619048
Total (US)	2727001,44	2625384,78	2537510,57	2461389,12	2388022,85	2332207,98	2283490,21

Anexo J. Flujo de Caja Neto

	Dólares								
Periodo	0	1	2	3	4	5	6	7	8
1. Flujo de Inversión	-7443853,76								
2. Flujo de Producción		2526885,76	2276962,67	2059633,89	1869463,7	1701924,26	1553234	1420225,67	1300238,45
3. Flujo Neto de Caja	-7443853,76	2526885,76	2276962,67	2059633,89	1869463,7	1701924,26	1553234	1420225,67	1300238,45
PAY BACK	-7443853,76	-4916968	-2640005,34	-580371,446	1289092,26	2991016,52	4544250,51	5964476,18	
Tasa de Oportunidad	17%								
VPN	1'974019,86								
TIR	24,35%								

	Dólares						
Periodo	9	10	11	12	13	14	15
1. Flujo de Inversión							
2. Flujo de Producción	1191029,59	1090701,95	997644,476	910483,248	823285,295	745579,517	670477,695
3. Flujo Neto de Caja	1191029,59	1090701,95	997644,476	910483,248	823285,295	745579,517	670477,695
PAY BACK							