

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

ESTIMACIÓN TÉCNICO ECONÓMICA DE LA SEPARACIÓN DE LOS
COMPUESTOS DE GAS LICUADO DE PETRÓLEO A PARTIR DE GASES DE
QUEMA Y/O VENTEO

Presentado ante la ilustre

Universidad Central de Venezuela

Por el Br. García L., Franklin

Para optar al Título de Ingeniero Químico

Caracas, 2012

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

ESTIMACIÓN TÉCNICO ECONÓMICA DE LA SEPARACIÓN DE LOS
COMPUESTOS DE GAS LICUADO DE PETRÓLEO A PARTIR DE GASES DE
QUEMA Y/O VENTEO

TUTORES ACADÉMICOS: Prof. Edgar Chacón

Msc. Francisco Yáñez

Presentado ante la ilustre

Universidad Central de Venezuela

Por el Br. García L., Franklin

Caracas, 2012

Caracas, Abril del 2012

Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por el Bachiller Franklin García López, titulado:

**“Estimación técnico económica de la separación de los compuestos de Gas
Licuado de Petróleo a partir de gases de quema y/o venteo”**

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al Título de Ingeniero Químico, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por el autor, lo declaran APROBADO.



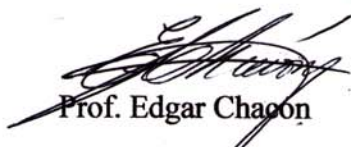
Prof. Leonardo Oropeza

Jurado



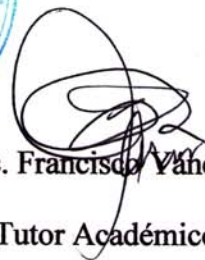
Prof. Johliny Casanova

Jurado



Prof. Edgar Chacon

Tutor Académico



Msc. Francisco Yáñez

Tutor Académico

DEDICATORIA

A Alejandra, por siempre apoyarme, comprenderme y aceptarme incondicionalmente, además de estar conmigo en las buenas y en las malas.

TE AMO!!!

AGRADECIMIENTOS

Antes que todo quiero agradecer a la ilustre Universidad Central de Venezuela.

Agradezco a mis tutores Francisco Yáñez y Edgar Chacón por su apoyo incondicional, además de buscar el tiempo necesario para hacer a un lado sus otras obligaciones y así poder prestarme la asistencia necesaria para poder culminar este Trabajo Especial de Grado.

A mi madre y a mi padre por su paciencia, su confianza y su apoyo al pasar los años.

A Reinaldo y Guadalupe por su apoyo en tiempos difíciles.

A mis amigos Daniel Martínez, Igor Aparicio, Daniel Dugarte, Manuel Antelo por ayudarme a formarme como persona adulta todos estos años.

Y finalmente a Alejandra por estar siempre a mi lado y por no abandonar la tarea de intentar hacerme una mejor persona.

GRACIAS!

García L, Franklin

**ESTIMACIÓN TÉCNICO ECONÓMICA DE LA SEPARACIÓN DE LOS
COMPUESTOS DE GAS LICUADO DE PETRÓLEO A PARTIR DE GASES
DE QUEMA Y/O VENTEO**

**Tutor Académico: Prof. Francisco Yáñez. Tesis. Caracas, U.C.V Facultad de
Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química. Año 2012, Págs. 102.**

Palabras Claves: Quema, Venteo, Contaminación, Fraccionamiento, Simulación,
Simulador HYSYS, Gas Licuado.

Resumen. La quema y venteo de gases es considerada una de las principales fuentes de contaminación a nivel mundial. Estos gases todavía poseen un alto valor energético que puede ser aprovechado una vez limpios de contaminantes, luego pueden ser fraccionados en subproductos de alto valor agregado, como lo son el metano, etano, propano, butanos y C₅⁺. El presente trabajo tiene como fin obtener mediante el uso del simulador HYSYS una tecnología idónea para dicho proceso, la cual se obtiene usando una matriz de selección de tecnología, y así poder aprovechar este recurso natural que está siendo desechado y contamina el medio ambiente, además se evalúa el uso de integración energética en el proceso para luego presentar el diagrama de flujo del mismo.

Adicionalmente se presenta un análisis de sensibilidad, donde se aumenta y disminuye en un 15% el flujo de la corriente de entrada, y así poder observar el comportamiento de dicho proceso. Y finalmente se presenta un estimado de la inversión inicial de la planta simulada.

ÍNDICE GENERAL

INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I	3
FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN	3
1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	3
1.2 OBJETIVOS	7
1.2.1 General	7
1.2.2 Específicos	7
1.3 ANTECEDENTES	8
CAPÍTULO II	10
MARCO TEÓRICO	10
2.1 GAS NATURAL	10
2.1.1 Clasificación	11
2.2 COMPOSICIÓN DEL GAS NATURAL	11
2.3 USOS DEL GAS NATURAL	12
2.4 PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL	15
2.4.1 Separador de gas-oleo	15
2.4.2 Remoción de crudo y condensados	16
2.4.3 Deshidratación	16
2.4.4 Remoción de contaminantes	17
2.4.5 Extracción de nitrógeno	18
2.4.6 Separación y fraccionamiento	19
2.5 QUEMA Y VENDEO DE GAS NATURAL	22
2.6 LEYES Y NORMATIVAS VENEZOLANAS PARA LA QUEMA Y VENDEO DE GAS NATURAL	22
2.7 PROGRAMA DE SIMULACIÓN HYSYS	23
2.8 MÉTODOS DE SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA	24
CAPÍTULO III	25
METODOLOGÍA EXPERIMENTAL	25
3.1 RECOPIACIÓN DE LA DATA	25
3.2 REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA DE LA DATA Y DE LA TECNOLOGÍA A USAR	25
3.3 DETERMINACIÓN DE LA TECNOLOGÍA A USAR	26
3.4 MANEJO Y AJUSTE DE LA DATA RECOPIADA	26
3.5 MODELADO Y SIMULACIÓN DEL PROCESO MEDIANTE EL USO DEL PROGRAMA HYSYS	27
3.6 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DE LA SIMULACIÓN REALIZADA	28
3.7 ESTIMACIÓN DE LA INVERSIÓN INICIAL	28
3.8 DISCUSIÓN DE RESULTADOS	29
3.9 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	29
CAPÍTULO IV	30
DISCUSIÓN DE RESULTADOS	30

4.1	DATA RECOPIADA	30
4.2	SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA	31
4.3	DATA AJUSTADA	35
4.4	EQUIPOS USADOS Y ESPECIFICACIONES DE LOS MISMOS	36
4.5	ENERGÍA NETA DE LA PLANTA	58
4.6	DIAGRAMAS DE FLUJO DEL PROCESO DFP	59
4.7	ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	65
4.8	INVERSIÓN INICIAL	77
4.9	RESULTADOS MÁS DESTACADOS DE LA INVESTIGACIÓN	78
	CONCLUSIONES	80
	RECOMENDACIONES	82
	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	83
	APÉNDICE	84

ÍNDICE DE FIGURAS

FIG. 1 ESTIMACIÓN DEL CONSUMO DE GAS NATURAL EN EUROPA DESDE EL 2007 HASTA EL 2035 (EIA, 2011).	3
FIG. 2 GAS QUEMADO ALREDEDOR DEL MUNDO (DJEBRI, 2008).	5
FIG. 3 SEPARADOR DE GAS-OLEO HORIZONTAL (GHOSH, 2009).	15
FIG. 4 DESHIDRATADOR CON ETILENGLICOL (BAHADORI, 2009).	17
FIG. 5 ENDULZAMIENTO CON AMINAS (DJEBRI, 2008).	18
FIG. 6 SEPARACIÓN DE GLP POR ABSORCIÓN (COYLE, 2007).	19
FIG. 7 SEPARACIÓN DE GLP POR EXPANSIÓN (COYLE, 2007).	20
FIG. 8 SEPARACIÓN DE GLP POR ABSORCIÓN MODIFICADA (COYLE, 2007).	21
FIG. 9 FRACCIONAMIENTO DE GLP (GPSA, 1998).	21
FIG. 10 COMPRESOR (COMP-01).	37
FIG. 11 CONDENSADOR (COND-01).	38
FIG. 12 CONDENSADOR (COND-02).	39
FIG. 13 COLUMNA (DEMET-01).	40
FIG. 14 TURBO EXPANSOR (TEX-01).	43
FIG. 15 BOMBA (B-01).	44
FIG. 16 COLUMNA (DEETA-01).	45
FIG. 17 TURBO EXPANSOR (TEX-02).	48
FIG. 18 CONDENSADOR (COND-03).	49
FIG. 19 VÁLVULA (V-01).	50
FIG. 20 COLUMNA (DEPRO-01).	51
FIG. 21 COLUMNA (DEBUT-01).	54
FIG. 22 VÁLVULA (V-02).	57
FIG. 23 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO PRELIMINAR I.	60
FIG. 24 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO PRELIMINAR II.	61
FIG. 25 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO FINAL I.	63
FIG. 26 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO FINAL II.	64
FIG. 27 RELACIÓN DE LA FRACCIÓN MOLAR DEL COMPUESTO MAYORITARIO EN LAS CORRIENTES DE SALIDA EN FUNCIÓN DEL FLUJO MOLAR DE LA ENTRADA PARA UN AUMENTO DEL 15% EN MASA DE ENTRADA.	66
FIG. 28 RELACIÓN UA DE LOS CONDENSADORES EN FUNCIÓN DEL FLUJO MOLAR DE LA ENTRADA PARA UN AUMENTO DEL 15% EN MASA DE ENTRADA.	67
FIG. 29 RELACIÓN DE DIÁMETRO DE LAS COLUMNAS EN FUNCIÓN DEL FLUJO MOLAR DE LA ENTRADA PARA UN AUMENTO DEL 15% EN MASA DE ENTRADA.	69
FIG. 30 RELACIÓN ALTURA DE LAS COLUMNAS EN FUNCIÓN DEL FLUJO MOLAR DE LA ENTRADA PARA UN AUMENTO DEL 15% EN MASA DE ENTRADA.	70
FIG. 31 RELACIÓN DE LA FRACCIÓN MOLAR DEL COMPUESTO MAYORITARIO EN LAS CORRIENTES DE SALIDA EN FUNCIÓN DEL FLUJO MOLAR DE LA ENTRADA PARA UNA DISMINUCIÓN DEL 15% EN MASA DE ENTRADA.	72
FIG. 32 RELACIÓN UA DE LOS CONDENSADORES EN FUNCIÓN DEL FLUJO MOLAR DE LA ENTRADA PARA UNA DISMINUCIÓN DEL 15% EN MASA DE ENTRADA.	73
FIG. 33 RELACIÓN DE DIÁMETRO DE LAS COLUMNAS EN FUNCIÓN DEL FLUJO MOLAR DE LA ENTRADA PARA UNA DISMINUCIÓN DEL 15% EN MASA DE ENTRADA.	75

FIG. 34 RELACIÓN ALTURA DE LAS COLUMNAS EN FUNCIÓN DEL FLUJO MOLAR DE LA
ENTRADA PARA UNA DISMINUCIÓN DEL 15% EN MASA DE ENTRADA. 76

ÍNDICE DE TABLAS

TABLA 1 COMPOSICIÓN TÍPICA DEL GAS NATURAL (GHOSH, 2009).	12
TABLA 2 DATA RECOPIADA (LA ROSA, 2010).	30
TABLA 3 SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA.	35
TABLA 4 DATA AJUSTADA.	36
TABLA 5 COMPOSICIÓN DE ENTRADA DE LA DEMET-01.	41
TABLA 6 COMPOSICIÓN DE SALIDA DE LA DEMET-01.	42
TABLA 7 COMPOSICIÓN DE ENTRADA DE LA DEETA-01.	46
TABLA 8 COMPOSICIÓN DE SALIDA DE LA DEETA-01.	47
TABLA 9 COMPOSICIÓN DE ENTRADA DE LA DEPRO-01.	52
TABLA 10 COMPOSICIÓN DE SALIDA DE LA DEPRO-01.	53
TABLA 11 COMPOSICIÓN DE ENTRADA DE LA DEBUT-01.	55
TABLA 12 COMPOSICIÓN DE SALIDA DE LA DEBUT-01.	56
TABLA 13 COSTO UNITARIO DE LOS EQUIPOS Y COSTO UNITARIOS DE LOS EQUIPOS INSTALADOS EN MUS\$.	77
TABLA 14 COSTO DE LA INVERSIÓN INICIAL SIN INSTALAR E INSTALADA PARA EL AÑO 2010 EN US\$.	78

INTRODUCCIÓN

El siguiente trabajo tiene como objetivo realizar un análisis técnico-económico de los equipos necesarios para la separación de etano, propano, butanos y C5+ de los gases de quema y/o venteo, desde la selección de la tecnología a usar por medio del uso de una matriz de selección, para luego simularla utilizando el programa HYSYS a fin de poder determinar la cantidad de equipos utilizados e implementar la integración de los mismo, que finalmente reporta un Diagrama de Flujo de Procesos (DFP) preliminar de la planta, el cual se usó para realizar el análisis de sensibilidad del 15% de variación en aumento y disminución del flujo de entrada para luego calcular la inversión inicial de la misma.

Para realizar lo anteriormente presentado, se hizo una recopilación de data del gas venteado en el Distrito Norte del estado Monagas reportado por Lorena La Rosa (2010) y luego fue necesario un estudio bibliográfico de la tecnología usada en este tipo de planta para crear la matriz de selección, que tuvo como parámetro de creación la necesidad de proporcionar la mayor cantidad de productos de alto valor agregado con la mayor composición en su componente más importante, lo que finalmente proporcionó como tecnología idónea la extracción usando turbo-expansores, con un puntaje relativo de 65 puntos con respecto a las tecnologías de absorción y absorción modificada.

Esta tecnología se simuló en el programa HYSYS, lo que permitió realizar la integración energética de equipos, evitando el uso de maquinaria e insumos adicionales, disminuyó la energía necesitada en un 26% del total inicial, lo que proporcionó la información necesaria para la construcción del Diagrama de Flujo del Proceso.

Una vez tenido el proceso en su totalidad, se aumentó el flujo de la corriente de entrada en un 15% y se estudiaron las composiciones de los productos y dimensiones

de los equipos concluyendo que el aumento no cambia dichas composiciones pero si las dimensiones de equipos mayores y por ende el proceso no soporta este aumento, comportamiento que no ocurre con una disminución del flujo en un 15% ya que la composición no cambia pero si se soporta la disminución ya que los equipos instalados pueden trabajar con menos cantidad de masa.

Finamente con la cantidad de equipos obtenidos se procedió a realizar la estimación de la inversión inicial de la planta simulada, que fue de 6,8 MMUS\$, este valor fue calculado obteniendo los precios de los equipos en la bibliografía, aplicándoles el multiplicador de instalación a cada uno de estos, para así sumarlos y llevar dichos precio al costo en la actualidad.

CAPÍTULO I

FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN

1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El gas natural es considerado como una de las fuentes de energía primarias del mundo, está constituido principalmente por metano (CH_4) entre 87-96%, es incoloro e inodoro (Djebri, 2008).

Además del metano, este posee una serie de compuestos en diferentes composiciones al ser extraído, tales como etano (1,8-5,1%), propano (0,1-1,5%), butano (0,001-0,3%), pentanos (desde trazas hasta 0,14%), así como también contaminantes del gas como dióxido de carbono (0,1-1,0%) y trazas de sulfuro de hidrógeno. La gravedad específica del gas natural puede estar entre 0,57 a 0,62 (Ghosh, 2009).

Este gas tiene muchos usos y puede ser empleado en la mayoría de los sectores energéticos: residencial, eléctrico e industrial.

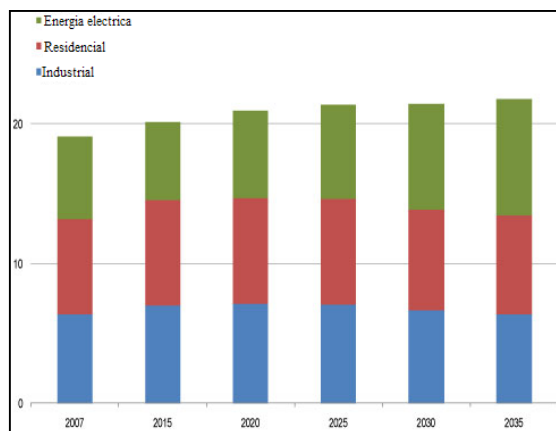
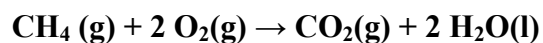


Fig. 1 Estimación del consumo de gas natural en Europa desde el 2007 hasta el 2035 (EIA, 2011).

Se predice un aumento en la cantidad de gas natural que será consumido a nivel mundial (Fig. 1) observándose un incremento en la cantidad (trillones de pies cúbicos) de gas que se esperan utilizar en Europa en los sectores mencionados anteriormente hasta el año 2035 (EIA, 2011). En todo el mundo el consumo de gas natural para el 2005 fue de 104 trillones de pies cúbicos y se espera que para el 2030 aumente a 182 trillones de pies cúbicos, lo que representa un incremento anual de 2,5 % a nivel mundial (Ghosh, 2009).

Una vez extraído el gas natural es sometido a una serie de procesos antes de su utilización y mercadeo. Debido a la gran demanda a nivel mundial su comercialización es de vital importancia para lograr la distribución el gas natural, es transportado por medio de tuberías lo que limita su comercialización solo entre países vecinos, actualmente se ha conseguido transformarlo a estado líquido y es lo que se conoce como LNG (por sus siglas en ingles Liquefied Natural Gas ó Gas Natural Licuado) lo que ha facilitado el transporte y comercialización entre países lejanos (Ghosh, 2009).

Debido al incremento mencionado anteriormente se debe buscar una solución en el abastecimiento de este recurso natural. Parte del gas natural que es obtenido durante la extracción y procesamiento del petróleo es venteado y/o quemado, teniendo como venteado la liberación a la atmósfera de manera directa y la quema como el proceso de combustión del metano que se encuentra en el gas para ser convertido en dióxido de carbono a través de la siguiente ecuación química:



$$(\Delta H = -891 \text{ kJ/mol (a condiciones estándar)})$$

Este gas al ser eliminado de los procesos previamente descritos todavía posee un gran poder energético y comercial que se está desperdiciando al no ser tratado y utilizado.

Una de las causas por la cual este gas es desechado es que contiene contaminantes que deben ser retirados antes de que el gas pueda ser separado para su utilización, esto encarece el procesamiento del gas debido a la necesidad de invertir en nuevos equipos que serán los necesarios para la limpieza del mismo, además una vez que este esté libre de contaminantes todavía debe ser introducido a otros procesos los cuales separaran o fraccionaran el gas en productos de mayor valor, por esta razón estos gases son mayormente venteados y/o quemados y no son procesados (Djebri, 2008).

Para el año 2003 el volumen a nivel mundial de gas natural que fue quemado y/o venteadado fueron casi 100 billones de metros cúbicos, exactamente 108 Bmc lo que representa el consumo de gas de Francia y Alemania combinado, esta cantidad de gas quemado se ha mantenido constante los últimos 20 años. Los gases quemados en África representan el 35% de la cantidad global (38 Bmc), como se representa en la Fig. 2. (Graguirena, 2011).

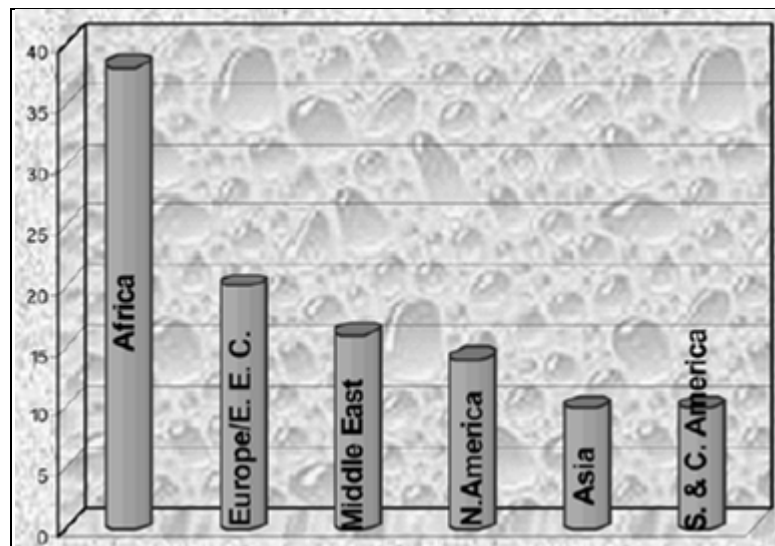


Fig. 2 Gas quemado alrededor del mundo (Djebri, 2008).

Al quemar y/o ventear estos gases al ambiente se está contribuyendo al aumento en la contaminación ambiental gracias a que al momento de liberar este gas a la atmósfera sin ser tratado se están liberando también los contaminantes que vienen asociados en el mismo, estos son el dióxido de carbono (CO_2), el helio (He), el sulfuro de

hidrógeno (H_2S), el agua (H_2O) y el nitrógeno (N_2), así como también al aumento en el efecto invernadero, el cual es un fenómeno en el que la atmósfera terrestre retiene energía que es emitida en el suelo por haber sido calentado por la radiación solar. Este fenómeno podría causar cambios desastrosos en el ambiente, como tormentas severas, aumento en zonas desérticas y derretimiento en los cascos polares lo que sumergiría zonas costeras (Djebri, 2008).

De acuerdo con la Oficina de Información en Cambio Climático (BICC) del programa ambiental de las Naciones Unidas (UNEP), se estimó que la cantidad emitida de dióxido de carbono debido a la quema de gases alcanzó 202 millones de toneladas para 1989. Se está siendo testigo de un incremento apreciable en cierto tipo de enfermedades como asma, problemas cardiovasculares y varias formas de cáncer (Djebri, 2008). Debido a estas razones es de gran importancia la búsqueda de la reutilización del gas natural asociado.

Para poder utilizar los hidrocarburos contenidos en el gas natural, este debe ser sometido a un conjunto de operaciones unitarias, las cuales van desde la remoción de los contaminantes, como el dióxido de carbono, nitrógeno, sulfuro de hidrógeno y agua entre otros, hasta la separación o fraccionamiento del mismo en subproductos de mayor valor agregado, estos productos son el etano (C_2H_6), propano (C_3H_8), butanos (C_4H_{10}) y C_5^+ . Este conjunto de operaciones unitarias es lo que se conoce como refinación del gas natural (Djebri, 2008).

Teniendo en cuenta que la simulación es una actividad que analiza y predice el comportamiento de procesos que usualmente son descritos en términos matemáticos y ecuaciones, en la industria química la simulación cumple un rol importante desde las etapas tempranas del proceso, pasando por el diseño de la planta, comisionado y operación (Oh y Moon, 1998).

Lo que se propone en este Trabajo Especial de Grado es la búsqueda de un proceso, que sea técnica y económicamente factible, que pueda separar el gas natural asociado

destinado a ser quemado y/o venteado en las instalaciones petroleras del Norte del estado Monagas en Venezuela, en subproductos de alto valor agregado.

1.2 OBJETIVOS

A continuación se presentará tanto el objetivo general como los objetivos específicos que se plantearon para la realización de este Trabajo Especial de Grado.

1.2.1 General

Realizar un análisis técnico-económico del proceso necesario para la separación de etano, propano, butanos y C5+ de los gases de quema y/o venteo.

1.2.2 Específicos

- Realizar una matriz de selección de las diferentes tecnologías empleadas para la separación del gas natural y escoger la más óptima para su simulación.
- Establecer con el uso del simulador HYSYS: la cantidad de equipos y la energía necesaria de la separación de los Gases Licuados de Petróleo (GLP) de la corriente de gases de quema y/o venteo.
- Establecer los parámetros de integración energética de la planta.
- Realizar un diagrama de flujo del proceso base a partir de este estudio.
- Realizar un análisis de sensibilidad para determinar si los equipos funcionan al haber variación de la corriente de entrada.
- Realizar la estimación de la inversión inicial de la separación Gas Licuado de Petróleo a partir de la corriente de gas de quema y/o venteo escogida.

1.3 ANTECEDENTES

Durante el desarrollo y simulación de procesos de aprovechamiento de gas para diversas actividades industriales se han estudiado diversas aplicaciones puntuales para ser explotadas en campo a fin de optimizar el rendimiento y solventar problemas críticos.

Estudios realizados por Oh, **Min y Moon II en 1997** mostraron los beneficios de las herramientas de simulación dinámicas en el modelado de procesos químicos complejos existentes, al cambiar las condiciones de los mismos y así observar la exactitud de los paquetes de simulación, la investigación se llevó a cabo en la simulación de un tanque de mezclado, un reactor tubular y un absorbedor de gas. En este trabajo se obtuvo como resultado una simulación rigurosa y precisa de los equipos antes mencionados, siendo un aporte importante para esta investigación.

Posteriormente **Mourad, Djebri et al en el año 2008** analizaron la recuperación de gas de quema a través de la estabilización de crudo, mediante una separación de múltiples etapas con alimentaciones intermedias, en este trabajo se evaluó una nueva unidad de separación, en la cual los gases producidos eran quemados sin importar las leyes ambientales, el acercamiento de este proyecto fue una simulación del proceso con el modelo termodinámico más apropiado usando como paquete de simulación el programa HYSYS para así determinar mejoras y disminuir la cantidad de gases quemados. De este trabajo de investigación se concluyó que alimentaciones intermedias en separaciones en múltiples etapas afecta la forma de la curva de energía como función de la presión así como, que el uso de alimentaciones intermedias representa una disminución de la inversión inicial debido al uso de menos equipos.

En el estudio realizado por **Karen Rodríguez en el año 2010** se aprovechó el gas de quema y venteo en la generación de electricidad para satisfacer necesidades energéticas en comunidades aledañas a las instalaciones del Distrito Norte de Estado Monagas. Para esto se recopiló, revisó y clasificó material de referencia para la

realización de una matriz de selección en los cuales se usaron los criterios de viabilidad, conocimiento, manejo, costos y consideraciones ambientales con la finalidad de seleccionar la tecnología que mejor se adaptase a la resolución del problema eléctrico que se reportó en las comunidades aledañas a las instalaciones antes mencionadas.

Siguiendo la misma tendencia, los estudios realizados por **Lorena La Rosa en el año 2010** para el aprovechamiento del gas asociado, destinado a la quema y/o venteo en las instalaciones petroleras del Norte de Monagas, mediante la identificación de alternativas tecnológicas que permitieran la valorización como gas combustible, que pudieran mejorar la calidad de vida de las comunidades aledañas a dichas instalaciones. A partir de estos análisis se pudo reportar la cantidad de gas venteado así como la composición del mismo.

Finalmente **Kharlys Gragirena en el año 2011** realizó estudios para la simulación de ciclos de potencia en el que se utilizó el gas de venteo como combustible, teniendo como paquete de simulación PRO II, también realizó análisis de sensibilidad del proceso, se concluyó que el paquete usado es una herramienta rigurosa y precisa en la simulación del proceso. También evaluó y comparó la eficiencia del Ciclo de Rankine Ideal y con Recalentamiento con respecto al Ciclo de Rankine Combinado, concluyendo que hubo una diferencia considerable en la eficiencia entre estos ciclos así como también que la disminución de la eficiencia del Ciclo de Rankine Combinado es mayor.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

A continuación se presentan los conceptos extraídos de la revisión bibliográfica necesarios para la realización del presente Trabajo Especial de Grado.

2.1 GAS NATURAL

El gas natural es considerado una de las fuentes primarias de energía en el mundo, contiene en su mayoría metano (CH_4) es incoloro e inodoro. Este tiene muchos usos entre los cuales se destacan los sectores: residencial, comercial e industrial (Djebri, 2008).

El gas natural se forma y se acumula en el interior de la corteza terrestre y tiene varias teorías acerca de cómo sucedió este fenómeno desde la formación de la tierra hasta nuestros días (Ghosh, 2009). Estas teorías pueden ser clasificadas en las siguientes categorías:

Metano termogénico: el proceso termogénico es el más aceptado a nivel mundial y tiene como principio que la formación del combustible fósil bajo la corteza terrestre se debió a la acción de altas presiones en un transcurso de tiempo elevado, debido a esto el gas natural es usualmente encontrado en depósitos de petróleo (Ghosh, 2009).

Metano biogénico: el proceso biogénico tiene como principio la formación de metano debido a la transformación de materia orgánica, este proceso se lleva a cabo en microorganismos que se encuentran debajo de la corteza terrestre (Ghosh, 2009).

Metano abiogénico: el proceso abiogénico tiene como principio la formación de metano debajo de la corteza terrestre por medio de la unión de gases ricos en hidrógeno y moléculas de carbono a condiciones específicas (Ghosh, 2009).

2.1.1 Clasificación

- Según su origen (Ghosh, 2009):

Gas natural asociado: es el que es extraído junto con el petróleo y contiene grandes cantidades de hidrocarburos.

Gas natural no asociado: es el que se encuentra en depósitos en los cuales la presencia de petróleo es nula.

- Según su composición (Ghosh, 2009):

Gas natural amargo: es el gas que contiene apreciables cantidades de sulfuro de hidrógeno, por sobre los 4ppm.

Gas natural dulce: es aquel que no contiene derivados del azufre.

Gas natural húmedo: es el gas que contiene cantidades importantes de hidrocarburos más pesados que el metano.

Gas natural seco: es aquel que contiene en su mayoría metano en su composición y una poca cantidad de hidrocarburos pesados.

2.2 COMPOSICIÓN DEL GAS NATURAL

El gas natural es mayormente considerado como metano (CH_4), sin embargo un número de hidrocarburos más pesados que este como el etano, propano, butano y C_5^+ junto con gases inertes como el nitrógeno y dióxido de carbono además de contaminantes como el sulfuro de hidrógeno pueden estar presentes en la corriente de gas que va a ser procesada (Ghosh, 2009).

La composición típica del gas natural es:

Tabla 1 Composición típica del gas natural (Ghosh, 2009).

COMPONENTE	FÓRMULA QUÍMICA	VOLUMEN (% MOLAR)
Metano	CH ₄	>85
Etano	C ₂ H ₆	3-8
Propano	C ₃ H ₈	1-2
Butano	C ₄ H ₁₀	<1
Pentano	C ₅ H ₁₂	<1
Dióxido de carbono	CO ₂	1-2
Sulfuro de hidrógeno	H ₂ S	<1
Nitrógeno	N ₂	1-5

2.3 USOS DEL GAS NATURAL

El gas natural tiene diversos usos en lo social, industrial, comercial y residencial, así como también para el transporte de pasajeros y la generación eléctrica. Ofrece amplias ventajas en el ahorro energético y en procesos industriales que requieren de ambientes limpios, procesos controlados y combustibles altamente eficientes (Ghosh, 2009).

A continuación se muestra la utilidad del gas natural en cada uno de los sectores:

- Sector Social

El desarrollo de la industria del gas metano en nuestro país, ha generado y genera dos beneficios fundamentales para el conglomerado social; los cuales pueden resumirse de la siguiente forma:

Al ser el gas natural un producto energético con precios internos muy competitivos, su utilización genera ahorros de recursos importantes en los consumidores que pueden destinarse a otras formas de consumo o inversión, lo cual constituye una verdadera e implícita redistribución del ingreso tanto de personas naturales como jurídicas.

La materialización de los proyectos de explotación de gas metano, como política de desarrollo, la necesaria y obligatoria inclusión de programas de desarrollo social en las comunidades ubicadas en las zonas de influencia directa de tales actividades industriales, de tal forma que, aunado a las inversiones de capital necesarias para la obtención, acondicionamiento y entrega del recurso energético, se destinan cantidades importantes de fondos en programas de apoyo y sostenimiento de comunidades; como por ejemplo, generación de empleos directos, estímulo a pequeños empresarios, soporte a comunidades educativas, inversiones en saneamiento ambiental, dotación de infraestructuras comunales, etc.

- Sector Industrial

El gas natural puede reemplazar ventajosamente a otros combustibles y puede ser utilizado como materia prima. Es altamente eficiente en la fabricación de la cerámica, el cemento y el vidrio. En la industria siderúrgica, el gas natural es usado como reductor en lugar del coque, y en la petroquímica en la producción de fertilizantes, metanol, entre otros. Este combustible puede sustituir al carbón, gasolina, electricidad, diesel, gas licuado, kerosene y leña. Cuenta con diversas aplicaciones/procesos: industria del cemento, generación de vapor, secado, industria de alimentos, tratamientos térmicos, sistema de calefacción, generación eléctrica, cocción de productos cerámicos, temple y recocido de metales, cogeneración, fundición de metales, producción de petroquímicos, hornos de fusión.

- Sector Comercial

En el sector comercial el gas natural se utiliza como combustible en restaurantes, panaderías, lavanderías, hospitales, entre otros. Este combustible puede sustituir al carbón, gasolina, electricidad, gas licuado, kerosene. Cuenta con diversas aplicaciones/procesos: aire acondicionado, calefacción central, cocción/preparación de alimentos, agua caliente.

- Sector Doméstico

El gas natural también se utiliza en los hogares para la cocina, el servicio de agua caliente y la calefacción. Este combustible puede sustituir al kerosene, leña, electricidad, gas licuado. Cuenta con diversas aplicaciones/procesos: cocina, calefacción, calentadores de agua, aire acondicionado, secadora.

- Sector Eléctrico

El gas natural se ha convertido en el combustible más económico para la generación de electricidad y ofrece las mejores oportunidades en términos de aumento de rendimiento y reducción del impacto ambiental. Este combustible puede sustituir al carbón y a la gasolina. Cuenta con diversas aplicaciones/procesos: cogeneración eléctrica, centrales térmicas.

- Sector Automotriz

Generalmente se utiliza el gas natural comprimido (GNC), también conocido con el nombre de gas natural vehicular (GNV) como combustible en vehículos con motores de combustión interna en reemplazo de las gasolinas; tiene bajo costo y menor incidencia en la contaminación ambiental. Este combustible puede sustituir a la gasolina y al diesel. Cuenta con diversas aplicaciones/procesos: taxis, autobuses, vehículos.

2.4 PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL

El gas natural que es alimentado en las líneas de tuberías hasta los consumidores debe cumplir ciertas especificaciones antes de ser comercializado. Si el gas natural no cumple con estas especificaciones mínimas varios problemas operacionales pueden ocurrir como deterioro y rupturas de las tuberías de transporte del gas (Ghosh, 2009).

Las operaciones necesarias para que el gas natural pueda ser procesado y comercializado se presentan y explican a continuación, se debe destacar que algunas de estas operaciones son opcionales dependiendo de la composición del gas que proviene del pozo (Ghosh, 2009).

2.4.1 Separador de gas-oleo

Al salir del pozo la mezcla contiene gas natural y crudo la cual se somete a una reducción de presión para lograr separar el gas del líquido, se usa un tanque cerrado convencional para este procedimiento. El gas logra separarse del líquido por la diferencia de gravedad específica de los compuestos, en algunos casos esta separación debe realizarse en múltiples etapas. Estos separadores son comúnmente conchas cilíndricas montadas horizontalmente con una entrada y salidas por el tope para remover el gas y por el fondo para remover el crudo.

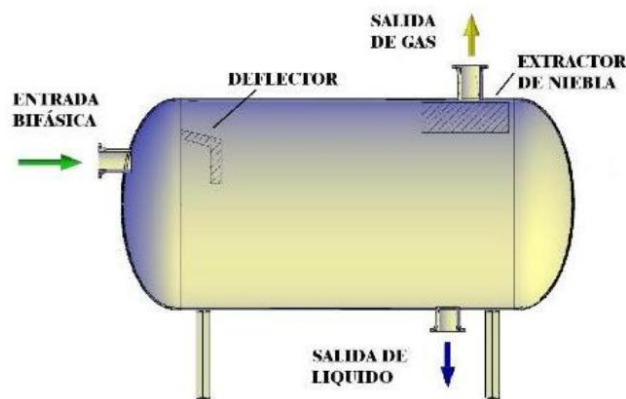


Fig. 3 Separador de gas-oleo horizontal (Ghosh, 2009).

2.4.2 Remoción de crudo y condensados

Los condensados son removidos de la corriente que proviene del pozo a través del uso de separadores mecánicos. La corriente puede ser alimentada directamente a los separadores si el tanque de separación gas-oleo no se necesita. Un separador de baja temperatura es el más usado frecuentemente en pozos que producen gases de alta presión con crudo liviano, estos equipos usan diferencia de presiones para enfriar el gas húmedo y así separar el crudo y los condensados. El gas entra a altas presiones (600 psig o más) al separador de condensados donde se somete a una expansión brusca que baja la temperatura del mismo logrando condensar la mayoría de los compuestos para poder separarlos (Ghosh, 2009).

2.4.3 Deshidratación

La primordial razón de este proceso es remover el agua contenida en la corriente de gas la cual puede formar hidratos, que son partículas sólidas que causan problemas en las tuberías de transporte de los gases ya que ocasionan bloqueos y daños en los expansores. El método más frecuente para remover agua es el uso de etilenglicol como líquido desecante, el cual sirve para absorber el vapor de agua de la corriente de gas (Ghosh, 2009).

Esencialmente el gas húmedo se pone en contacto con etilenglicol en lo que se conoce como un contactor logrando extraer el agua del gas ya que esta quedará absorbida en el etilenglicol, luego esta mezcla es llevada a calderas que retiran el exceso de agua. Se puede usar un separador flash, que reduce la presión permitiendo que el metano e hidrocarburos livianos vaporicen, antes de las calderas para lograr separar las pequeñas cantidades de gas que el etilenglicol arrastra en el proceso de absorción y así aumentar la eficiencia del proceso (Ghosh, 2009).

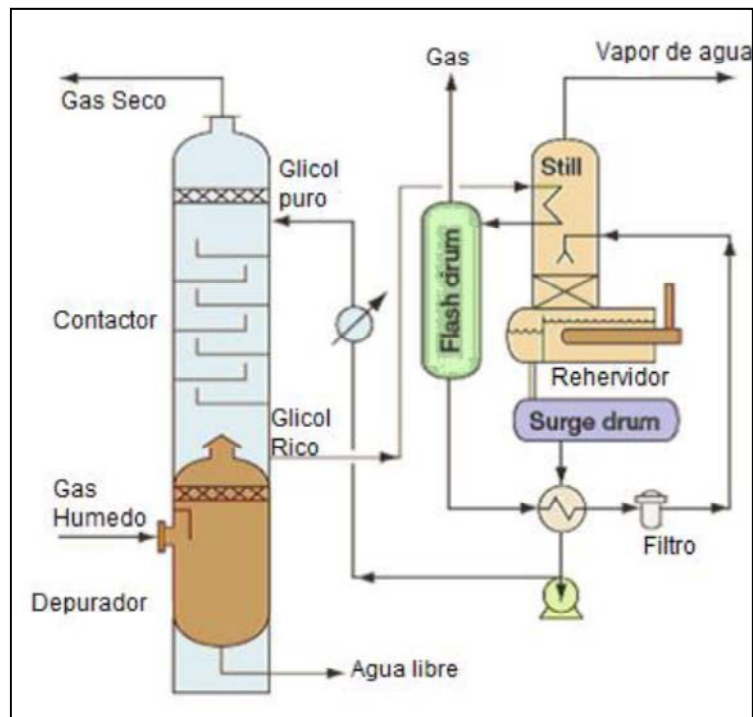


Fig. 4 Deshidratador con etilenglicol (Bahadori, 2009).

También pueden ser usados sólidos desecantes, los cuales consisten en una torre de adsorción donde el gas entra por el fondo de la torre y sale por el tope deshidratado, la torre contiene alúmina activada o un material granular de gel de sílice como adsorbente. Normalmente se usan dos torres adsorbedoras las cuales se intercambian cuando la que está en operación deja de aportar gas cerca de las restricciones de agua mínimas debido a que el equipo necesita ser regenerado (Ghosh, 2009).

2.4.4 Remoción de contaminantes

El sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono, helio y oxígeno presentes en la corriente de gas natural deben ser removidos antes que el mismo sea comercializado o usado como insumo en plantas. En presencia de agua, el dióxido de carbono forma ácido carbonilo que es corrosivo y también reduce el valor calórico en BTU del gas, el sulfuro de hidrógeno es altamente tóxico y corrosivo para los equipos usados (Ghosh, 2009).

El endulzamiento del gas natural usando aminas es el proceso más comúnmente usado para la remoción de sulfuro de hidrógeno hasta un mínimo de 4ppm y de dióxido de carbono, básicamente se usan soluciones de aminas (monoetanolamina o dietanolamina) que entran por el tope de la torre y retienen los contaminantes, ya que la afinidad de estos es bastante alta, y así obtener un gas dulce que cumple con las restricciones de ambiente y mercadeo. La solución de amina es regenerada para permitir su posterior utilización. El endulzamiento con aminas permite retirar el oxígeno y helio del gas si estos estuvieran presentes (Dejebri, 2009).

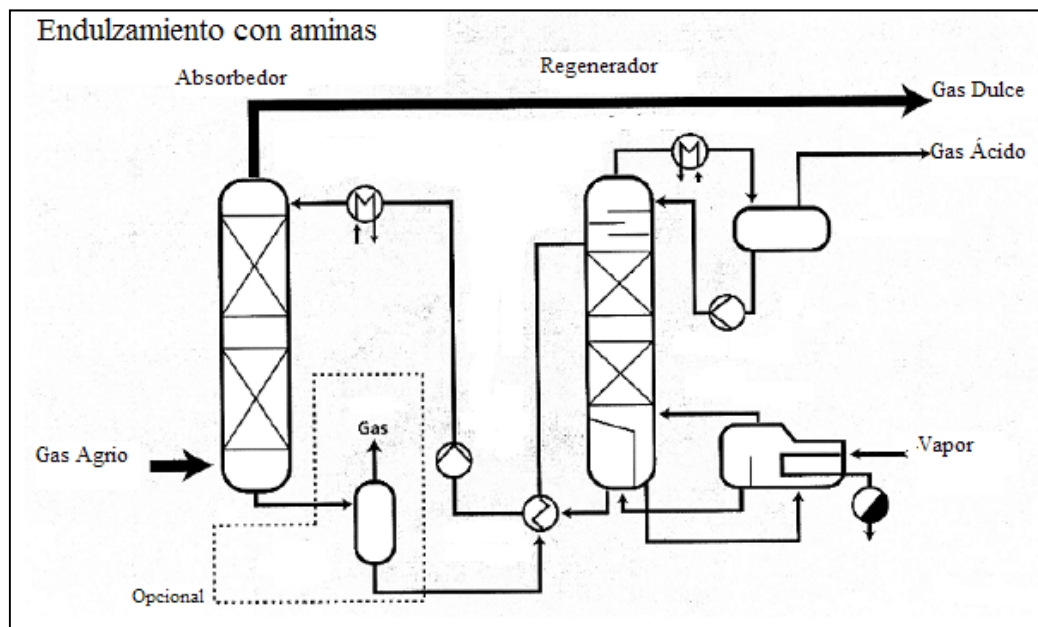


Fig. 5 Endulzamiento con aminas (Djebri, 2008).

2.4.5 Extracción de nitrógeno

Para retirar este inerte del gas la corriente entra en una unidad de eliminación de nitrógeno (NRU), el cual separa y ventea el nitrógeno criogénicamente. Otro tipo de planta separa el metano y los hidrocarburos pesados del nitrógeno usando un solvente absorbedor, y luego estos son separados usando un tanque flash (Ghosh, 2009).

2.4.6 Separación y fraccionamiento

Una vez que el gas natural se encuentra libre de componentes que puedan entorpecer o evitar su libre procesamiento aguas abajo, se procede a separar los hidrocarburos líquidos del gas para luego fraccionarlos en torres de destilación y obtener productos de mayor valor agregado. Hay tres métodos principales para lograr este fin:

- Método de absorción: el cual tiene como principio poner en contacto el gas con un líquido afín a los hidrocarburos pesados para que este logre absorberlos y así obtener un gas de altas concentraciones de metano. Como líquido de arrastre se usan hidrocarburos pesados, como etano, propano y butano. Para evitar la compra de estos insumos, las plantas actuales reciclan estos hidrocarburos de aguas abajo y logran aumentar la pureza del gas. La desventaja principal es que esos líquidos recirculados también arrastran parte del gas lo que hace imposible una pureza de los propano para comercializar mayor a 80% en moles, también como desventaja se tiene que la cantidad de gas metano obtenida será menos debido a que parte queda en los líquidos de absorción.

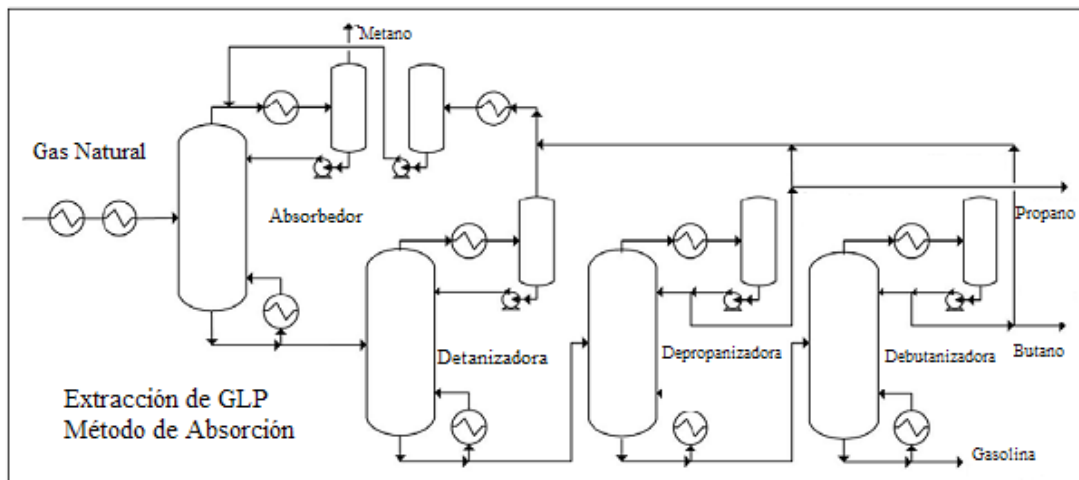


Fig. 6 Separación de GLP por absorción (Coyle, 2007).

- Extracción usando turbo-expansores: se ha determinado que al bajar la temperatura de la corriente de gas natural la separación y fraccionamiento de este es mucho más eficiente, el principio de este método es crear una columna desmetanizadora que separe el gas metano de los hidrocarburos líquidos más pesados. A la salida del tope de la columna se coloca un turbo-expansor que produce una caída de presión y temperatura brusca en el gas y este se usa como refrigerante para bajar la temperatura del gas de entrada lo que aumenta la recuperación de los productos en porcentajes mayores a 90%.

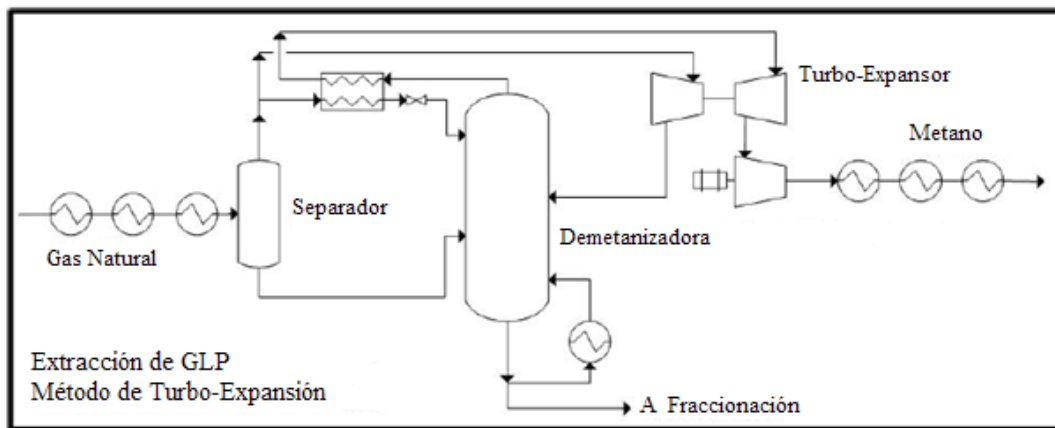


Fig. 7 Separación de GLP por expansión (Coyle, 2007).

- Método de absorción modificado: para aumentar la pureza de los productos obtenidos se determinó que si se baja la temperatura de la columna de absorción las mejoras son considerables, para esto se puede aumentar el reflujo del método convencional a costa de disminuir la cantidad de flujo de productos a comercializar o retirándole el rehervidor de dicha columna. El inconveniente es la instalación de una columna desmetanizadora adicional después de la columna de absorción, además de la compra de refrigerantes comerciales para bajar la temperatura de la misma.

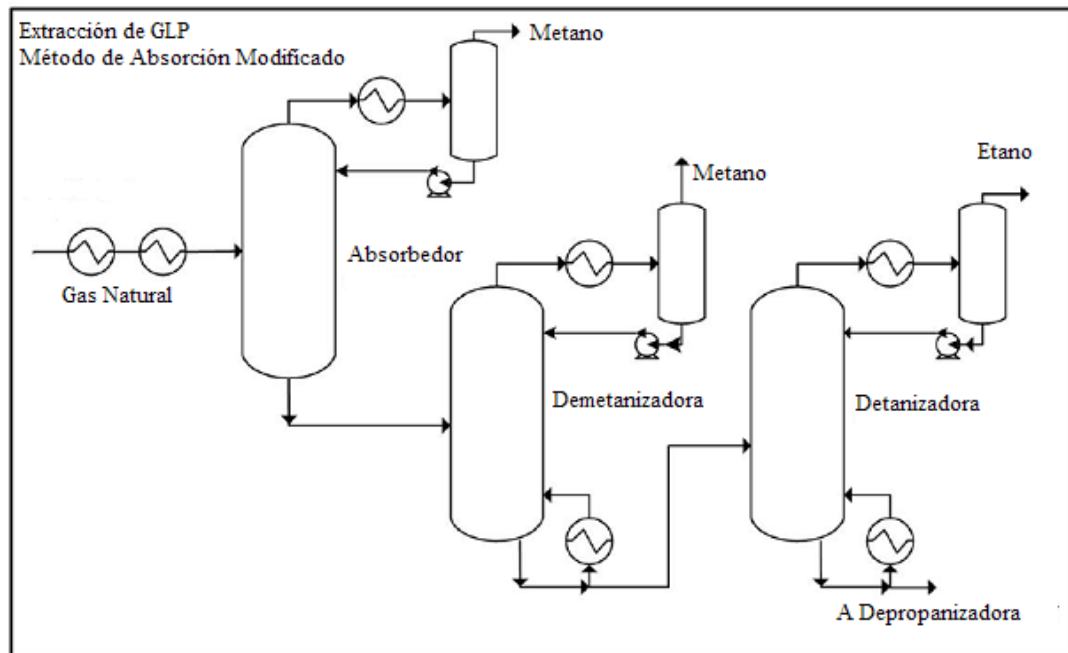


Fig. 8 Separación de GLP por absorción modificada (Coyle, 2007).

- **Fraccionamiento:** después de que el metano es retirado el resto de los líquidos, pasa por un tren de fraccionamiento compuesto de columnas de destilación que logran separar la mezcla de hidrocarburos en productos de alto valor agregado, como el etano, propano y butanos. Se utiliza una columna por cada subproducto a obtener.

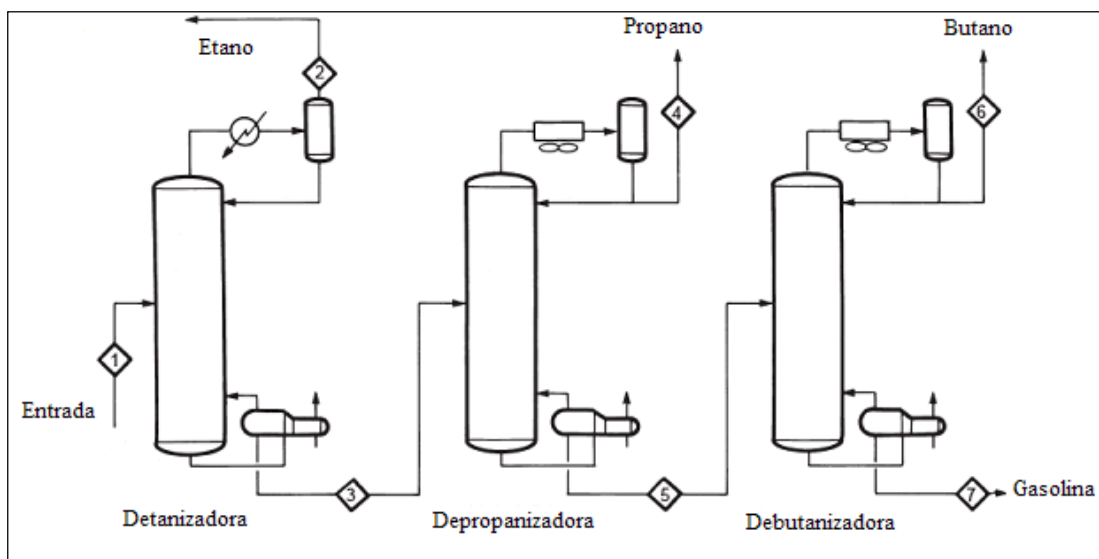


Fig. 9 Fraccionamiento de GLP (GPSA, 1998).

2.5 QUEMA Y VENDEO DE GAS NATURAL

Los gases remanentes que no pueden ser utilizados o reinyectados a pozo debido a su baja presión y poca cantidad para ser procesados se disponen a ser eliminados, hay dos formas de realizar dicha operación y se conocen como quema y venteo de gases.

- **Quema del gas natural**

Se refiere a la combustión controlada del gas natural en las operaciones de producción de petróleo y gas, mediante un sistema de quema que consiste de un mechurrio y equipos de mezcla aire-combustible para incrementar la eficiencia de la combustión (Ghosh, 2009).

- **Venteo de gas natural**

Se refiere al envío controlado de gases a la atmósfera en las operaciones de producción de petróleo y gas. El venteo es normalmente un proceso no visible, sin embargo puede causar algún ruido dependiendo de la presión y del fluido de gases a ser expulsados (Ghosh, 2009).

Aunque los gases quemados y venteados son a menudo tratados por igual, existen diferencias significativas entre los dos cuando se valoran los impactos ambientales. Generalmente, la quema contiene mucho menos metano emitido pero más CO₂, NO_x y en menos grado N₂O y CO.

2.6 LEYES Y NORMATIVAS VENEZOLANAS PARA LA QUEMA Y VENDEO DE GAS NATURAL

Entre las leyes y normativas que aplican en Venezuela para regular la práctica de la quema y venteo de gas natural, y la utilización del mismo, se pueden mencionar las siguientes:

- Constitución de la República Bolivariana de Venezuela, Capítulo IX de los Derechos Ambientales. Artículos N° 127,128 y 129.
- Ley Orgánica de los Hidrocarburos Gaseosos y su Reglamento. Artículo N° 15.
- Ley Orgánica del Ambiente. Artículo N° 60.
- Decreto 638 de la Ley Penal del Ambiente. Artículo N° 1.
- Parámetros de las Normas Técnicas Aplicables para el Aseguramiento de la Calidad del Gas en Sistemas de Transporte y Distribución. Artículos N° 1, 2 y 4.

2.7 PROGRAMA DE SIMULACIÓN HYSYS

Los programas de simulación son una herramienta útil en el campo de la ingeniería química, desde los primeros pasos para la creación de un proceso hasta la puesta en marcha del mismo pasando por su diseño. Así como también es de gran utilidad en todo el proceso de mejora de un sistema ya implementado, esto es gracias a la versatilidad, precisión y rapidez con la cual un simulador nos proporciona data, que se ajusta a la realidad de los ejemplos planteados anteriormente.

HYSYS es una herramienta ingenieril poderosa, ha sido creado para programas de arquitectura, diseño de interfaces, capacidades ingenieriles y operaciones interactivas. La capacidad de integración entre el modelo estacionario y el dinámico, donde el mismo proceso puede ser evaluado desde cualquier perspectiva, representa un avance significativo en la industria de programas ingenieriles (Kammaruddin, 2007).

Los varios componentes que están contenidos en HYSYS proveen un acercamiento extremadamente poderoso en el modelado estacionario. A un nivel fundamental, la exhaustiva selección de operaciones y propiedades del programa, permite el modelado de un amplio rango de procesos con confianza. Tal vez más importante aun

es como el HYSYS al acercarse al proceso simulado maximiza el entendimiento del mismo (Kammaruddin, 2007).

Los fundamentos termodinámicos, la exactitud y precisión del paquete de propiedades y los cálculos integrados en el programa, hacen de HYSYS una herramienta precisa a la hora de diseñar o mejorar un proceso químico.

2.8 MÉTODOS DE SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA

El aumento en el número de tecnologías introducidas en el mercado para el desarrollo de un mismo proceso, ha creado la necesidad de implementar técnicas de selección que evalúe los parámetros de las mismas, y así se logre obtener la tecnología idónea para el proceso estudiado.

Una de estas técnicas son las matrices de evaluación y selección, el cual son arreglos de filas y columnas donde las primeras constituyen las alternativas (tecnologías a evaluar) que requieren ser jerarquizadas y las columnas los múltiples criterios que conviene utilizar en la selección.

Las matrices de selección, son herramientas útiles a la hora de la escogencia de la tecnología apropiada de los procesos químicos, lo que vendría ser uno de los primeros pasos en el diseño de los mismos.

Para la creación de una matriz de tecnología se deben seguir ciertos pasos, estos son:

1. Búsqueda de las tecnologías a evaluar.
2. Búsqueda de los criterios a ponderar.
3. Establecer el peso de los criterios.
4. Construir la matriz.
5. Seleccionar la tecnología con el puntaje más favorable.

CAPÍTULO III

METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

A continuación se presentarán los pasos seguidos para poder lograr los objetivos, tanto el general como los específicos, de este Trabajo Especial de Grado.

3.1 RECOPIACIÓN DE LA DATA

La data necesaria se extrajo del Trabajo Especial de Maestría de Lorena La Rosa, “Valoración del Gas Natural Asociado destinado a la quema y venteo en las instalaciones petroleras del Distrito Norte de PDVSA, Estado Monagas, Venezuela”, que manejó información del Distrito Norte de Monagas específicamente de las instalaciones Jusepin, Orocuai y Rusio Viejo durante los meses de Enero a Septiembre del año 2009. También se utilizó data del Trabajo Especial de Grado de Karen Rodríguez, “Aprovechamiento del gas de quema y venteo en la generación de electricidad para satisfacer necesidades energéticas en comunidades aledañas a las instalaciones del Distrito Norte” en donde también se manejó información de cantidades de gas de quema y/o venteo en el oriente de Venezuela. Del Trabajo Especial de Grado de Kharlys Gragirena en el año 2011 titulado “Simulación de una Planta de Generación Eléctrica utilizando gas de baja presión del Distrito Norte en el Estado Monagas como combustible en un ciclo de potencia” se utilizó el modelo del análisis de sensibilidad desarrollado en el mismo trabajo así como los parámetros bibliográficos en los que se apoyó para la realización del mismo.

3.2 REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA DE LA DATA Y DE LA TECNOLOGÍA A USAR

Se recopiló la información de tres tecnologías que se usan actualmente (método de absorción, extracción con turbo-expansores y método de absorción modificado) para

poder separar el Gas Licuado de Petróleo en subproductos de alto valor agregado, prestando especial énfasis en parámetros de operación y propiedades de la materia prima a separar.

3.3 DETERMINACIÓN DE LA TECNOLOGÍA A USAR

Una vez que se obtuvo la información sobre las tecnologías se procedió a realizar una matriz de selección con una escala numérica donde se le dio la mayor puntuación a los criterios más importantes, a este valor se le denominó “peso” y fueron valores descendentes desde el 5 hasta el 1. También se creó otra variable llamada “valor” la cual tiene tres números, 5, 3 y 1, que definió que tan favorable era la tecnología estudiada para cierto criterio determinado, de ponderación descendente empezando con 5 como altamente favorable, 3 medianamente favorable y 1 pobremente favorable.

Una vez definidos los valores a usar se creó la matriz que determinó la tecnología idónea para poder separar el gas usado y así el proceso que se simuló en HYSYS. Los criterios de esta matriz de selección fueron analizados y reportados en el momento que se construyó dicha matriz.

3.4 MANEJO Y AJUSTE DE LA DATA RECOPIADA

Debido a que este Trabajo Especial de Grado comprende únicamente el simulado de la separación de los gases de quema y/o venteo, fue necesario previamente retirar los contaminantes antes de entrar a la tecnología de separación como tal, por ende la data que se recopiló debió ser manejada y ajustada para cumplir con las especificaciones de la tecnología que se usó, para esto se realizó un normalizado de la data para retirar los contaminantes de manera analítica y así se reportó las nuevas composiciones de los gases que se usaron.

3.5 MODELADO Y SIMULACIÓN DEL PROCESO MEDIANTE EL USO DEL PROGRAMA HYSYS

Una vez recopilada y ajustada la data, para que esta cumpla con las especificaciones de entrada a la tecnología escogida, se procedió a introducir la misma en el programa para comenzar a simular el proceso. Los pasos que se siguieron en el uso del simulador HYSYS para el diseño de este proceso fueron:

- Se introdujo las composiciones del fluido a usar.
- Se introdujo el modelo termodinámico que rige el fluido.
- Se seleccionó el equipo a usar, preferiblemente en el orden del proceso que se había escogido para así evitar confusión de equipos y llevar un orden lógico en el proceso.
- Se ingresó la data mínima requerida de los equipos escogidos, para lograr el correcto desempeño de los mismos, esto dependió del tipo de operación unitaria a simular ya que estas exigen diferentes tipos de variables.
- Se corrió el equipo y se verificó que el programa no indicara ninguna advertencia o sugerencia, para este tipo de casos, si el equipo no corría se revisó la data introducida y se rectificó cuando fue necesario, una vez que el equipo se encontraba en funcionamiento se prosiguió a realizar lo mismo en el equipo siguiente.
- Una vez que se obtuvo un esquema preliminar, se tomaron datas de cantidad de productos recolectados y pureza de los mismos así como también la energía utilizada y aportada por la planta, y luego se procedió a realizar la integración de corrientes donde fuera necesario para poder obtener el esquema definitivo del proceso. Esto se realizó con el fin de lograr una disminución en los insumos requeridos, así como también observar hasta que porcentaje se logra disminuir el requerimiento energético del proceso simulado.
- Se recolectaron y analizaron los resultados.

- Se creó y reportó el diagrama de flujo del proceso (DFP), que se obtuvo del simulador HYSYS.

3.6 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DE LA SIMULACIÓN REALIZADA

Una vez que se completó el simulado del proceso, se procedió a realizar un análisis de sensibilidad, en donde se varió la cantidad de flujo de la entrada en un porcentaje de 15% por encima del flujo dado y 15% por debajo del flujo dado, luego se realizaron estudios en características específicas de los equipos mayores, como el UA para los condensadores y el diámetro y altura para las columnas, así como también el comportamiento en los porcentajes de pureza de los productos obtenidos. Estos resultados se analizaron y reportaron para ver la factibilidad de funcionamiento de la planta obtenida al haber un aumento o una disminución hipotética del flujo de entrada.

El estudio se realizó hasta un 15% de variación, tanto para disminución como para aumento en el flujo de masa de entrada, debido a que estudios anteriores en la zona demuestran que dicho gas sufre este tipo de fluctuaciones. Solo se estudió variación de flujo de entrada ya que esta es considerada nuestra única variable salvaje, o sea es la única a la cual no se le puede controlar y por ende se debió manipular otras variables para poder mantener el rango mínimo de operación de nuestro proceso.

3.7 ESTIMACIÓN DE LA INVERSIÓN INICIAL

Una vez que se completó el simulado del proceso se realizó la estimación de la inversión inicial de una planta que manejará la cantidad de materia provista por la data y actualizada para los índices de costo presentes.

Para realizar lo anterior se utilizó como referencia a Walas, S.M (1988), del cual se extrajeron las correlaciones necesarias para obtener el costo de cada equipo a utilizar, para luego sumar los costos y llevarlos al precio actual a fin de obtener el precio de inversión inicial. Cabe destacar que las cantidades obtenidas representan costos de

adquisición y no costos de instalación, para obtener los mismos se tuvo que multiplicar el precio de cada equipo por su multiplicador.

3.8 DISCUSIÓN DE RESULTADOS

La data que se recopiló se analizó, se discutió y reportó en este Trabajo Especial de Grado.

3.9 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Una vez que se analizó la data recopilada, se procedió a concluir a partir de los resultados obtenidos y se dieron las recomendaciones pertinentes.

CAPÍTULO IV

DISCUSIÓN DE RESULTADOS

A continuación se presentarán los resultados obtenidos en este Trabajo Especial de Grado así como la discusión de los mismos.

4.1 DATA RECOPIADA

La data necesaria para la realización de este Trabajo Especial de Grado fue extraída de la Tesis de Maestría de la Ing. Lorena L Rosa la cual tiene como título “Valoración del Gas Natural Asociado destinado a la quema y venteo en las instalaciones petroleras del Distrito Norte de PDVSA, Estado Monagas, Venezuela”.

Tabla 2 Data recopilada (La Rosa, 2010).

COMPONENTES	COMPOSICIÓN (% molar)
Metano	70,814
Etano	10,752
Propano	6,394
I-Butano	1,325
n-Butano	2,623
C5+	3,042
Dióxido de Carbono	4,927
Nitrógeno	0,123
Sulfuro de Hidrógeno (ppm)	42

De igual manera se empleó la siguiente información (La Rosa, 2010):

GPM total 4,20.

Gravedad Específica a 60 OF 0,84.

Peso Molecular promedio a 60 OF 24,32.

Presión (psig): 140.

Temperatura (°F): 115.

Los cuales son fundamentales para poder obtener cualquier resultado posterior debido a que los mismos proporcionaron los parámetros y composiciones de partida de la posterior simulación.

4.2 SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA

Hay tres tecnologías principales en la separación entre el metano y los líquidos contenidos en las corrientes de gas natural, para decidir cuál de las tecnologías es la más apropiada se realizó una matriz de selección.

Según la escala descrita en el Capítulo III, se tienen los valores y pesos siguientes:

Valores:

5: muy favorable.

3: medianamente favorable.

1: poco favorable.

Estos valores proporcionaron una forma de cuantificar los criterios, que fueron determinados evaluando el tipo y procedencia de la materia prima así como también las composiciones de los productos que se querían obtener, de la siguiente manera:

- Pureza de los productos (% molar):

El método de absorción tiene como máxima pureza de productos reportada 80% esto debido a que parte de este producto es retenido por el material absorbente de la torre, además que la temperatura no es reducida suficientemente a la entrada del proceso. Para el método modificado al descender la temperatura se requiere colocar una torre desmetanizadora para alcanzar porcentajes de pureza altos (más de 90%) y finalmente para el método de turbo-expansión se logra disminuir la temperatura de la columna colocando turbo-expansores y la torre de absorción es reemplazada por una columna desmetanizadora, para lograr purezas de superior al 90%. Los valores dados para las tecnologías 1, 2 y 3 fueron 1, 5 y 5 respectivamente.

- Cantidad de producto recuperado:

Los dos métodos de absorción poseen menor cantidad de producto recuperado que el método de turbo-expansión, esto debido a la cantidad de masa que se retiene en las torres de absorción entre estos dos: la de mayor cantidad de producto recuperado es la modificada debido a la ausencia de corrientes de reciclo que se ven en tecnologías de absorción no modificadas. Los valores dados para las tecnologías 1, 2 y 3 fueron 1, 5 y 3 respectivamente.

- Equipos mayores:

Al ser tecnologías con principios similares, la cantidad de equipos mayores a emplear es cercana entre estas, la que contiene menos equipos es la de absorción ya que no posee la columna desmetanizadora requerida por las otras dos tecnologías. El método por turbo-expansión necesita un equipo de intercambio de calor adicional para lograr la transferencia del mismo entre las corrientes, aparte de, por lo menos un turbo-

expansor que logrará la disminución de temperatura requerida por el sistema. Los valores dados para las tecnologías 1, 2 y 3 fueron 5,1 y 3 respectivamente.

- Insumos:

El método de turbo-expansión, al no tener la necesidad del uso de fluidos absorbentes y lograr la temperatura requerida con la expansión del gas, es junto con el método de absorción uno de los sistemas que menos insumos necesita debido a que este último logra la transferencia de masa recirculando productos aguas abajo, en cambio el sistema de absorción modificada necesita refrigerantes comerciales como insumos para poder lograr la temperatura deseada a la entrada del proceso además de necesitar fluidos absorbentes en el proceso. Los valores dados para las tecnologías 1, 2 y 3 fueron 5, 5 y 1 respectivamente.

- Energía:

Los tres métodos necesitan energía, por ende ninguno tiene el valor mayor, sin embargo debido al uso de torres de absorción que necesitan el uso de bombeo adicional y al no tener equipos productores de energía como los turbo-expansores los sistemas de absorción gastarían más que el de expansión. Los valores dados para las tecnologías 1, 2 y 3 fueron 1, 3 y 1 respectivamente.

Pesos:

Cada criterio tiene un peso diferente, esto es debido a que no todos ellos tienen igual importancia. La escala se realizó del 1 al 5, teniendo como peso mayor el 5 y decrece hasta el 1.

Los pesos dados a los criterios a utilizar fueron los siguientes:

Pureza de los productos (% molar)= 5.

Cantidad de producto recuperado= 4.

Insumos= 3.

Equipos mayores= 2.

Energía= 1.

Se dio este valor debido a que al usar gases que iban a ser destinados a ser quemados y/o ventilados no se poseen grandes cantidades del mismo y para poder ser competitivos en un futuro en el mercado se necesitan productos de alta calidad (mayor porcentaje molar del producto mayoritario), por la misma razón una vez que se tienen productos de gran pureza se quiere obtener la mayor cantidad de los mismos. Los insumos ocupan el tercer valor en peso debido a que estos proporcionan un gasto continuo en la planta, característica que no tienen los equipos mayores que solo entran en la inversión inicial del proyecto y debido a que la mayoría de los procesos cuentan con una configuración parecida la cantidad de equipos será similar entre ellos y finalmente, se dio el peso más bajo a la energía ya que las plantas no cuentan con equipos que requieran grandes cantidades de la misma además que la planta será una sub-planta dentro de instalaciones petroleras del Distrito Norte de PDVSA que ya posee su propio abastecimiento eléctrico lo que podría ayudar a copar las necesidades energéticas del proyecto planteado en este Trabajo Especial de Grado.

Después de asignar los valores y pesos anteriormente descritos se obtuvo la siguiente matriz:

Tabla 3 Selección de la tecnología.

TECNOLOGÍA CRITERIO	TECNOLOGÍA 1 MÉTODO DE ABSORCIÓN	TECNOLOGÍA 2 EXTRACCIÓN USANDO TURBO- EXPANSORES	TECNOLOGÍA 3 MÉTODO DE ABSORCIÓN MODIFICADO
Pureza de los productos (%)	1(x 5)=5	5(x 5)=25	5(x 5)=25
Cantidad de producto	1(x 4)=4	5(x 4)=20	3(x 4)=12
Equipos mayores	5(x 2)=10	1(x 2)=2	3(x 2)=6
Insumos	5(x 3)=15	5(x3)=15	1(x 3)=3
Energía	1(x 1)=1	3(x 1)=3	1(x 1)=1
Total	35	65	47

La tecnología seleccionada, una vez completada la matriz, es la de extracción usando turbo-expansores lo que nos indica que este es el proceso que se debe simular y estudiar.

4.3 DATA AJUSTADA

Como se observa a continuación, la data recopilada contiene contaminantes que previamente deben ser retirados antes de su fraccionamiento, para esto se utilizó el programa HYSYS para normalizarlo y de esta manera obtener las composiciones de la corriente de entrada que se fraccionó.

Tabla 4 Data ajustada.

COMPONENTES	COMPOSICIÓN (% molar)
Metano	74,5803
Etano	11,3239
Propano	6,7341
i-Butano	1,3955
n-Butano	2,7625
C5+	3,2037
Dióxido de Carbono	0,0000
Nitrógeno	0,0000
Sulfuro de Hidrógeno (ppm)	0,0000

Se debe mencionar que la composición de los hidrocarburos es mayor una vez que los contaminantes fueron retirados, esto es de esperar debido a que la masa de estos permanece constante lo que disminuye es la masa de la mezcla total.

4.4 EQUIPOS USADOS Y ESPECIFICACIONES DE LOS MISMOS

La fraccionadora de Gas Natural presentada contiene un total de trece (13) equipos, los cuales se mencionan a continuación:

Un (1) Compresor (Comp-01).

Una (1) Bomba (B-01)

Dos (2) Turbo Expansores (TEEx-01, TEEx-02).

Dos (2) Válvulas (V-01,V-02).

Tres (3) Condensadores (Cond-01, Cond-02, Cond-03).

Cuatro (4) Columnas (DeMet-01, DeEta-01, DePro-01, DeBut-01).

Para reportar las especificaciones de los equipos mencionados anteriormente se desglosará esta sección en cada equipo siguiendo la línea del proceso desde la entrada de la materia prima hasta la última corriente reportada.

- Compresor (Comp-01): debido a que los gases utilizados tenían como objetivo ser quemados y/o venteados estos poseían una baja presión 1067kPa (154,7 psia), esta debía ser incrementada hasta presiones de operación de las columnas a usar, alrededor de 2758kPa (400 psia), por ende se tuvo que introducir un compresor que cumpliera con el incremento de presión necesario.

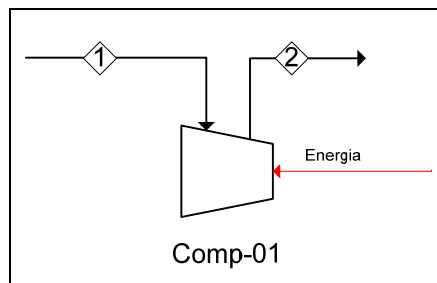


Fig. 10 Compresor (Comp-01).

El equipo obtenido reporta:

- Es un compresor centrífugo.
- Una potencia de operación de 4713,13 kW de energía (6320,41 hp).
- Posee una entrada (1) y una salida (2).
- Aumenta la presión desde 1067kPa de 1 hasta 2854kPa.
- Tren de condensación: antes de entrar a la primera torre el gas debe ser llevado a muy bajas temperaturas (-95,56 °C) para lograr esto se utilizaron dos condensadores en serie (Cond-01 y Cond-02). Se necesitan dos condensadores debido a que la temperatura de operación de la columna es muy baja y la cantidad de gas frío del primer condensador es insuficiente para lograr esa condición.

- Condensador Cond-01: es el primer condensador del tren utiliza la mezcla de gas sub-enfriado que se obtiene en la primera columna y es en su mayoría metano y para disminuir la cantidad de insumos necesarios en nuestra planta, por ende este equipo utiliza el flujo de metano recuperado.

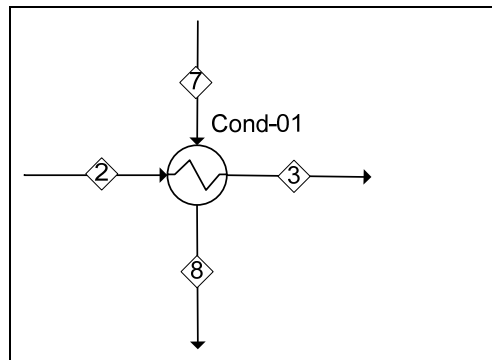


Fig. 11 Condensador (Cond-01).

El equipo obtenido reporta:

- Es un condensador tubo-carcasa.
- Un delta de presión de 5 psi.
- Posee dos entradas (2) y (7).
- Posee dos salidas (3) y (8).
- Por el lado de los tubos pasa el fluido caliente esto debido a que el flujo es menor y necesita más área de transferencia de calor para ser enfriado.
- Por el lado de la carcasa pasa el fluido más frío.
- El equipo logra disminuir la temperatura de la corriente desde $122,8^{\circ}\text{C}$ hasta $27,43^{\circ}\text{C}$.
- El flujo utilizado es 3530 Kg/mol/h ($190,4 \text{ m}^3/\text{h}$), con una pureza de 98,9% en metano.

- Condensador Cond-02: es el segundo condensador del tren utiliza el gas metano puro sub-enfriado como insumo de nuestra planta.

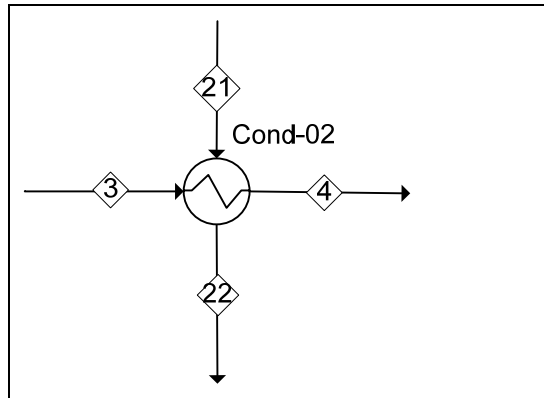


Fig. 12 Condensador (Cond-02).

El equipo obtenido reporta:

- Es un condensador tubo-carcasa.
- Un delta de presión de 5 psi.
- Posee dos entradas (3) y (21).
- Posee dos salidas (4) y (22).
- Por el lado de los tubos pasa el fluido caliente esto debido a que el flujo es menor y necesita más área de transferencia de calor para ser enfriado.
- Por el lado de la carcasa pasa el fluido más frío.
- El equipo logra disminuir la temperatura de la corriente desde 27,43 °C hasta -95,56 °C.
- Se necesita un flujo de metano de 4395 Kgmol/h que son aproximadamente 297,5 m³/h.

- Columna (DeMet-01): es la primera columna del tren de fraccionamiento tiene como objetivo retirar la mayor cantidad de metano de la corriente de entrada por el tope de la misma (95% en metano como mínimo) y por el fondo obtener producto que seguirá la vía del proceso para seguir siendo fraccionado.

La columna opera a presiones cerca de 2785 kPa y temperaturas de $-95,56\text{ }^{\circ}\text{C}$, debido a esto la entrada tuvo que pasar por una serie de operaciones antes de ingresar a este equipo como fue explicado anteriormente.

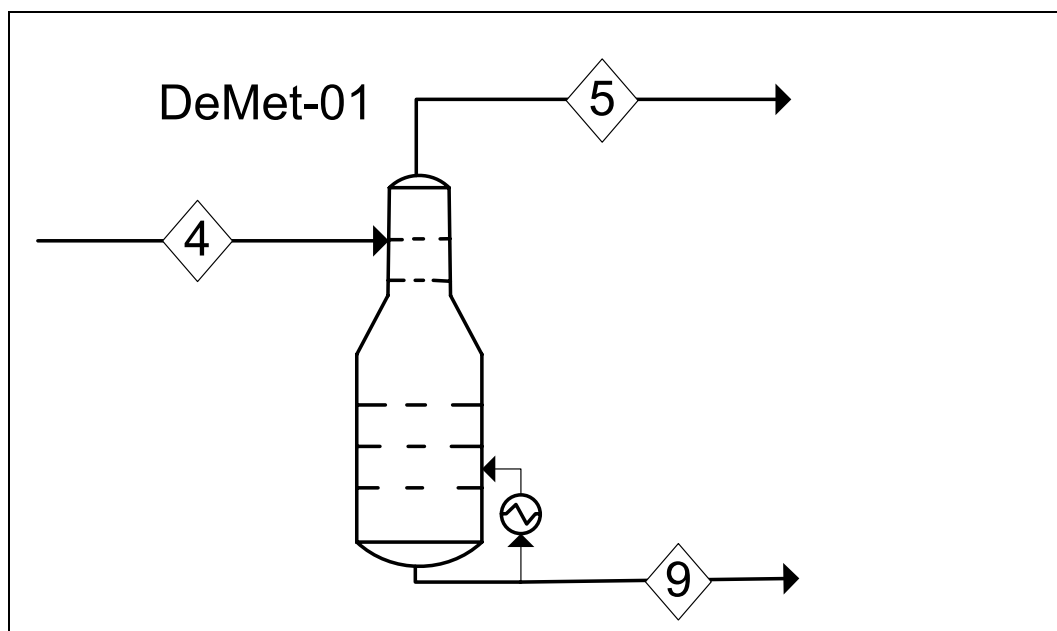


Fig. 13 Columna (DeMet-01).

El equipo reporta:

- Un delta de presión de 5 psia tanto en el tope como en el fondo.
- Posee una entrada (4), con una composición de:

Tabla 5 Composición de entrada de la DeMet-01.

COMPONENTES	COMPOSICIÓN (%molar) Corriente (4)
Metano	74,5803
Etano	11,3239
Propano	6,7341
i-Butano	1,3955
n-Butano	2,7625
C5+	3,2037
Dióxido de Carbono	0,0000
Nitrógeno	0,0000
Sulfuro de Hidrógeno (ppm)	0,0000

- Posee dos salidas (5) y (9), con composiciones de:

Tabla 6 Composición de salida de la DeMet-01.

COMPONENTES	COMPOSICIÓN (fracción molar) Corriente (5)	COMPOSICIÓN (fracción molar) Corriente (9)
Metano	0,9891	0,0005
Etano	0,0118	0,4296
Propano	0,0009	0,2711
i-Butano	0,0000	0,0566
n-Butano	0,0000	0,1121
C5+	0,0000	0,1301
Dióxido de Carbono	0,0000	0,0000
Nitrógeno	0,0000	0,0000
Sulfuro de Hidrógeno	0,0000	0,0000

- Contiene 10 platos de tipo Bubble Cap.
- Contiene dos secciones de dimensiones diferentes, la primera sección va desde el plato 1 hasta el 6 (considerando que el plato 1 es el superior) con un diámetro de 2,591 m y una altura de 3,658m y otra sección desde el plato 7 al 10 con un diámetro de 3,200 m y una altura de 2,438m.
- El diámetro base de la torre es de 3,200 m (10,50 pies) y una altura total de 6,096 m (20 pies).

- Turbo Expansor (Tex-01): la mezcla de gases que salen por el tope de la columna DeMet-01, que son en su mayoría puro metano (98,91%), son obtenidos con una presión de 2689kPa, debido a las propiedades energéticas del metano se decidió colocar un turbo expansor que genere energía al bajar la presión del gas hasta una presión de 930,8 kPa.

Esta expansión brusca produce 770,9 kW (1034 hp) que serán utilizados para disminuir las necesidades energéticas de la planta y bajar la temperatura de la mezcla a -122,7 °C. A estas condiciones el gas se utilizo como refrigerante en la integración energética.

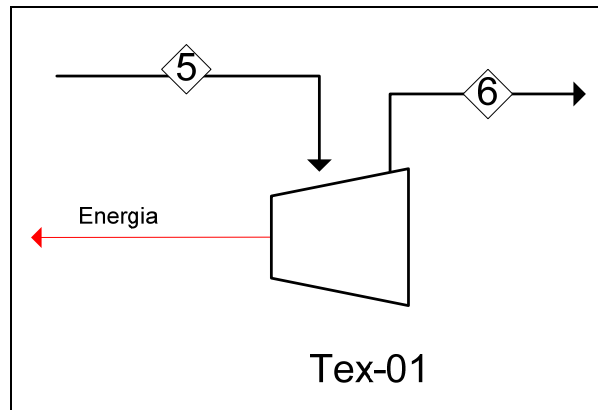


Fig. 14 Turbo Expansor (Tex-01).

El equipo reporta:

- Disminuye la presión desde 2689kPa hasta 930,8kPa.
- Produce 770,9 kW (1034 hp).
- Tiene una entrada (5) y una salida (6).
- Disminuye la temperatura desde -90,94 °C hasta -122,7 °C.

- Bomba (B-01): para poder ingresar a la segunda columna, la presión debe ser mayor a 2758kPa (400 psia) por ende se le aumento la presión a la corriente (9), desde 2723 kPa hasta 2792 kPa.

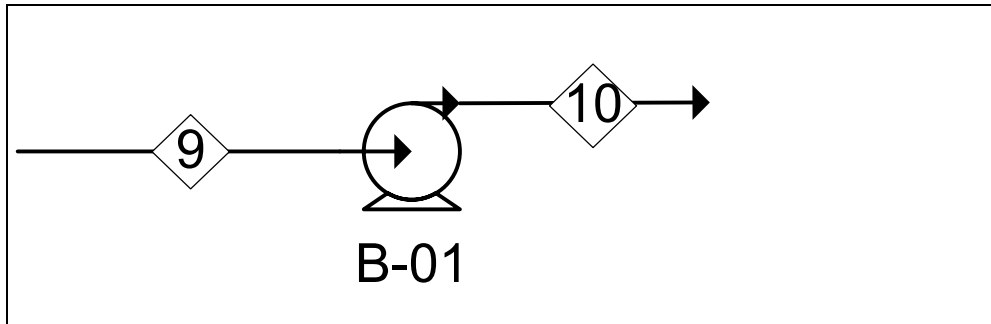


Fig. 15 Bomba (B-01).

El equipo reporta:

- Aumenta la presión desde 2723 kPa hasta 2792 kPa.
- Tiene una entrada (9) y una salida (10).
- Necesita 2,8778 kW (3,8592 hp).

- Columna (DeEta-01): es la segunda columna del tren de fraccionamiento y tiene como objetivo retirar la mayor cantidad de etano de la corriente de entrada por el tope de la misma (99,5% en etano como mínimo) y por el fondo obtener producto que seguirá la vía del proceso para seguir siendo fraccionado.

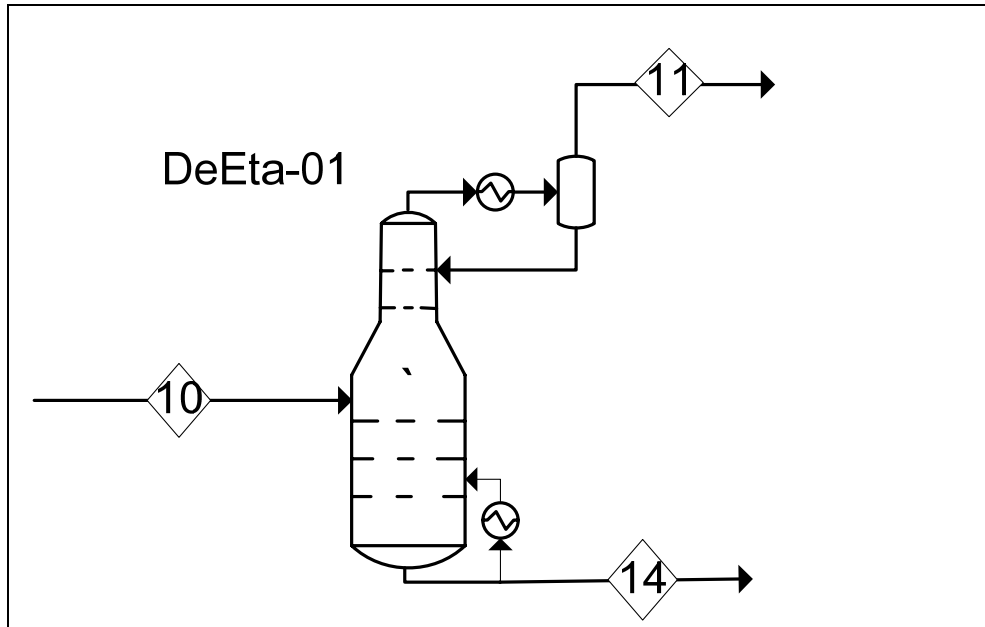


Fig. 16 Columna (DeEta-01).

El equipo reporta:

- Un delta de presión de 5 |psia tanto en el tope como en el fondo.
- Posee una entrada (10), con una composición de:

Tabla 7 Composición de entrada de la DeEta-01.

COMPONENTES	COMPOSICIÓN (fracción molar) Corriente (10)
Metano	0,0005
Etano	0,4296
Propano	0,2711
i-Butano	0,0566
n-Butano	0,1121
C5+	0,1301
Dióxido de Carbono	0,0000
Nitrógeno	0,0000
Sulfuro de Hidrógeno (ppm)	0,0000

- Posee dos salidas (11) y (14), con composiciones de:

Tabla 8 Composición de salida de la DeEta-01.

COMPONENTES	COMPOSICIÓN (fracción molar) Corriente (11)	COMPOSICIÓN (fracción molar) Corriente (14)
Metano	0,0011	0,0000
Etano	0,9970	0,0005
Propano	0,0019	0,4746
i-Butano	0,0000	0,0994
n-Butano	0,0000	0,1969
C5+	0,0000	0,2286
Dióxido de Carbono	0,0000	0,0000
Nitrógeno	0,0000	0,0000
Sulfuro de Hidrógeno	0,0000	0,0000

- Contiene 30 platos de tipo Sieve.
- Igualmente que contiene dos secciones de dimensiones diferentes, la primera sección va desde el plato 1 hasta el 16 (considerando que el plato 1 es el superior) con un diámetro de 2,591 m y una altura de 9,754m y otra sección desde el plato 17 al 30 con un diámetro de 3,048 m y una altura de 8,534m.
- El diámetro base de la torre es de 3,048 m (10,00 pies) y una altura total de 18,288 m (60 pies).

- Turbo Expansor (Tex-02): la mezcla de gases que salen por el tope de la columna DeEta-01 que son en su mayoría puro etano (99,70%) son obtenidos con una presión de 2723kPa, debido a las propiedades volátiles del etano este debe ser almacenado a presiones cercanas a la atmosférica y en estado líquido por este motivo se decidió colocar un turbo expansor que genere energía al bajar la presión del gas hasta una presión de 137,9 kPa.

Esta expansión brusca produce 441,8 kW (592,4 hp) que serán utilizados para disminuir las necesidades energéticas de la planta y bajó la temperatura de la mezcla a -82,61 °C. A estas condiciones la mezcla todavía contiene líquido por lo que una disminución de la temperatura todavía es necesaria.

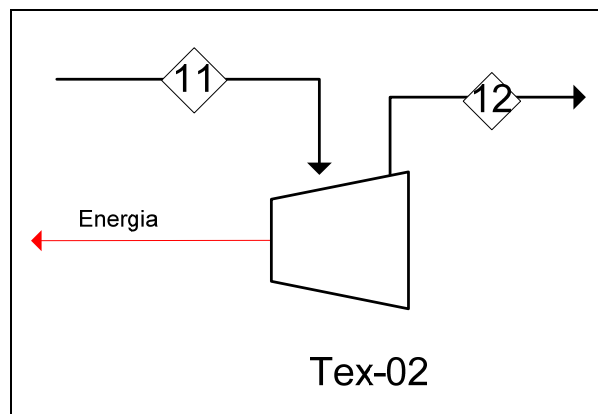


Fig. 17 Turbo Expansor (Tex-02).

El equipo reporta:

- Disminuye la presión desde 2723kPa hasta 137,9kPa.
- Produce 441,8 kW (592,4 hp).
- Tiene una entrada (11) y una salida (12).
- Disminuye la temperatura desde 5,435 0C hasta -82,61 0C.

- Condensador (Cond-03): es un equipo que utiliza la mezcla de gas sub-enfriado que se obtiene en la primera columna y es en su mayoría metano a fin de disminuir la cantidad de insumos necesarios en la planta, por ende este equipo utiliza el flujo de metano recuperado.

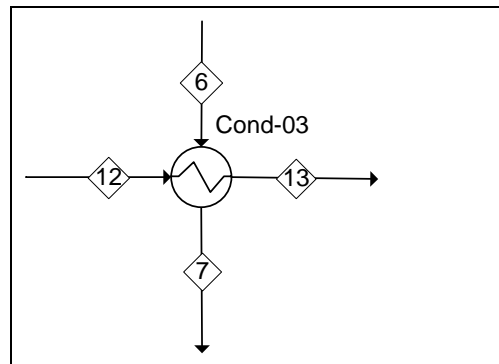


Fig. 18 Condensador (Cond-03).

El equipo obtenido reporta:

- Es un condensador tubo-carcasa.
- Un delta de presión de 5 psi.
- Posee dos entradas (6) y (12).
- Posee dos salidas (7) y (13).
- Por el lado de los tubos pasa el fluido caliente esto debido a que el flujo es menor y necesita más área de transferencia de calor para ser enfriado.
- Por el lado de la carcasa pasa el fluido más frío.
- El equipo logra disminuir la temperatura de la corriente desde $-82,610\text{C}$ hasta $-90,000\text{C}$.
- El flujo utilizado es 3530 Kg/mol/h ($190,4 \text{ m}^3/\text{h}$), con una pureza de 98,9% en metano.

- Válvula (V-01): este equipo tiene como objetivo disminuir la presión de la mezcla antes de entrar a la tercera columna (DePro-01) para cumplir con las condiciones de operación de la misma. Las columnas tres y cuatro trabajan a presiones menores debido a que los productos de tope que se obtendrán entran al mercado con presiones más bajas de las que se usan aguas arriba, por eso se acostumbra la expansión en este punto, las bombonas de propano poseen una válvula de seguridad de 1724 kPa (250 psia).

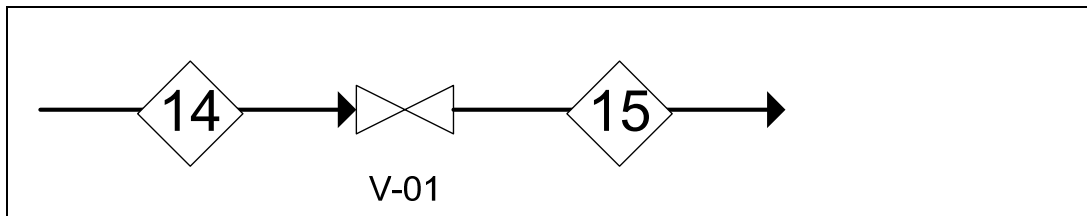


Fig. 19 Válvula (V-01).

El equipo reporta:

- Disminuye la presión desde 2792 kPa (405 psia) hasta 1689kPa (245 psia).
- Posee una entrada (14) y una salida (15).

- Columna (DePro-01): es la tercera columna del tren de fraccionamiento tiene como objetivo retirar la mayor cantidad de propano de la corriente de entrada por el tope de la misma (99,5% en propano como mínimo) y por el fondo obtener producto que seguirá la vía del proceso para seguir siendo fraccionado.

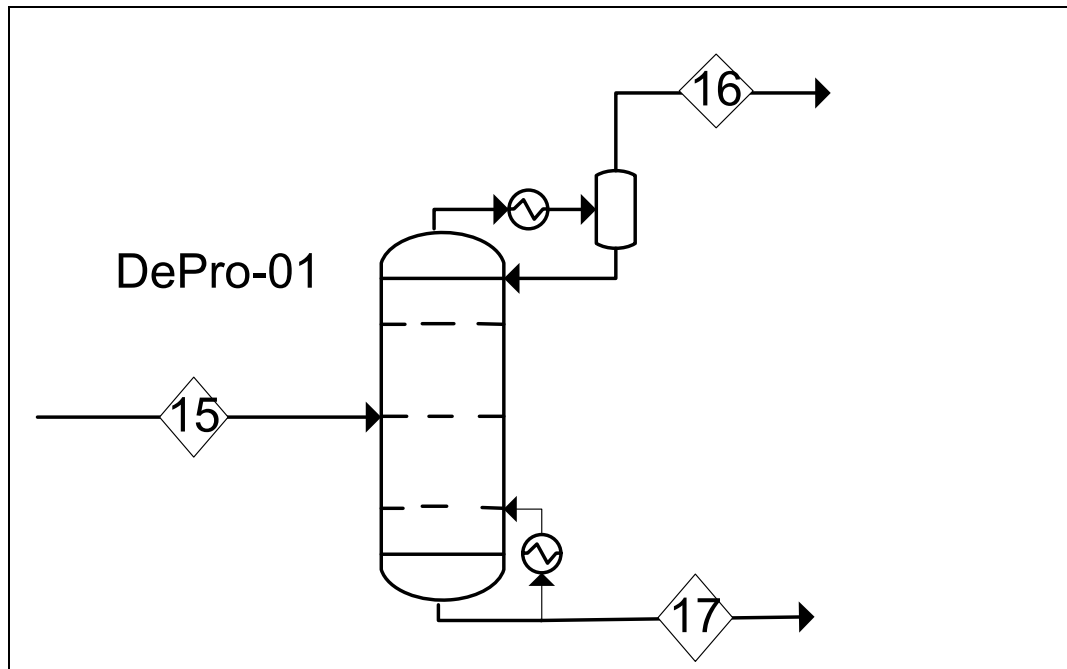


Fig. 20 Columna (DePro-01).

El equipo reporta:

- Un delta de presión de 5 psia tanto en el tope como en el fondo.
- Posee una entrada (15), con una composición de:

Tabla 9 Composición de entrada de la DePro-01.

COMPONENTES	COMPOSICIÓN (fracción molar) Corriente (15)
Metano	0,0000
Etano	0,0005
Propano	0,4746
i-Butano	0,0994
n-Butano	0,1969
C5+	0,2286
Dióxido de Carbono	0,0000
Nitrógeno	0,0000
Sulfuro de Hidrógeno (ppm)	0,0000

- Posee dos salidas (16) y (17), con composiciones de:

Tabla 10 Composición de salida de la DePro-01.

COMPONENTES	COMPOSICIÓN (fracción molar) Corriente (16)	COMPOSICIÓN (fracción molar) Corriente (17)
Metano	0,0000	0,0000
Etano	0,0010	0,0000
Propano	0,9966	0,0000
i-Butano	0,0024	0,1876
n-Butano	0,0000	0,3759
C5+	0,0000	0,4365
Dióxido de Carbono	0,0000	0,0000
Nitrógeno	0,0000	0,0000
Sulfuro de Hidrógeno	0,0000	0,0000

- Contiene 37 platos de tipo Sieve.
- Contiene una sección con un diámetro de 3,200 m (10,50 pies) y una altura de 22,56 m (74 pies).

- Columna (DeBut-01): es la cuarta y última columna del tren de fraccionamiento y tiene como objetivo retirar la mayor cantidad de butano de la corriente de entrada por el tope de la misma (99,5% en butano como mínimo) y por el fondo obtener el resto de producto pesado.

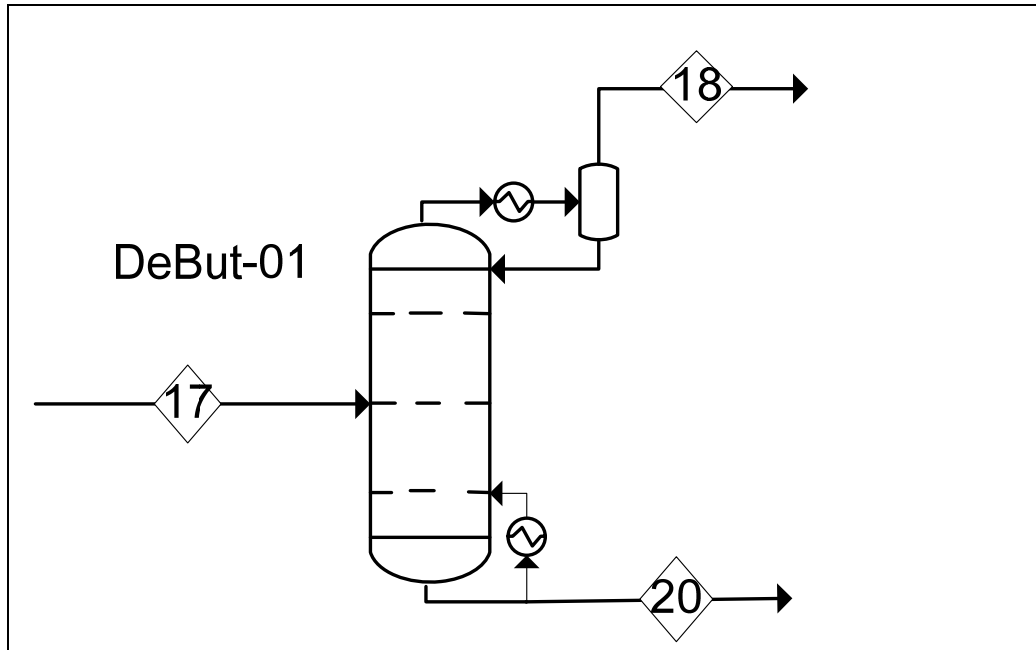


Fig. 21 Columna (DeBut-01).

El equipo reporta:

- Un delta de presión de 5 psia tanto en el tope como en el fondo.
- Posee una entrada (17), con una composición de:

Tabla 11 Composición de entrada de la DeBut-01.

COMPONENTES	COMPOSICIÓN (fracción molar) Corriente (17)
Metano	0,0000
Etano	0,0000
Propano	0,0000
i-Butano	0,1876
n-Butano	0,3759
C5+	0,4365
Dióxido de Carbono	0,0000
Nitrógeno	0,0000
Sulfuro de Hidrógeno (ppm)	0,0000

- Posee dos salidas (18) y (20), con composiciones de:

Tabla 12 Composición de salida de la DeBut-01.

COMPONENTES	COMPOSICIÓN (fracción molar) Corriente (18)	COMPOSICIÓN (fracción molar) Corriente (20)
Metano	0,0000	0,0000
Etano	0,0000	0,0000
Propano	0,0000	0,0000
I-Butano	0,3320	0,0000
n-Butano	0,6652	0,0001
C5+	0,0028	0,9999
Dióxido de Carbono	0,0000	0,0000
Nitrógeno	0,0000	0,0000
Sulfuro de Hidrógeno	0,0000	0,0000

- Contiene 38 platos de tipo Sieve.
- Contiene una sección con un diámetro de 3,353 m (11,00 pies) y una altura de 23,16 m (76 pies).

- Válvula (V-02): este equipo tiene como objetivo disminuir la presión de la corriente de tope para que este producto compuesto por butano principalmente (99,72% en butano) cumpla con la presión de las bombonas de butanos que salen a la venta.

Los cilindros de butano tienen presiones diferentes que dependen de la temperatura del gas; para gases con temperaturas cercanas a los 100 °C deben tener una presión de 1241 kPa (180 psia).

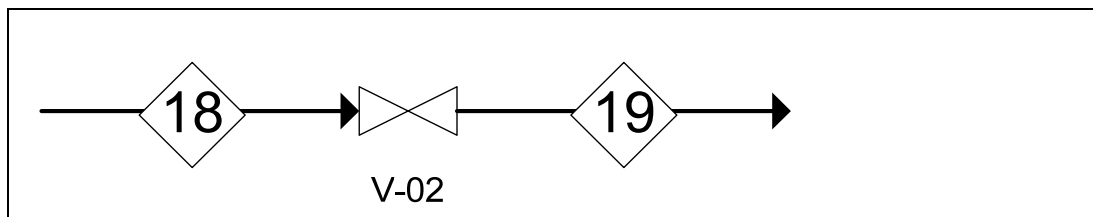


Fig. 22 Válvula (V-02).

El equipo reporta:

- Disminuye la presión desde 1620 kPa (235 psia) hasta 1241 kPa (180 psia).
- Posee una entrada (18) y una salida (19).

4.5 ENERGÍA NETA DE LA PLANTA

Algunos de los equipos reportados anteriormente necesitan energía para su funcionamiento, como es el caso del compresor (Comp-01) y la bomba (B-01), dicha energía debe proceder de algún lugar de la planta madre, recuérdese que el proceso simulado representa un subproceso dentro de uno ya existente por ende se pretende extraer la energía necesaria de este. La cantidad de energía que estos equipos necesitan es:

- Comp-01 4713,130 kW
- B-01 2,878 kW

Los datos anteriores nos proporcionan el valor de energía total necesitada de 4716,008 kW,

Esta vendría siendo la cantidad de energía que la planta necesitaría para poder funcionar, pero recuérdese que también en este proceso contamos con equipos que proporcionan energía como lo son los dos turbo-expansores (Tex-01 y Tex-02), la cantidad de energía que estos suministran es:

- Tex-01 770,900 kW
- Tex-02 441,800 kW

Los datos anteriores proporcionan el valor de energía total aportada de 1212,700 kW.

Por ende la energía neta de la planta vendría siendo la diferencia entre la energía necesitada y la energía proporcionada, esto arroja un valor de 3503,308 kW.

Cabe destacar que esta cantidad de energía necesitada puede ser mayor que la reportada debido a la necesidad de implementar equipos de bombeo en los condensadores de las columnas de destilación, pero dicha energía no sería

representativa con respecto a la reportada. Estos cálculos pueden ser afinados una vez que se haga el cálculo de diseño de la planta simulada.

4.6 DIAGRAMAS DE FLUJO DEL PROCESO DFP

A continuación se presentan los diagramas de flujo de procesos de la planta simulada. Se presentaran tanto los diagramas preliminares, como los diagramas finales una vez realizada la integración energética en la simulación.

Para la obtención de los diagramas preliminares, se tomaron como parámetros de simulación, la composición de las corrientes de salida de los productos finales y la cantidad de flujo de los mismos, estos fueron los parámetros a seguir debido a la necesidad de aprovechar la mayor cantidad de producto, y con las mejores composiciones ya que al ser una fraccionadora de gases de desecho la cantidad de los mismos no es muy grande. Los diagramas de flujo preliminares fueron:

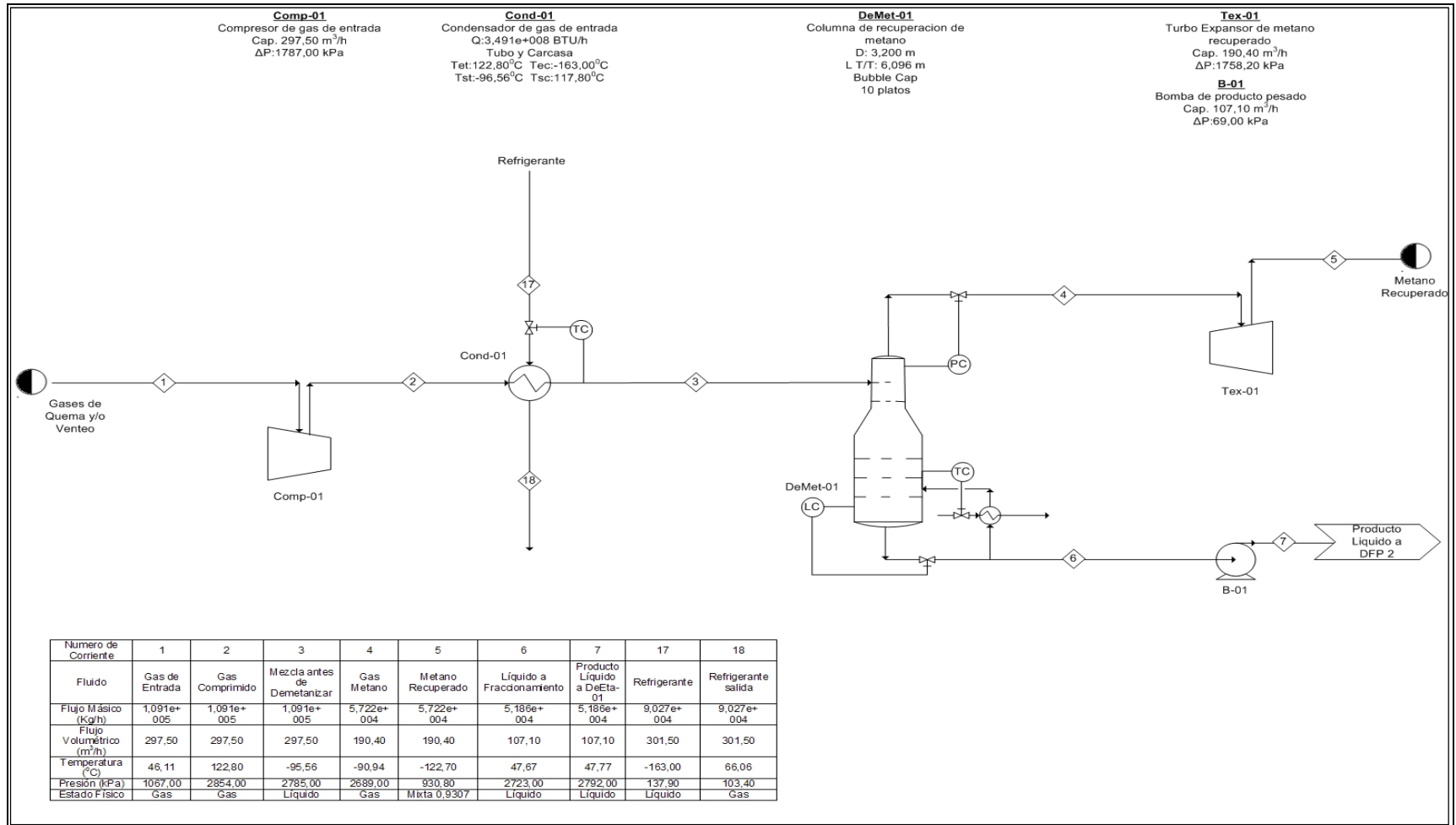


Fig. 23 Diagrama de Flujo de Proceso Preliminar I.

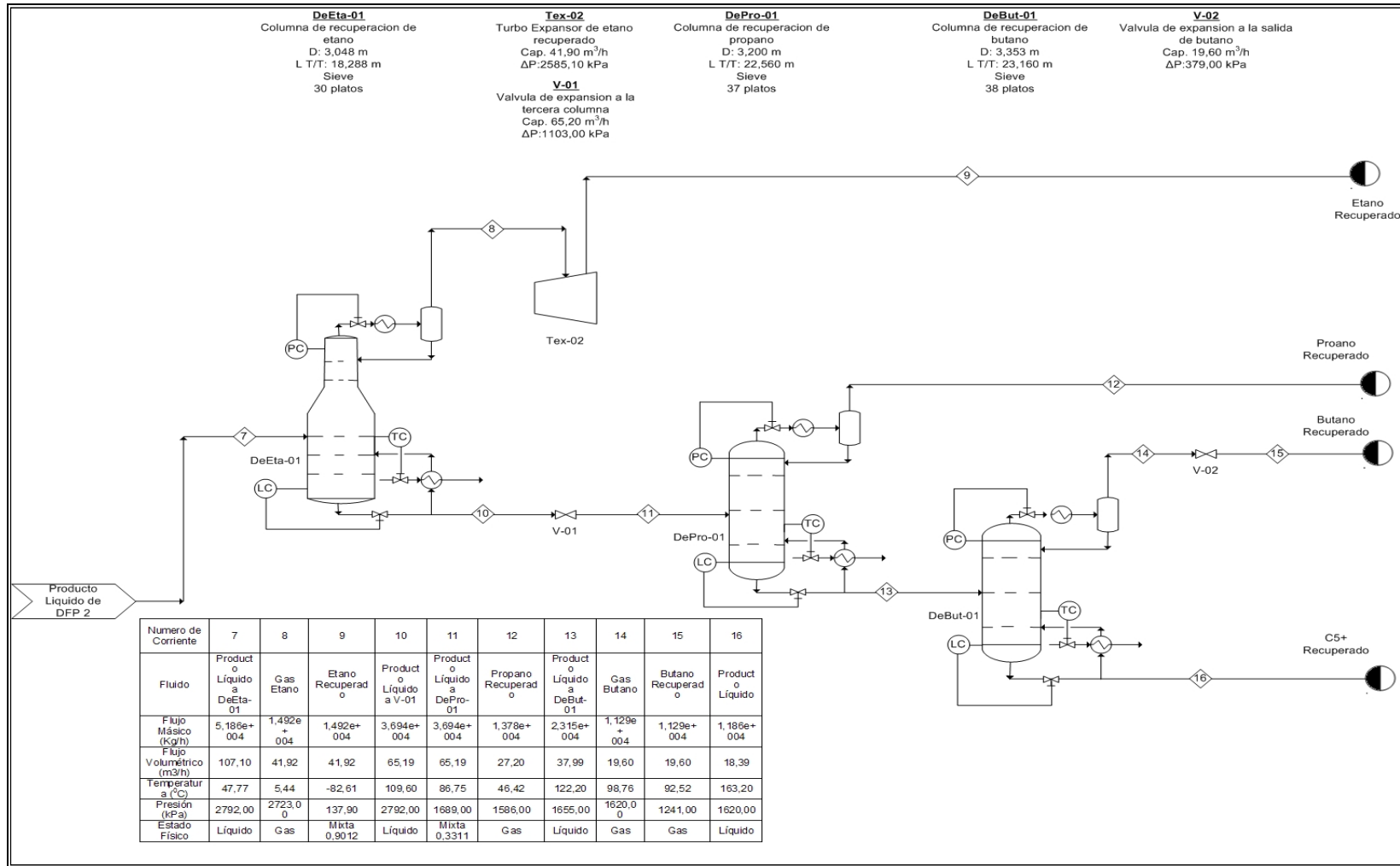


Fig. 24 Diagrama de Flujo de Proceso Preliminar II.

Como se observa en los diagramas anteriores, los equipos mayores son: un compresor, un condensador, cuatro columnas, dos válvulas y dos turbo-expansores. Esto comprende los equipos mínimos para la obtención de los productos finales, respetando la composición y cantidad de flujo de los mismos.

Una vez que se obtuvo los diagramas preliminares se procedió a realizar la integración energética, los parámetros para dicha integración fueron, el aprovechamiento de la energía producida por los turbo-expansores y el aprovechamiento de la disminución de temperatura de las corrientes de salida de dichos equipos. Se decidió utilizar las corrientes de salida de los turbo-expansores para enfriar la corriente de entrada del proceso, hasta la temperatura requerida, debido a que la cantidad de flujo de los productos es baja no fue suficiente para llegar a la temperatura deseada, por ende se procedió a la simulación de un nuevo condensador al cual se le proporciona una corriente de enfriamiento que contiene metano subenfriado para así lograr el objetivo planteado.

Al final se obtuvo un nuevo diagrama con más equipos que el anterior, pero con menos requerimiento energético, disminución de un 26% de energía necesaria, y menos cantidad de insumos a usar en el enfriamiento de la corriente de entrada. Los diagramas obtenidos fueron:

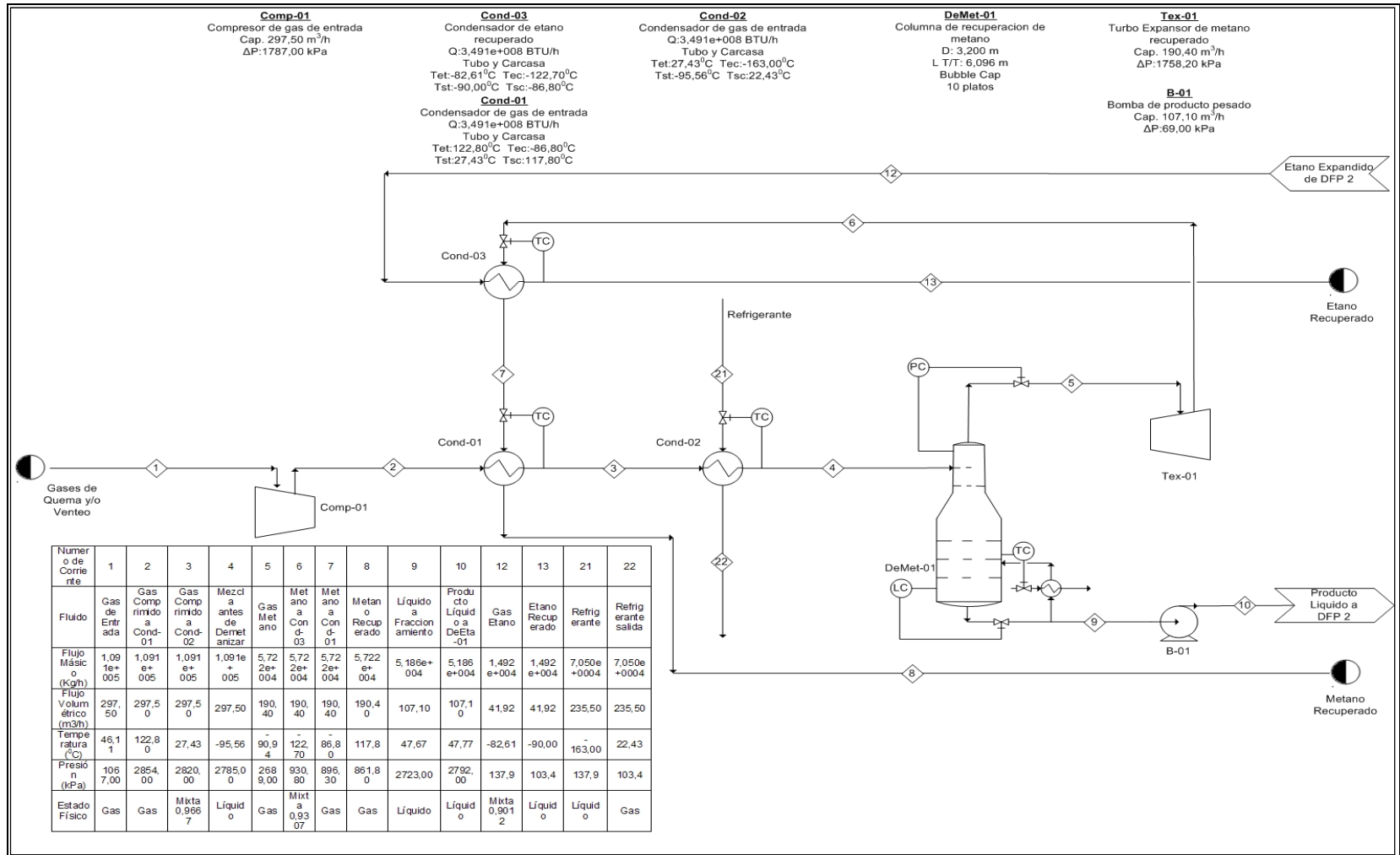


Fig. 25 Diagrama de Flujo de Proceso Final I.

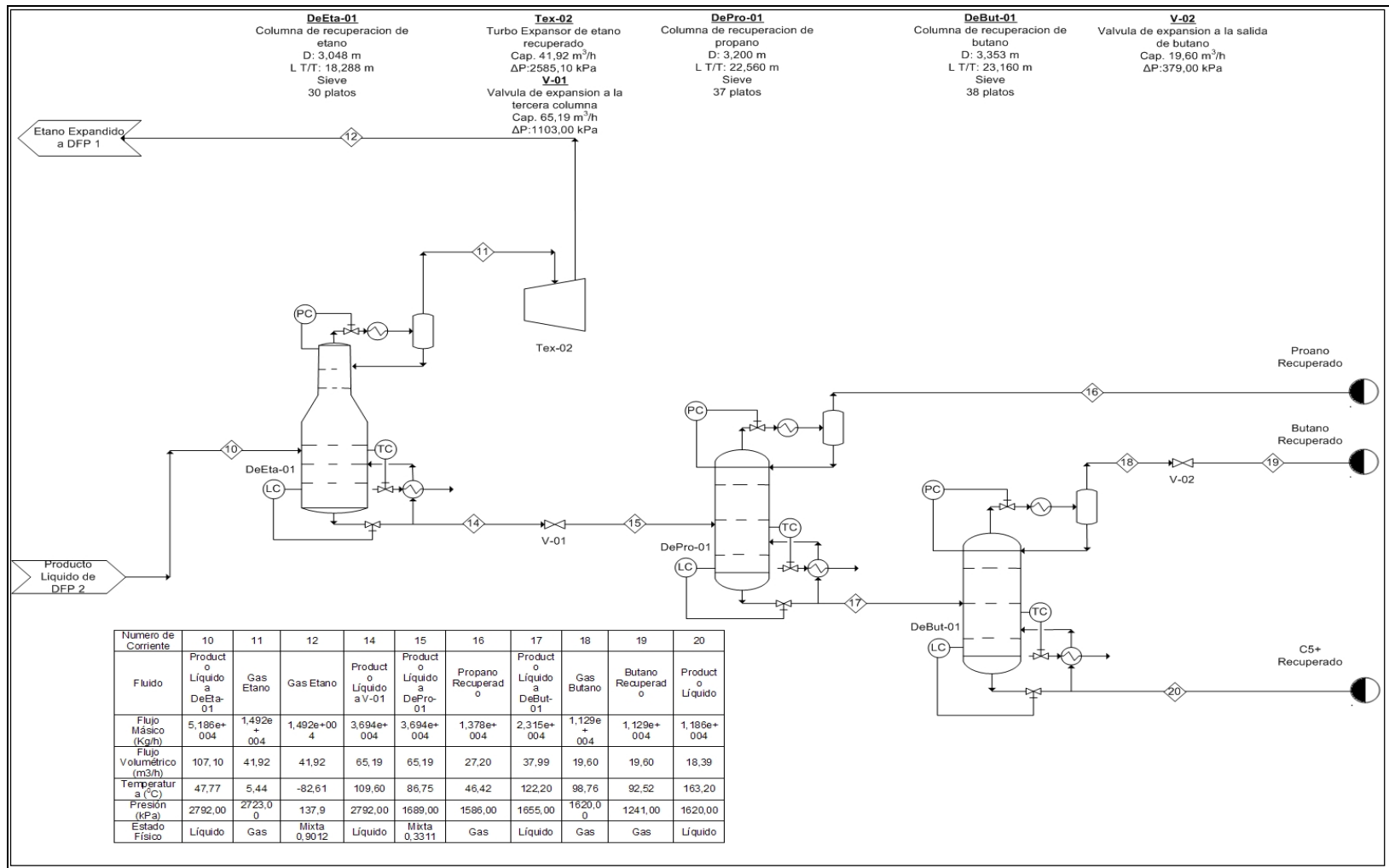


Fig. 26 Diagrama de Flujo de Proceso Final II.

4.7 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

A continuación se presenta la data recopilada y discusión referente al análisis de sensibilidad realizado en el proceso. Este análisis constó de un aumento y disminución de la cantidad de masa en el gas de entrada en un 15%, una vez realizado esto se procedió a tomar la siguiente data:

- Aumento de masa de entrada en un 15%

La masa inicial de la corriente de entrada es de 4682 kmol/h, al aumentarla en un 15% esta queda en 5385 kmol/h, para reportar la data se dividió ese intervalo en 15 partes y se realizó un estudio en la dimensiones de los equipos, así como también si el porcentaje de recuperación en las corrientes finales se mantienen o cumplen con el requerimiento mínimo de salida.

1. Corrientes de salida.

Para determinar si el incremento en la masa varía la composición de salida de las corrientes finales de productos, se realizó el aumento de la misma y se estudió el comportamiento del porcentaje molar de salida en cada una de estas corrientes, esto se realizó debido a la gran importancia de mantener la composición de salida de los productos, recuérdese que al hablar de gases de desecho su flujo no es muy grande, y para poder ser competitivos se debe obtener productos de alta pureza, se obtuvo el siguiente comportamiento:

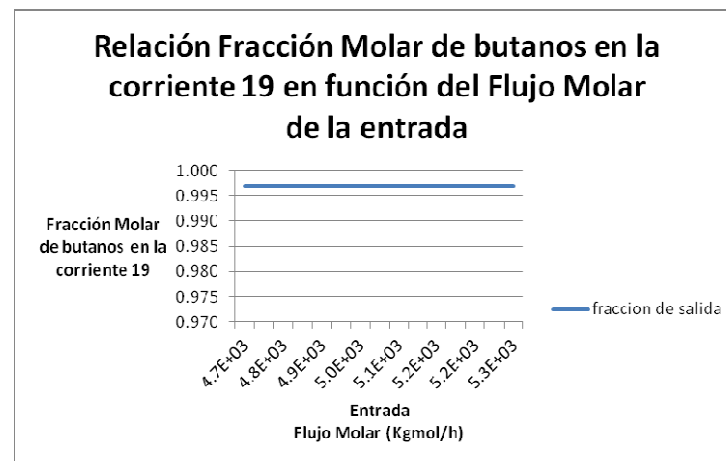
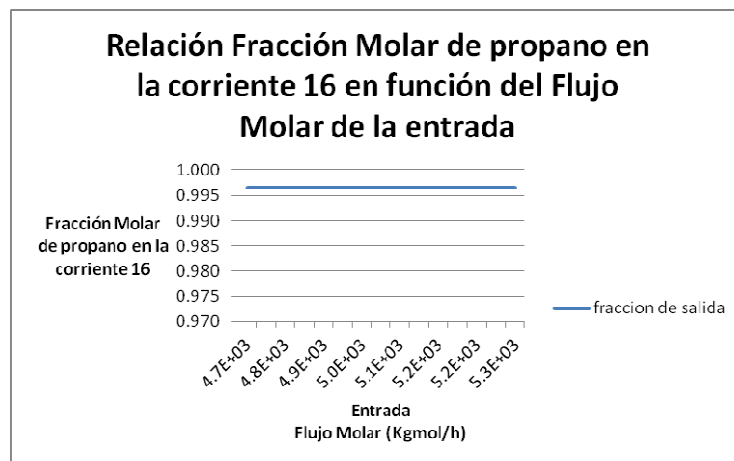
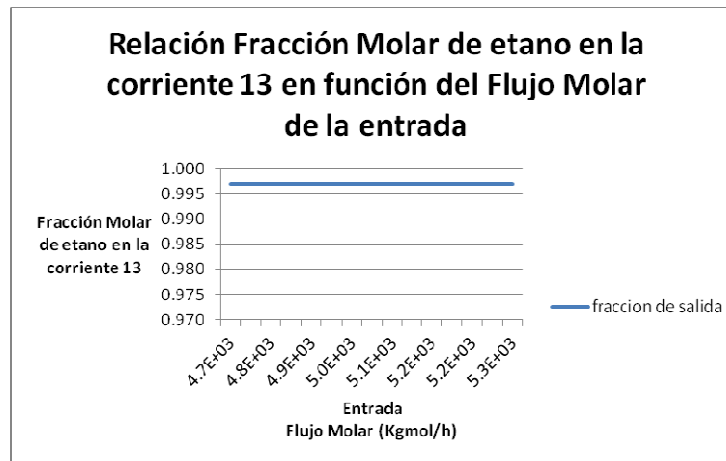
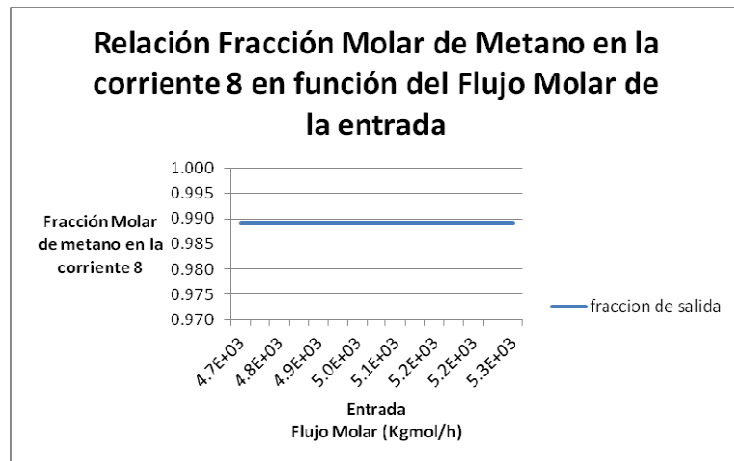


Fig. 27 Relación de la Fracción Molar del compuesto mayoritario en las Corrientes de Salida en función del Flujo Molar de la entrada para un aumento del 15% en masa de entrada.

Como se puede observar al aumentar la cantidad de masa que entra al sistema, las fracciones molares se mantienen constantes, o sea, la composición de los gases recuperados no varía, esto es debido a que la simulación tiene como set-point la composición de los productos extraídos, el sistema siempre se va a modificar para poder cumplir con esta restricción.

2. Condensadores.

Para determinar si el incremento en la masa puede ser procesado por estos equipos el estudio se realizó aumentando la masa y estudiando el comportamiento del UA de los condensadores, se obtuvo:

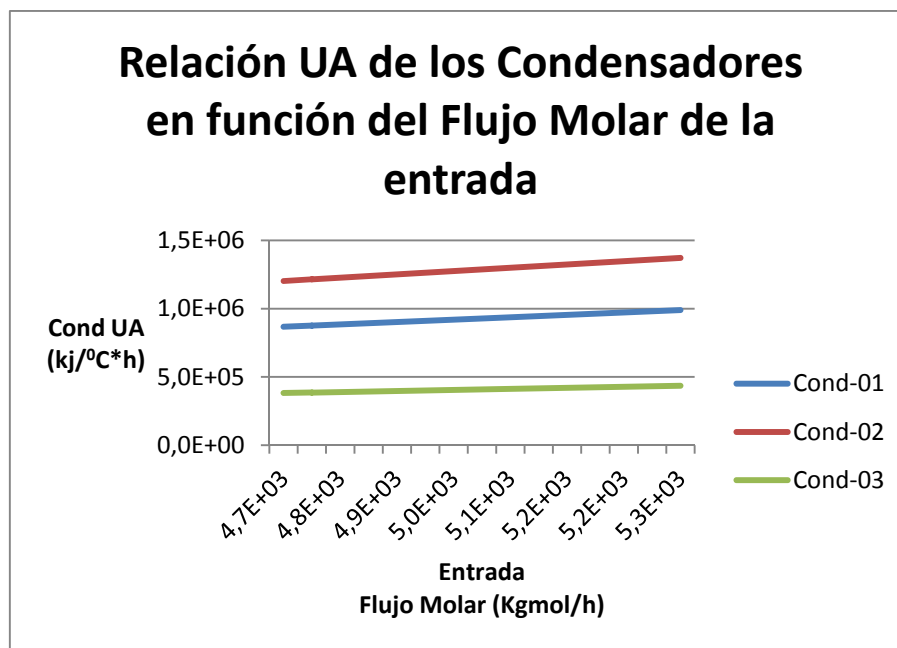


Fig. 28 Relación UA de los Condensadores en función del Flujo Molar de la entrada para un aumento del 15% en masa de entrada.

Como se observa, al aumentar la cantidad de masa que entra en el sistema, los UA de los condensadores van en aumento, por ende el equipo necesario para mantener las especificaciones de los productos y manejar ese aumento de materia es más grande. Lo que nos lleva a concluir que los condensadores presentados no cumplen con las restricciones impuestas al haber un aumento de flujo molar en la entrada.

3. Columnas.

Para determinar si el incremento en la masa puede ser procesado por estos equipos, el estudio se realizó aumentando la masa y estudiando el comportamiento del diámetro y la altura de las columnas. Como se ha explicado anteriormente se mantuvo la composición de las corrientes de salida de los productos, esto debido a que las composiciones de los mismos es lo que dará un fluido de alta pureza y con características específicas a la hora de su utilización y comercialización, la variación de diámetros y alturas de las columnas fueron las siguientes:

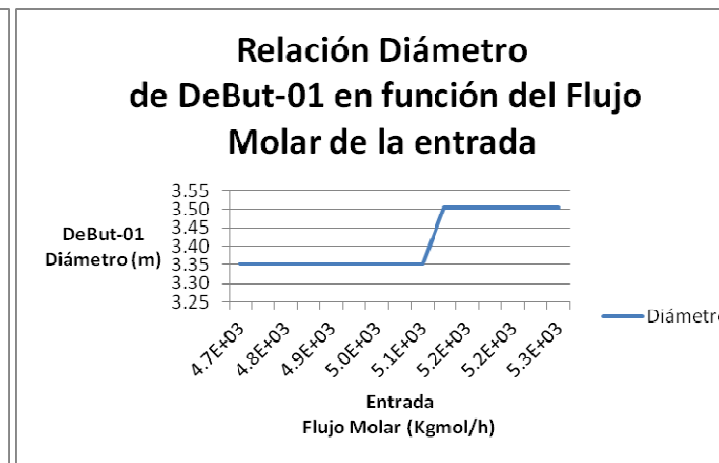
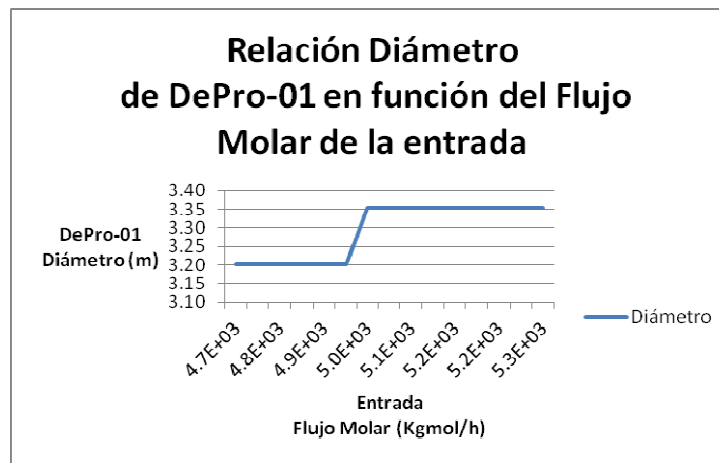
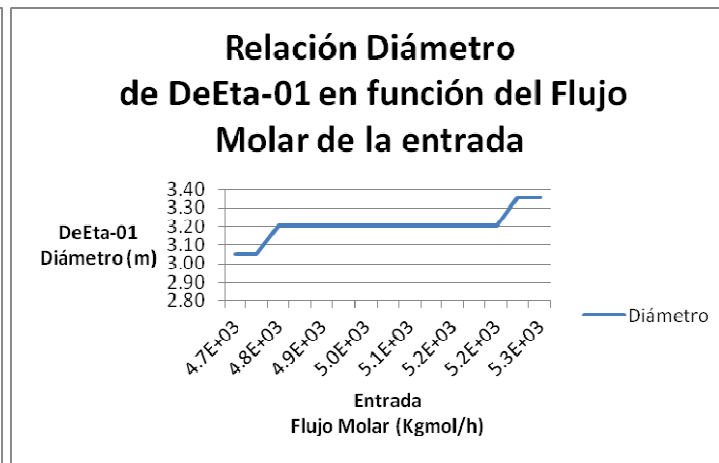
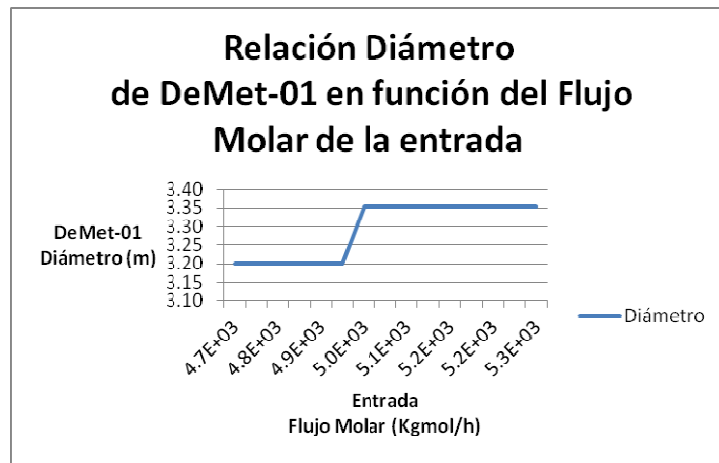


Fig. 29 Relación de Diámetro de las Columnas en función del Flujo Molar de la entrada para un aumento del 15% en masa de entrada.

Como se observa al aumentar la cantidad de masa que entra en el sistema los diámetros de las columnas van en ascenso. La columna con el menor porcentaje de incremento es la DeEta-01, que solo soporta un incremento de un 1% en el aumento de la masa antes de pedir un cambio a diámetro mayor, a partir de esto se concluye que si teóricamente los otros equipos no presentan problemas de sobre alimentación las columnas solo soportarían un incremento de un 1% en el aumento de la cantidad de flujo de entrada.

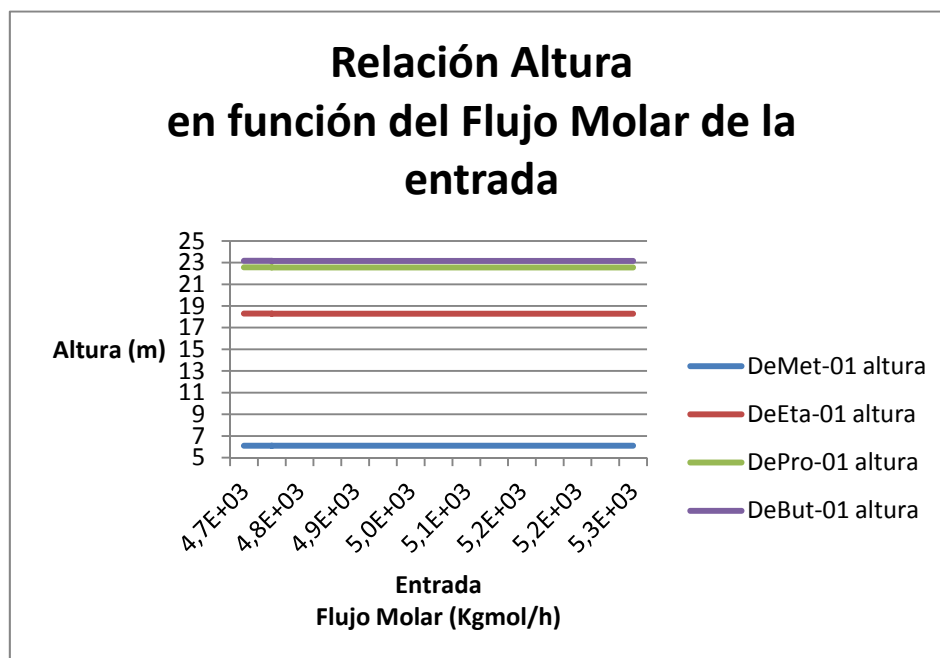


Fig. 30 Relación Altura de las Columnas en función del Flujo Molar de la entrada para un aumento del 15% en masa de entrada.

En cuanto a las alturas de las columnas, se mantienen constantes al aumentar la masa, lo que permite concluir que un aumento de la cantidad de flujo alimentado varía el diámetro más no la altura de estos equipos. La altura de las columnas está relacionada, dentro del simulador, por la cantidad de etapas de la misma; al no variar las etapas no varía la altura, esto explica la tendencia de la grafica de Altura vs. Flujo Molar de la entrada a permanecer constantes. También se nota que a medida que los compuestos más volátiles son retirados la altura, la columna aumenta debido a que se necesitan más platos para lograr la separación esperada, esto ocurre debido a que las

volatilidades de los compuestos se acercan mientras el peso molecular del hidrocarburo aumenta, lo que hace más difícil su separación teniendo que agregar más etapas para fraccionarlos.

- Disminución de masa de entrada en un 15%.

La masa inicial de la corriente de entrada es de 4682 kmol/h, al disminuirla en un 15% esta queda en 3980 kmol/h, para reportar la data se dividió ese intervalo en 15 partes y se realizó un estudio en la dimensiones de los equipos, así como también si el porcentaje de recuperación en las corrientes finales se mantienen o cumplen con el requerimiento mínimo de salida.

1. Corrientes de salida.

Para determinar si la disminución en la masa varía la composición de salida de las corrientes finales de productos, se realizó una reducción de la misma y se estudió el comportamiento del porcentaje molar de salida en cada una de estas corrientes, esto se realizó debido a la gran importancia de mantener la composición de salida de los productos, recuérdese que al hablar de gases de desecho su flujo no es muy grande, y para poder ser competitivos se debe obtener productos de alta pureza, se obtuvo el siguiente comportamiento:

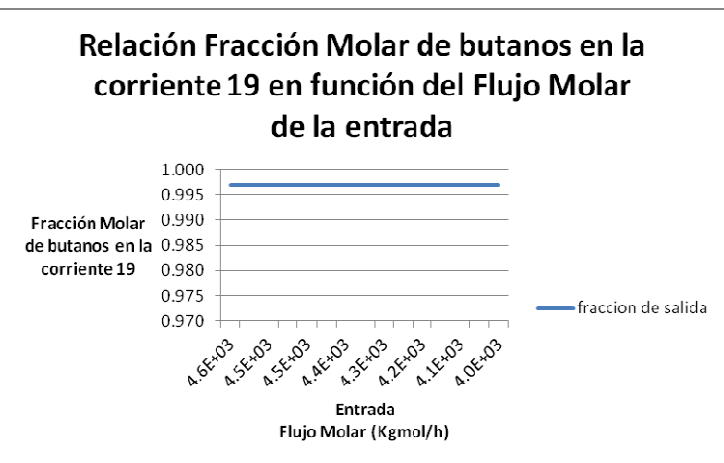
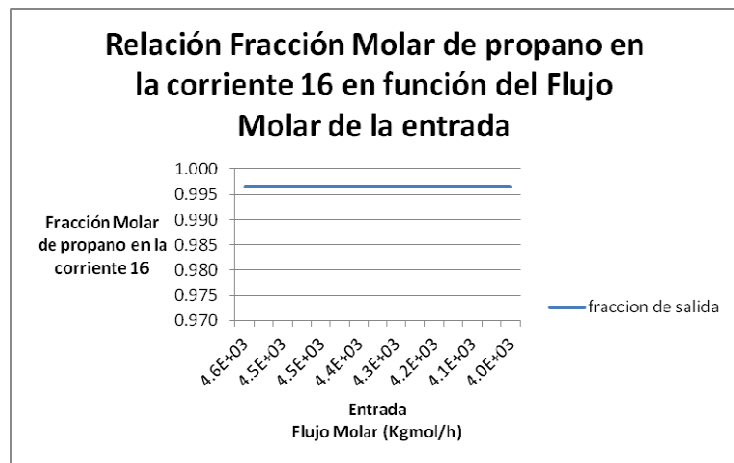
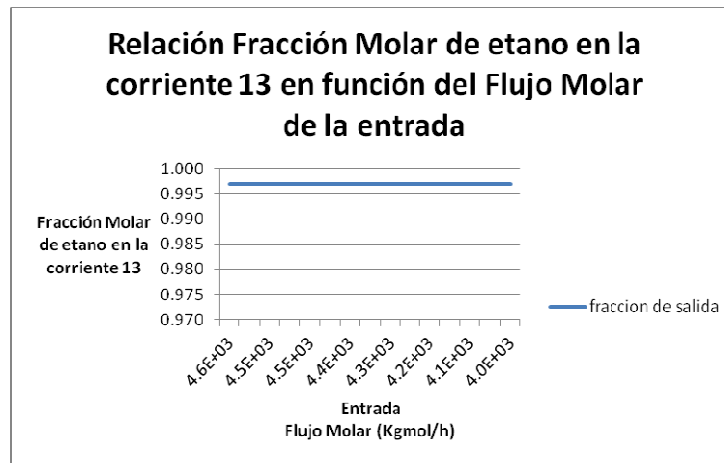
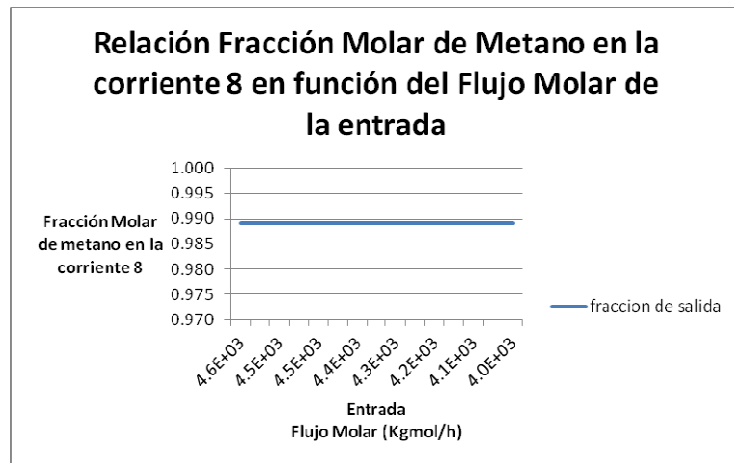


Fig. 31 Relación de la Fracción Molar del compuesto mayoritario en las Corrientes de Salida en función del Flujo Molar de la entrada para una disminución del 15% en masa de entrada.

Como se puede observar al disminuir la cantidad de masa que entra en el sistema, las fracciones molares se mantienen constantes, es decir, la composición de los gases recuperados no varía, esto es debido a que la simulación tiene como set-point la composición de los productos extraídos, por lo tanto, el sistema siempre se va a modificar para poder cumplir con esta restricción.

2. Condensadores.

Para determinar si la disminución en la masa puede ser procesada por estos equipos el estudio se realizó reduciendo la masa y estudiando el comportamiento del UA de los condensadores, se obtuvo:

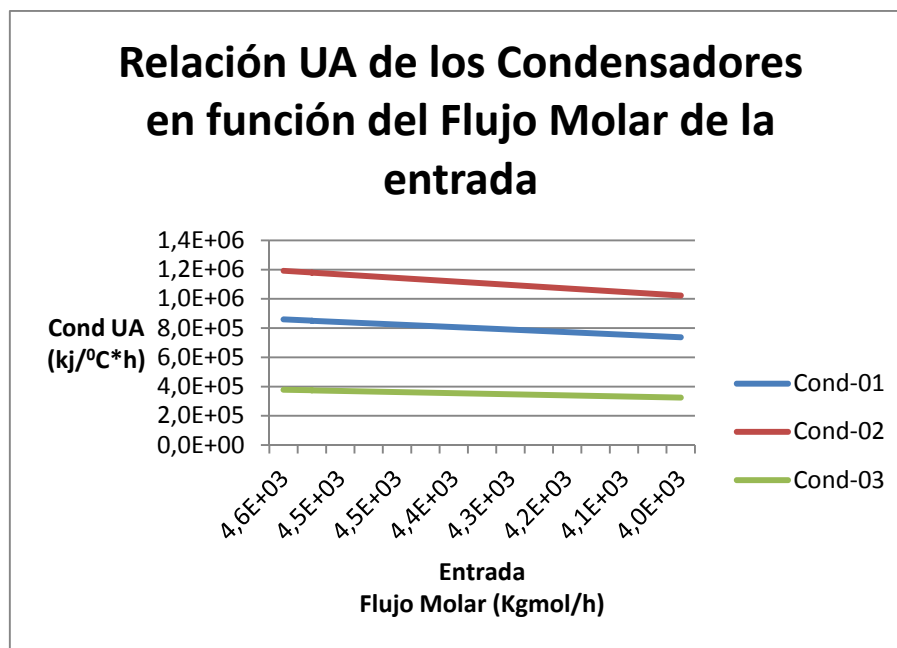


Fig. 32 Relación UA de los Condensadores en función del Flujo Molar de la entrada para una disminución del 15% en masa de entrada.

Como se observa al disminuir la cantidad de masa que entra en el sistema los UA de los condensadores van en disminución, por ende el equipo necesario para mantener las especificaciones de los productos y manejar ese decremento de materia es más pequeño. Lo que lleva a la conclusión que los condensadores presentados si cumplen

con las restricciones impuestas al haber una estrangulación de flujo molar en la entrada en un 15%.

3. Columnas.

Para determinar si el decremento en la masa puede ser procesado por estos equipos el estudio, se realizó disminuyendo la masa y estudiando el comportamiento del diámetro y la altura de las columnas, como se ha explicado anteriormente se mantuvo la composición de las corrientes de salida de los productos, esto debido a que las composiciones de los mismos es lo que dará un fluido de alta pureza y con características específicas a la hora de su utilización y comercialización, la variación de diámetros y alturas de las columnas fueron las siguientes:

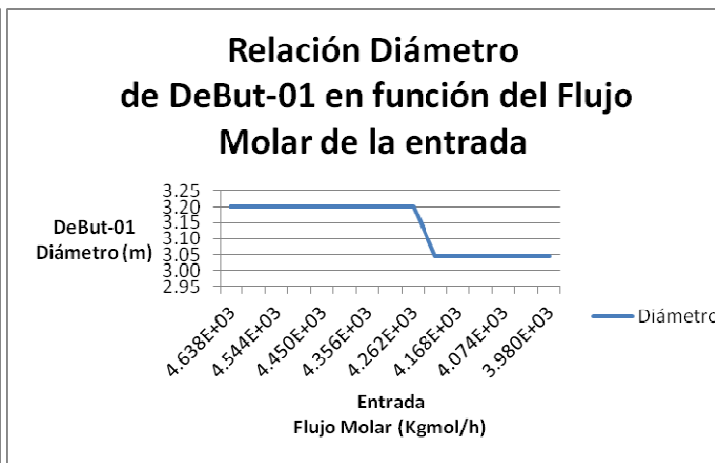
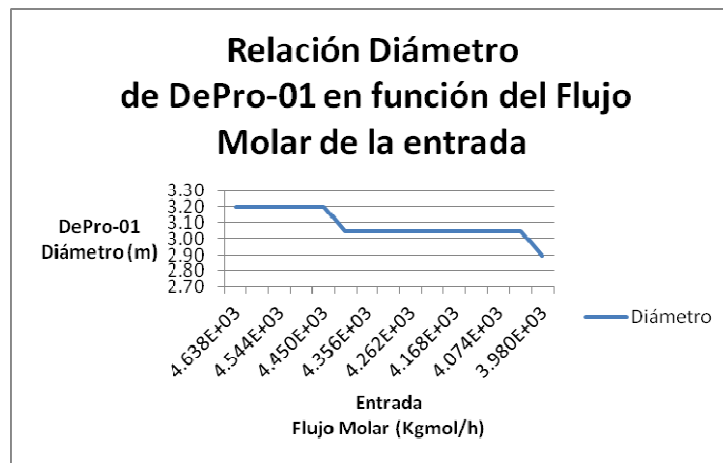
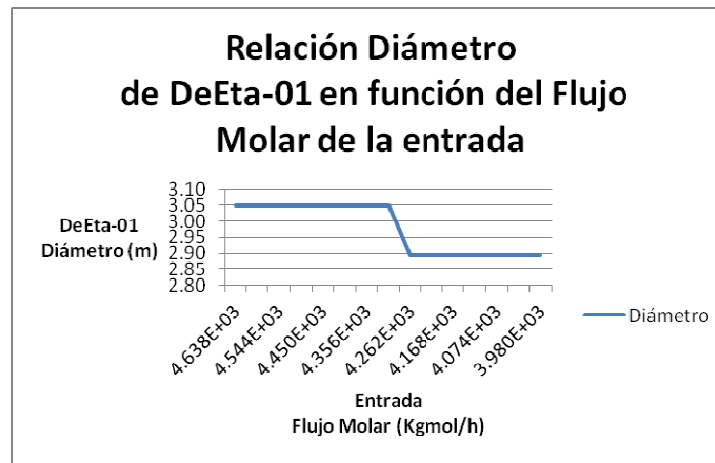
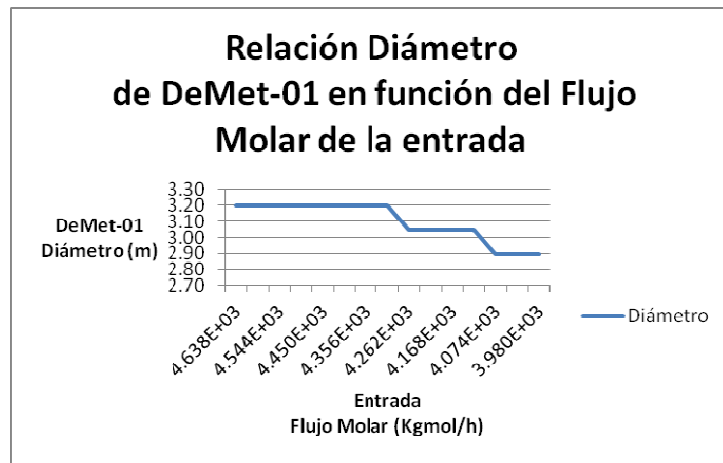


Fig. 33 Relación de Diámetro de las Columnas en función del Flujo Molar de la entrada para una disminución del 15% en masa de entrada.

Como se observa al disminuir la cantidad de masa que entra en el sistema los diámetros de las columnas van en decremento, lo que indica que los equipos presentados si cumplen con las restricciones de los productos cuando la cantidad de flujo se estrangula en un 15%, ya que el diámetro de las torres serian suficientes para mantener los porcentajes de salida y manejar el flujo dado.

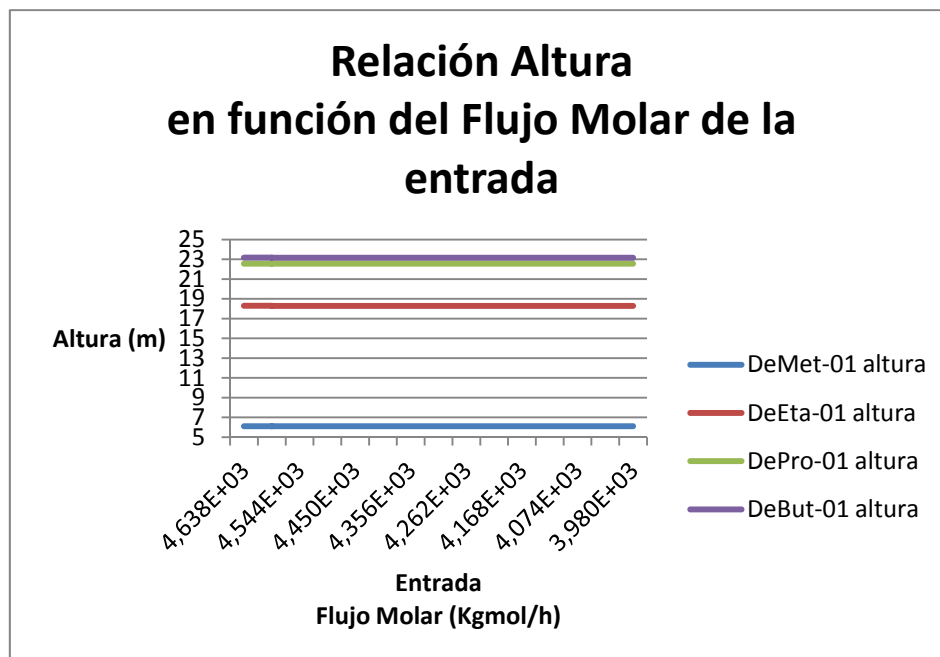


Fig. 34 Relación Altura de las Columnas en función del Flujo Molar de la entrada para una disminución del 15% en masa de entrada.

En cuanto a las alturas de las columnas, estas se mantienen constantes al disminuir la masa, lo que permite concluir que un decremento de la cantidad de flujo alimentado varía el diámetro más no varía la altura de estos equipos. La altura de las columnas está relacionada dentro del simulador por la cantidad de etapas de la misma, por ende al no variar las etapas no varía la altura. Esto explica la tendencia de la gráfica de Altura vs. Flujo Molar de la entrada a permanecer constantes. También se nota que a medida que los compuestos más volátiles son retirados la altura en la columna se aprecia un aumento debido a que se necesitan más platos para lograr la separación esperada, esto ocurre debido a que las volatilidades de los compuestos se acercan

mientras el peso molecular del hidrocarburo aumenta lo que hace más difícil su separación teniendo que agregar más etapas para fraccionarlos.

4.8 INVERSIÓN INICIAL

A continuación se presentan los costos en dólares americanos (US\$) de los equipos para el año 1985 que fueron obtenidos usando las correlaciones extraídas de la referencia de Walas (1988).

Tabla 13 Costo unitario de los equipos y costo unitarios de los equipos instalados en MUS\$.

EQUIPO	COSTO DEL EQUIPO (MUS\$)	COSTO DEL EQUIPO INSTALADO (MUS\$)
Comp-01	1474,7	1917,1
Cond-01	9,3	17,6
Cond-02	9,3	17,6
DeMet-	134,7	282,8
Tex-01	85,7	128,6
B-01	6,5	13,0
DeEta-01	192,2	403,7
Tex-02	54,6	81,9
Cond-03	6,8	13,0
DePro-01	250,2	525,4
DeBut-01	270,9	568,9
TOTAL	2494,9	3969,6

El costo de inversión de la planta para el año 1985 es de 2494,9 MUS\$ (2.494.892 US\$) y el costo de estos ya instalado fue de 3969,6 MUS\$ (3.969.257 US\$) para obtener estos costos actuales se realizó un escalamiento hasta el año 2010, para esto

se utilizó los índices de costo de los años 1985 y 2010 que son 325.5 y 556.8 respectivamente, obteniendo los siguientes valores:

Tabla 14 Costo de la inversión inicial sin instalar e instalada para el año 2010 en US\$.

COSTO SIN INSTALAR (US\$).	4.270.384
COSTO CON INSTALACIÓN (US\$).	6.793.982

Lo que nos concluye que el costo de la planta para el año 2010 es de 6794 MUS\$ que se puede aproximar a 6,8 MMUS\$.

4.9 RESULTADOS MÁS DESTACADOS DE LA INVESTIGACIÓN

1. La tecnología que mejor se ajusta a nuestros requerimientos, debido a que logra mantener la composición de salida de los productos, además de lograr una integración energética eficaz, fue la de extracción usando turbo-expansores, esta está por encima de la tecnología de absorción y la de absorción modificada.
2. Los parámetros que se tomaron en cuenta para lograr la simulación preliminar, fueron la obtención de la mayor cantidad de flujo en las corrientes de salida, y además de que estos tuvieran una composición de más de 98,5% en el producto mayoritario, esto se planteo así debido a que se trabaja con gases de desecho en donde el flujo de estos no es muy elevado, lo que nos obliga tener productos de gran pureza para poder ser competitivos en el mercado.
3. La integración energética de la planta tuvo como principio la disminución de la cantidad de energía a utilizar en la misma, para lograr esto se propuso el uso de la energía suministrada por los turbo-expansores, lo que logro una disminución del 26% en la cantidad de energía requerida por la misma.
4. Para lograr una separación efectiva en la primera torre, la demetanizadora, la corriente de entrada debe ingresar en temperaturas alrededor de los -96 °C, debido a que se está usando gases de quema y/o venteo la temperatura de

estos esta por el rango de los 50 °C, pero al aumentar la presión se alcanzan temperaturas de 120 °C aproximadamente, para lograr disminuir esta temperatura se propuso crear un tren de condensadores, de los cuales dos de estos usaron como refrigerante el metano y etanos de las corrientes de salida de los turbo-expansores, y un último condensador que utiliza metano como insumo, se propuso lo anterior para disminuir los costos de insumos futuros y para aprovechar las bajas temperaturas de los productos obtenidos.

5. La planta simulada trabaja bien con una disminución de un 15% en la corriente de entrada, ya que las corrientes de productos siguen manteniendo la composición mínima a la salida y en los equipos no hay variación de dimensiones. En cambio para un aumento del 15%, para lograr las composiciones requeridas habría que aumentar el tamaño de equipos mayores. Se ha tomado un estudio de sensibilidad de hasta un 15% debido que en trabajos anteriores se ha determinado que hasta este valor es óptimo el desempeño del gas metano para producir energía, una variación más amplia implicaría el simulado de otro proceso con equipos de dimensiones diferentes y otro enfoque del mismo.
6. La estimación de la inversión inicial de la planta reporta un valor de 6,8 MMUS\$ hasta la instalación de la misma, para el año 2010, debido a la gran variación entre este costo y solo la suma de los precios unitarios se recomienda reportar el valor de instalación.

CONCLUSIONES

A continuación se presentan las conclusiones obtenidas en este Trabajo Especial de Grado:

- El gas natural de baja presión venteado y/o quemado estudiado puede ser fraccionado en subproductos de mayor valor agregado, como lo son el metano, etano, propano, butanos y C5⁺.
- La tecnología de separación usando turbo-expansores, proporcionan productos de mayor pureza que las tecnologías de absorción y absorción modificadas.
- La tecnología de separación usando turbo-expansores proporciona energía que de ser utilizada en el proceso disminuye los requerimientos de esta en la planta.
- Al tomar como parámetro de simulación, la obtención de productos finales de composiciones mayores a los 98,5% molar la tecnología que mejor se ajusta a este es la separación usando turbo-expansores.
- Al tomar como parámetro de integración el uso de la energía y disminución de la temperatura aportada por los turbo-expansores, se logra una disminución en la cantidad de insumos para bajar la temperatura de la corriente de entrada, así como también una disminución de la energía requerida por la planta.
- Con el uso del simulador se pudo obtener un diagrama de flujo de procesos que sirve como referencia de la cantidad de equipos y su ubicación espacial dentro de la planta simulada.
- El uso del simulador HYSYS ayuda a simplificar los primeros pasos en el diseño o mejora de los procesos químicos.

- La planta simulada soporta una disminución de un 15% en el flujo de entrada más no un aumento del 15% en el mismo.
- Los costos de equipos instalados es mucho mayor a los costos de solo adquisición de estos.

RECOMENDACIONES

A continuación se presentan las recomendaciones obtenidas en este Trabajo Especial de Grado que dará pie a mejoras en trabajos similares en el futuro:

- Se sugiere seguir un orden lógico en el momento de simular un proceso químico usando el HYSYS, esto disminuye los errores que se presentan a medida que la simulación es creada.
- Antes de entrar al simulador se debe tener un conocimiento amplio de la tecnología y el proceso a simular.
- Antes de realizar cualquier integración de equipos se debe simular el proceso completo sin las mismas para así evitar la propagación de errores.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Bahadori, A. y Vuthaluru, H. (2009), Rapid estimation of equilibrium water dew point of natural gas in TEG dehydration Systems. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*.

Coyle, David et al. (2010). Natural gas specification challenges in the LNG industry.

Djebri Mourad et al. (2008). Recovery of flared gas through crude oil stabilization by a multi-staged separation with intermediate feeds: a case study. Sonatrach Direction Production, Region de TFT, BP66, IN AMENAS, Algeria.

Gas Processors Suppliers Association, (1998). *Engineering Data Book*. 11th Edition. EEUU.

Gragirena L, Kharlyns R. (2011). Simulación de una planta de generación eléctrica utilizando gas de baja presión del distrito norte, en el estado Monagas, como combustible en un ciclo de potencia. Universidad Central de Venezuela. Venezuela.

Kammaruddin, Mohd. Y Hamid, Abb. (2007). *Hysys: an introduction to chemical engineering simulation*. Malasia.

La Rosa, L. (2010). Valorización del gas natural asociado destinado a la quema y venteo en las instalaciones petroleras del distrito norte de pdvsa, estado Monagas, Venezuela. Universidad Central de Venezuela. Venezuela.

Min Oh t y II Moon. (1998). *Framework of dynamic simulation for complex chemical processes*. LG Engineering Co. Ltd., Seoul, Korea.

Rodríguez V. Karen. (2010). Aprovechamiento del gas de quema y venteo en la generación de electricidad para satisfacer necesidades energéticas en comunidades aledañas a las instalaciones del distrito norte. Universidad Central de Venezuela, Venezuela.

T.K. Ghosh and M.A. Prelas, (2009). *Energy resources and systems: volume 1: fundamentals and non-renewable resources*, 281–381. © Springer Science + Business Media B.V.

Walas, S. M. (1988). *Chemical Process Equipment-Selection and Design*.

Sitio de Internet: http://205.254.135.24/oiaf/ieo/nat_gas.html. Última Visita: 11 de Julio de 2011 a 08:00.

APÉNDICE

APÉNDICE 1. LEYES Y NORMATIVAS VENEZOLANAS PARA LA QUEMA Y VENTEO DE GAS NATURAL.

- Constitución de la República Bolivariana de Venezuela, Capítulo IX de los Derechos Ambientales.

Artículo N°127: “Es un derecho y un deber de cada generación proteger y mantener el ambiente en beneficio de sí misma y del mundo futuro. Toda persona tiene derecho individual y colectivamente a disfrutar de una vida y de un ambiente seguro, sano y ecológicamente equilibrado. El Estado protegerá el ambiente, la diversidad biológica, los recursos genéticos, los procesos ecológicos, los parques nacionales y monumentos naturales y demás áreas de especial importancia ecológica. El genoma de los seres vivos no podrá ser patentado, y la ley que se refiera a los principios bioéticos regulará la materia”.

“Es una obligación fundamental del Estado, con la activa participación de la sociedad, garantizar que la población se desenvuelva en un ambiente libre de contaminación, en donde el aire, el agua, los suelos, las costas, el clima, la capa de ozono, las especies vivas, sean especialmente protegidos, de conformidad con la ley”.

Artículo N°128: “El Estado desarrollará una política de ordenación del territorio atendiendo a las realidades ecológicas, geográficas, poblacionales, sociales, culturales, económicas, políticas, de acuerdo con las premisas del desarrollo sustentable, que incluya la información, consulta y participación ciudadana. Una ley orgánica desarrollará los principios y criterios para este ordenamiento”.

Artículo N°129: “Todas las actividades susceptibles de generar daños a los ecosistemas deben ser previamente acompañadas de estudios de impacto ambiental y sociocultural. El Estado impedirá la entrada al país de desechos tóxicos y peligrosos, así como la fabricación y uso de armas nucleares, químicas y biológicas. Una ley

especial regulará el uso, manejo, transporte y almacenamiento de las sustancias tóxicas y peligrosas”.

En los contratos que la República celebre con personas naturales o jurídicas, nacionales o extranjeras, o en los permisos que se otorguen, que afecten los recursos naturales, se considerará incluida aun cuando no estuviere expresa, la obligación de conservar el equilibrio ecológico, de permitir el acceso a la tecnología y la transferencia de la misma en condiciones mutuamente convenidas y de restablecer el ambiente a su estado natural si éste resultare alterado, en los términos que fije la ley”.

- Ley Orgánica de los Hidrocarburos Gaseosos y su Reglamento.

Artículo N°15: “Las actividades a que se refiere esta Ley, deberán realizarse conforme a las normas de seguridad, higiene y protección ambiental que les fueren aplicables, así como a las mejores prácticas científicas y técnicas disponibles para el mejor aprovechamiento y uso racional del recurso”.

- Ley Orgánica del Ambiente.

En cuanto a la Conservación de la calidad de la atmósfera

Artículo N°60: “Para la conservación de la calidad de la atmósfera se considerarán los siguientes aspectos:

1. Vigilar que las emisiones a la atmósfera no sobrepasen los niveles permisibles establecidos en las normas técnicas.
2. Reducir y controlar las emisiones a la atmósfera producidas por la operación de fuentes contaminantes, de manera que se asegure la calidad del aire y el bienestar de la población y demás seres vivos, atendiendo a los parámetros establecidos en las normas que la regulan y en cumplimiento de los convenios internacionales suscritos y ratificados por la República Bolivariana de Venezuela.

3. Establecer en las normas técnicas ambientales los niveles permisibles de concentración de contaminantes primarios y secundarios, capaces de causar molestias, perjuicios o deterioro en el ambiente y en la salud humana, animal y vegetal.
4. Establecer prohibiciones, restricciones y requerimientos relativos a los procesos tecnológicos y la utilización de tecnologías, en lo que se refiere a la emisión de gases y partículas, entre otros, que afectan la capa de ozono o inducen el cambio climático.
5. Dictar las normas técnicas ambientales para el establecimiento, operación y mantenimiento de sistemas de seguimiento de calidad del aire y de las fuentes contaminantes.
6. Llevar un inventario y registro actualizado de las fuentes contaminantes y la evaluación de sus emisiones”.

- Decreto 638 de la Ley Penal del Ambiente.

Artículo N°1: “Este Decreto tiene por objeto establecer las normas para el mejoramiento de la calidad del aire y la prevención y control de la contaminación atmosférica producida por fuentes fijas y móviles capaces de generar emisiones gaseosas y partículas”.

- Parámetros de las Normas Técnicas Aplicables para el Aseguramiento de la Calidad del Gas en Sistemas de Transporte y Distribución

Artículo N°1: “La presente resolución tiene por objeto establecer las Normas Técnicas Aplicables (NTA) correspondientes a las especificaciones de calidad que debe cumplir el gas natural destinado a su utilización por el público, para uso general en la industria, comercio, residencias y vehículos, en los puntos de entrada a los sistemas de transporte y distribución, con el fin de garantizar la seguridad pública y la protección ambiental y establecer procedimientos que garanticen estándares de operatividad y servicio a los transportistas y distribuidores”.

Artículo N°2. “Las presentes NTA serán aplicables al gas natural procedente de las instalaciones de producción, procesamiento y tratamiento del gas natural que se incorpore a los sistemas de transporte en los centros de despacho, y en cualquier otro punto a lo largo de dichos sistemas”.

Esta norma se puede aplicar para el control de emisiones de gases de efecto invernadero, la regulación de la quema y venteo de gas, el estableciendo del marco normativo/legislativo (Sánchez, 2008), entre otras.

Ley de Armonización y Coordinación de Competencias de los Poderes Públicos Nacional y Municipal para la Prestación de los Servicios de Distribución de Gas con Fines Domésticos y de Electricidad

Artículo N°4: “Es de la competencia del Poder Público Municipal en materia de prestación del servicio de distribución de gas con fines domésticos y de electricidad:

1. Promover y asegurar la prestación, el mantenimiento, el mejoramiento y la ampliación de los servicios de distribución de gas con fines domésticos y de electricidad en su ámbito territorial, en armonía con el régimen general y con la ordenación de la actividad de distribución establecida por el Poder Público Nacional.

APÉNDICE 2. METODOLOGÍA Y ECUACIONES USADAS PARA EL CÁLCULO DE LA INVERSIÓN INICIAL DE LA PLANTA.

1. ECUACIONES UTILIZADAS PARA DETERMINAR LOS PRECIOS DE LOS EQUIPOS.

- Compresor centrifugo (US\$)

$$C = 6490(HP)^{0,62} \quad 100 < HP < 30.000$$

C=costo (US\$).

- Condensador (US\$)

Material Stainless steel 304.

$$C = f_d \times f_m \times f_p \times C_b$$

C=costo (US\$).

$$f_d = \exp [-1,1156 + 0,0906(\ln A)]. \text{ (adim).}$$

$$f_m = 0,8193 + 0,15984(\ln A). \text{ (adim).}$$

$$f_p = 1,0205 + 0,07140(\ln A). \text{ (adim).}$$

$$C_b = \exp [8,821 - 0,30863(\ln A) + 0,0681(\ln A)^2]. \text{ (US$).}$$

$$A = \text{área del intercambiador} \quad 150 < A < 12000 \text{ pies}^2$$

- Columna de destilación (US\$)

Material Stainless steel 304.

$$C = f_1 \times C_b + N \times f_2 \times f_3 \times f_4 \times C_t + C_{p1}$$

C=costo (US\$).

$$f_1 = 1,7. \text{ (adim).}$$

$$C_b = \exp [7,123 + 0,1478 (\ln W) + 0,02488 (\ln W)^2]. \text{ (US$).}$$

$$f_2 = 1,189 + 0,05770. \text{ (adim).}$$

$$f_3 = \text{tipo de plato. (adim).}$$

$$f_4 = 2,25 / (1,0414)^N$$

$$C_t = 375,8 \exp(0,1739D). \text{ (US$).}$$

$$C_{p1} = 204,9D^{0,6332} L^{0,8016} \text{ (US$).}$$

N= numero de platos.

W= peso de la columna (Libras).

D= diámetro de la columna 2 < D < 24 pies.

L= largo de la columna 57 < L < 170 pies.

- Turbo-expansor (US\$).

$$C = 310(HP)^{0,81} \quad 20 < HP < 5000$$

- Bomba centrifuga (US\$)

$$C = F_M \times F_T \times C_b$$

C=costo (US\$).

$$F_M = 2,00 \text{ (adim).}$$

$$F_T = \exp (b_1 + b_2 (\ln QH^{1/2}) + b_3 (\ln QH^{1/2})) \text{ (adim).}$$

$$C_b = 1,55 \exp [8,833 - 0,6019 (\ln QH^{1/2}) + 0,0519 (\ln QH^{1/2})^2] \text{ (US\$)}.$$

Q= caudal. (gpm).

H= cabezal. (pies).

$b_1 = 5,1029$ (adim).

$b_2 = -1,2217$ (adim).

$b_3 = 0,0771$ (adim).

2. MULTIPLICADORES PARA EQUIPOS INSTALADOS.

EQUIPO	MULTIPLICADOR
Compresor	1,3
Condensador	1,9
Columna	2,1
Turbo-expansor	1,5
Bomba	2,0

3. INVERSIÓN TOTAL DE LA PLANTA.

$$C_t = C_1 + C_2 + C_3 + \dots + C_n$$

C_t = costo total de la planta (US\$).

C_{1-n} = costo específico de cada equipo (US\$).

4. INVERSIÓN TOTAL DE LA PLANTA INSTALADA.

$$C_{ti} = C_{1i} + C_{2i} + C_{3i} + \dots + C_{ni}$$

C_{ti} = costo total de la planta instalada (US\$).

C_{1i-ni} = costo específico de cada equipo instalado (US\$).

5. ESCALAMIENTO DE LA INVERSIÓN INICIAL AL AÑO 2010.

$$C_{2010} = C_{1985} \times \left(\frac{IC_{2010}}{IC_{1985}} \right)$$

C_{2010} = costo para el año 2010 (US\$).

C_{1985} = costo para el año 1985 (US\$).

IC_{2010} = índice de costo para el año 2010 (556,8).

IC_{1985} = índice de costo para el año 1985 (325,3).