

**TRABAJO ESPECIAL DE GRADO**

**VIABILIDAD DE LA SEPARACIÓN DE LOS GASES DE QUEMA Y/O  
VENTEO EN LOS DISTRITOS DEL LAGO NORTE Y SUR DE LA COSTA  
ORIENTAL DEL LAGO DE MARACAIBO**

Presentado ante la ilustre  
Universidad Central de Venezuela  
Por la Br. Álvarez R., Sabrina  
Para optar al Título de Ingeniera Química

Caracas, 2013

**TRABAJO ESPECIAL DE GRADO**

**VIABILIDAD DE LA SEPARACIÓN DE LOS GASES DE QUEMA Y/O  
VENTEO EN LOS DISTRITOS DEL LAGO NORTE Y SUR DE LA COSTA  
ORIENTAL DEL LAGO DE MARACAIBO**

TUTORES ACADÉMICOS: Prof. Francisco Yáñez

Prof. Edgar Chacón

Presentado ante la ilustre

Universidad Central de Venezuela

Por la Br. Álvarez R., Sabrina

Para optar al Título de Ingeniera Química

Caracas, 2013

Caracas. Mayo, 2013

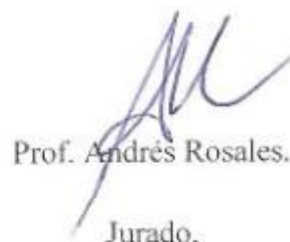
Los abajo firmantes, miembros del Jurado designados por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por la bachiller Sabrina Álvarez., titulado:

**“Viabilidad de la separación de los gases de quema y/o venteo en los Distritos del Lago Norte y Sur de la Costa Oriental del Lago de Maracaibo”**

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



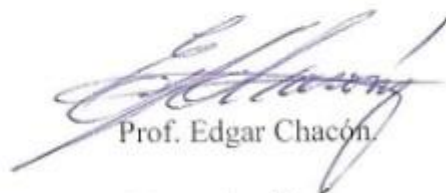
Jurado.



Jurado.



Tutor Académico.



Tutor Académico.

**Álvarez, R. Sabrina**

## **AGRADECIMIENTOS**

Deseo expresar mis más sinceras muestras de agradecimientos

A la ilustre Universidad Central de Venezuela (U.C.V) y en especial a la Escuela de Ingeniería Química por darme la oportunidad de ser parte de una generación de triunfadores y gente productiva para el país.

A mis tutores los Profesores Francisco Yáñez y Edgar Chacón por su apoyo incondicional y sacar tiempo de donde no lo había para atender mis dudas.

A mis padres por su paciencia y apoyo durante todos estos años.

A Marife Carruido, por ser más que una compañera de estudios una amiga que me acompañó a largo de este camino.

A mis amigos Santiago Quispe, Katherin Falancia y Andreina Nava, por ayudarme a en momentos que hicieron falta y trabajar conmigo.

**GRACIAS.**

**VIABILIDAD DE LA SEPARACIÓN DE LOS GASES DE QUEMA Y/O  
VENTEO EN LOS DISTRITOS DEL LAGO NORTE Y SUR DE LA COSTA  
ORIENTAL DEL LAGO DE MARACAIBO**

**Tutor Académico: Prof. Francisco Yáñez. Tesis. Caracas, U.C.V Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química. Año 2013, paginas 81.**

**Palabras Claves:** Quema, Venteo, Contaminación, Fraccionamiento, Simulación.

**Resumen.** El gas natural es el combustible fósil con menor impacto medioambiental de todos los utilizados, que además posee un gran poder energético convirtiéndolo en un valioso recurso. Venezuela cuenta con una gran cantidad de reservas probadas de gas natural, ocupando el primer lugar a nivel de Latinoamérica y octavo a nivel mundial pero no todo el gas que se tiene puede ser transformado en un fin útil. Se estima que Venezuela quema y/o ventea el 10% de la producción del gas natural, lo que la ubica entre los diez primeros países que más queman y/o ventean este recurso a nivel mundial. El presente trabajo especial de grado tuvo como objetivo aprovechar los gases de quema y/o venteo en el occidente del país, específicamente en los Distritos Lago Norte y Lago Sur de la costa oriental del Lago de Maracaibo para transfórmalos en subproductos de alto valor agregado, para lograr este objetivo se aplico la herramienta de simulación HYSYS para simular el proceso, una vez escogida la mejor tecnología (Turbo Expansión), a través de una matriz de selección de tecnología. Adicionalmente se presenta un análisis de sensibilidad variando el flujo de alimentación del proceso en un 15% por encima y por debajo respectivamente, permitiendo realizar ajustes en algunos equipos que presentaron problemas al aumentar el flujo , posteriormente se realizó una integración térmica y finalmente una estimación de la inversión inicial de la planta que permitirá concluir la rentabilidad del proceso, la cual arrojó como resultado que el proceso es rentable con un total de ganancias de 150,6 MM\$.

## ÍNDICE DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN.....	1
CAPÍTULO I.....	2
FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN.....	2
1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA .....	2
1.2 OBJETIVOS .....	7
1.2.1 Objetivo general .....	7
1.2.2 Objetivos específicos.....	7
1.3 ANTECEDENTES .....	8
CAPÍTULO II.....	11
MARCO TEÓRICO.....	11
2.1 GAS NATURAL .....	11
2.2 USOS DEL GAS NATURAL .....	12
2.3 GAS EN EL ORIENTE Y OCCIDENTE DEL PAÍS .....	13
2.3.1 Planta de gas en el Oriente y Occidente del país.....	14
2.4 CLASIFICACIÓN DEL GAS NATURAL.....	15
2.5 QUEMA Y VENDEO DE GAS NATURAL.....	16
2.6 PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL .....	19
2.6.1 Tratamiento .....	20
2.6.1 Extracción de líquidos y fraccionamiento .....	22
2.7 SIMULADOR HYSYS.....	22
CAPÍTULO III.....	24
METODOLOGÍA EXPERIMENTAL.....	24
3.1 RECOPIACIÓN Y AJUSTE DE LA DATA .....	24
3.2 REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA DE LA TECNOLOGÍA A EMPLEAR .....	25
3.3 SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA.....	29
3.4 SIMULACIÓN DEL PROCESO MEDIANTE EL USO DEL PROGRAMA HYSYS... 33	
3.5 INTEGRACIÓN TÉRMICA .....	34
3.6 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DEL SIMULADO REALIZADO .....	34
3.7 ESTIMACIÓN DE INVERSIÓN INICIAL Y RENTABILIDAD.....	35
3.8 DISCUSIÓN DE RESULTADOS .....	35

3.9 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	35
CAPÍTULO IV.....	36
DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	36
4.1 DATA RECOPIADA Y AJUSTADA.....	36
4.2 SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA.....	38
4.3 EQUIPOS USADOS Y SUS ESPECIFICACIONES.....	40
4.4 ENERGÍA NETA DE LA PLANTA.....	52
4.5 DIAGRAMAS DE FLUJO DEL PROCESO (DFP).....	53
4.6 INTEGRACIÓN TÉRMICA.....	60
4.7 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.....	60
4.8 ESTIMACIÓN DE INVERSIÓN INICIAL Y RENTABILIDAD.....	66
CONCLUSIONES.....	70
RECOMENDACIONES.....	71
BIBLIOGRAFÍA.....	72
ANEXOS.....	77

## LISTA DE TABLAS

Tabla 1: Composición del gas natural.....	12
Tabla 2: Aplicaciones más comunes del gas natural.....	12
Tabla 3: Producción y distribución del gas natural por jurisdicción.....	13
Tabla 4: Plantas de extracción y fraccionamiento en el oriente y occidente del país.....	14
Tabla 5: Principales países que realizan quema y venteo de gas asociado a nivel Mundial.....	18
Tabla 6: Tecnologías hábiles para el endulzamiento de gas natural.....	20
Tabla 7: Tecnologías para deshidratación de gas natural.....	21
Tabla 8: Tecnologías para la extracción de líquidos y fraccionamiento del gas natural.....	22
Tabla 9: Flujo de gas de venteo a procesar de los Distritos de Lago Norte y Sur.....	24
Tabla 10: Composición del gas a procesar.....	25
Tabla 11: Comparación tecnologías para una misma alimentación a condiciones de máxima recuperación.....	28
Tabla 12: Valoración de criterios.....	30
Tabla 13: Escala de valores a emplear en la matriz de valoración.....	30
Tabla 14: Matriz de valoración de criterios.....	31
Tabla 15: Matriz de selección de tecnología.....	32
Tabla 16: Composición del gas a utilizar.....	36
Tabla 17: Condiciones del gas a utilizar.....	37
Tabla 18: Condiciones de operación del soplador.....	37
Tabla 19: Condiciones del gas a utilizar.....	37
Tabla 20: Ajuste de la composición del gas.....	38
Tabla 21: Matriz de valoración de criterios resuelta.....	39
Tabla 22: Matriz de selección de tecnología resuelta.....	40
Tabla 23: Especificaciones de los compresores.....	41
Tabla 24: Especificaciones de los condensadores.....	42



Tabla 25: Composición de la corriente de entrada de la DesMet-01.....	43
Tabla 26: Composición de la corriente de salida de la DesMet-01.....	44
Tabla 27: Datos del Turbo Expansor (Tex-101).....	45
Tabla 28: Datos de la Bomba (P-101).....	45
Tabla 29: Composición de la corriente de entrada de la DesEt-01.....	46
Tabla 30: Composición de las corrientes de salida de la DesEt-01.....	47
Tabla 31: Datos del Turbo Expansor (Text-102).....	47
Tabla 32 Datos de la válvula VLV-1.....	48
Tabla 33: Composición de la corriente de entrada de la DesPro-01.....	49
Tabla 34: Composición de las corrientes de salida de la DesPro-01.....	49
Tabla 35: Datos de la válvula VLV-2.....	50
Tabla 36: Composición de la corriente de entrada de la DesBut-01.....	51
Tabla 37: Composición de las corrientes de salida de la DesBut-01.....	51
Tabla 38: Límites sugeridos para una columna de destilación.....	52
Tabla 39: Energía requerida por equipos.....	52
Tabla 40: Energía suministrada por los Turbo Expansores.....	53
Tabla 41: Composición molar de Metano, Etano, Propano, i-Butano y n-Butano al Variar el flujo de alimentación.....	61
Tabla 42: Porcentaje de inundación variando el flujo de alimentación para la DesMet-01.....	62
Tabla 43: Porcentaje de inundación variando el flujo de alimentación para la DesEt-01.....	62
Tabla 44: Porcentaje de inundación variando el flujo de alimentación para la DesPro-01.....	63
Tabla 45: Porcentaje de inundación variando el flujo de alimentación para la DesBut-01.....	63
Tabla 46: Porcentaje de inundación variando el flujo de alimentación para la DesPro-01 modificada.....	64
Tabla 47: UA al variar el flujo de alimentación.....	65
Tabla 48: UA al variar el flujo de alimentación para el condensador E-103.....	66

Tabla 49: Costo unitario de los equipos y costo unitario de los equipos instalados en MUS\$.....	66
Tabla 50: Inversión total de la planta para el año 2012.....	67
Tabla 51: Precios de los productos en el mercado internacional.....	68
Tabla 52: Toneladas obtenidas por producto al año.....	68
Tabla 53: Ganancia de los productos obtenidos.....	68

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Reservas Probadas de Gas Natural en el mundo.....	3
Figura 2: Consumo mundial de gas natural por sector consumidor final.....	4
Figura 3: Mercado mundial del consumo de energía por región .....	5
Figura 4: Proceso Refrigeración Mecánica.....	26
Figura 5: Proceso Joule- Thomson.....	27
Figura 6: Proceso Turbo Expansión.....	28
Figura 7: Columna DesMet-01.....	43
Figura 8: Columna DesEt-01.....	46
Figura 9: Columna DesPro-01.....	48
Figura 10: Columna DesBut-01.....	50
Figura 11: Diagrama de flujo etapa de compresión.....	54
Figura 12: Diagrama de flujo etapa de fraccionamiento.....	55
Figura 13: Diagrama de flujo etapa de fraccionamiento.....	56
Figura 14: Diagrama de flujo etapa de compresión con integración térmica.....	57
Figura 15: Diagrama de flujo etapa de fraccionamiento con integración térmica.....	58
Figura 16: Diagrama de flujo etapa de fraccionamiento con integración térmica.....	59

## INTRODUCCIÓN

El presente Trabajo Especial de Grado tiene como objetivo determinar la viabilidad técnica y la determinación de los parámetros de operación para los sistemas necesarios que permitan la separación de metano, etano, propano, butanos y C<sub>5+</sub> del gas natural que se quema y/o ventea en los Distritos del Lago Norte y Largo Sur de la Costa Oriental del Lago de Maracaibo mediante una matriz de selección de tecnología, simulación del proceso determinado empleando el simulador HYSYS, la integración térmica del proceso, un análisis de sensibilidad y una estimación de costos del proceso a realizar.

Para realizar lo antes expuesto se recopiló la data del gas venteado reportado por la Ingeniera Nastenka Azuaje en su trabajo de maestría (2010), luego se llevó a cabo un estudio bibliográfico de las tecnologías mayormente aplicadas por la industria para el fraccionamiento de gases, para posteriormente poder construir una matriz de selección de tecnología que permitió determinar como mejor tecnología la Turbo Expansión.

Esta tecnología se simuló en el programa HYSYS permitiendo obtener productos de alta pureza (95% en la composición del producto deseado como mínimo) y ahorrando energía en la planta gracias a la expansión de los gases como metano y etano. Adicionalmente se llevó a cabo una integración energética, lo cual no produjo ahorro de costos en equipos e insumos adicionales.

Una vez culminado el proceso se realizó un análisis de sensibilidad que consistió en el aumento y disminución en un 15% del flujo de gas a procesar, esto permitió realizar ajustes en algunos equipos que presentaron problemas al aumentar el flujo.

Finalmente se calculó la rentabilidad del proceso el cual arrojó como resultado que el proceso era totalmente rentable con una ganancia de 150,6 MM\$

# CAPÍTULO I

## FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN

### 1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos cuyo componente principal es el metano, acompañado de otros hidrocarburos (etano, propano, butano, C5+) e impurezas como agua, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, entre otros. Es el combustible fósil más limpio y más abundante, mejor que el petróleo y el carbón. Su uso se ha catapultado gracias a las tecnologías que permiten licuarlo (LNG), para ser transportado a miles de kilómetros de distancia, desde los campos de producción a remotos terminales de regasificación donde será almacenado y utilizado como combustible, principalmente para generación eléctrica, además de sus usos residenciales comerciales e industriales.

Venezuela se encuentra como el país con las mayores reservas de gas asociado en la región de Latinoamérica y octavo a nivel mundial, (ver Figura N°1). Dichas reservas se encuentran distribuidas en la zona norte y noroeste del país, en las costas de la plataforma continental caribeña y atlántica. En el occidente del país se cuenta con recursos gasíferos por 35 billones de pies cúbicos y en la zona oriental asciende a 65 billones de pies cúbicos. De las reservas probadas totales 195,2 trillones de pies cúbicos (tpc), de gas asociado son 165,9 tcf (85%) y de gas libre 29,3 tcf (15%) ([www.pdvsa.com](http://www.pdvsa.com)). El gas asociado es aquel gas que se encuentra en contacto con el petróleo o disuelto en él, en un yacimiento, mientras que el gas no asociado o libre se encuentra en forma gaseosa en los yacimientos y no está acompañado en cantidades significativas de petróleo o condesado ([www.enegas.gob.ve](http://www.enegas.gob.ve)).

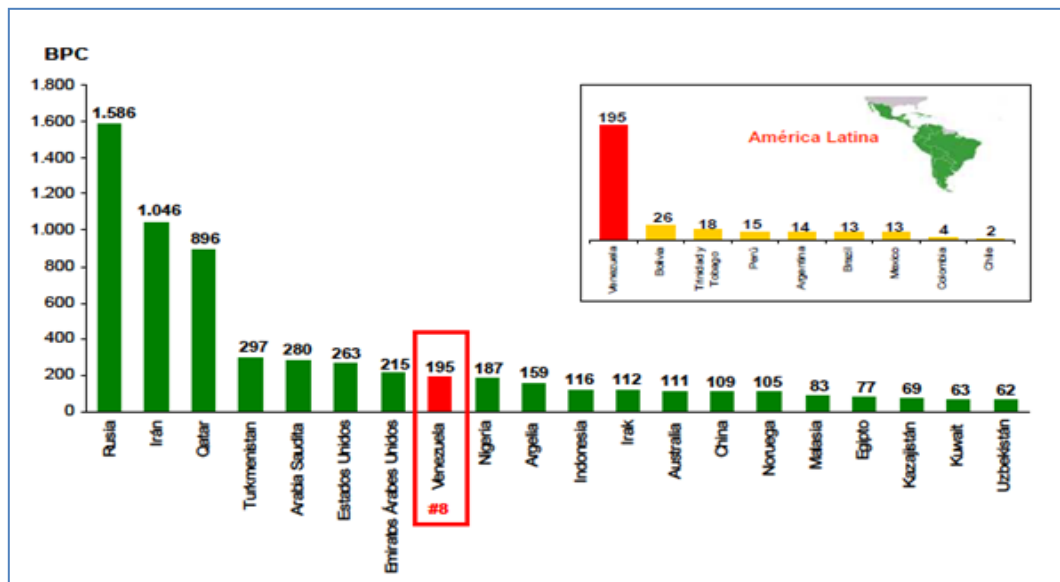


Figura N°1. Reservas probadas de gas natural en el mundo.

Fuente: Informe gestión PDVSA, 2011.

En cuanto al tema de producción para el año 2011 la producción oficial total de gas natural fue de 7.125 Mpc/d y compró a Colombia (Chevron-Ecopetrol) 205 Mpc/d. PDVSA consume 5.216 Mpc/d (71%) en sus operaciones, mayormente para inyectar en los yacimientos (2.884 Mpc/d) y 2.114 Mpc/d (29%) está destinado al mercado interno (PDVSA, 2011).

Durante la última década, el consumo de gas natural en todo el mundo presentó un crecimiento promedio anual de 1-8%, superior al crecimiento de la energía primaria (petróleo) con un total de 1,5%. Esto se debe a que el gas natural se ha convertido en la opción predilecta para generar electricidad, debido a su eficiencia en las turbinas de ciclo combinado y su combustión limpia. (Hurtado, 2006, Gragirena, 2011)

Fuentes internacionales de información, como la Energy Information Administration, estiman que a nivel global para el período 2000-2015 el gas natural pasará de ser el tercero en importancia en la estructura global del consumo de energía primaria al segundo lugar, después del petróleo, pues se calcula que el aumento de la demanda alcanzará una tasa anual de 3,2%, en tanto que la del petróleo será de 2,2% y 1,8% la del carbón. Gran parte de esta demanda se debe a que el gas puede ser utilizado en muchos procesos, como se muestra en la figura N°2 a continuación:

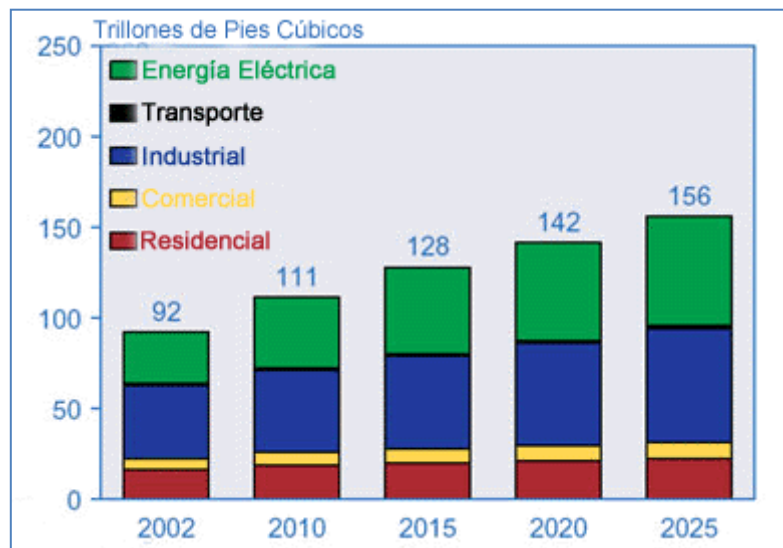


Figura N°2. Consumo mundial de gas natural por sector consumidor final.

Fuente: EIA, 2002.

El gas no solo beneficiaría en buena parte a los países desarrollados, ya que ellos cuentan con la mejor infraestructura, para la explotación del gas, sino también podrá ser beneficioso para los países en vía de desarrollo, lo que permitirá un gran aporte económico para los mismos y un cambio en materia energética, como se puede observar en la figura N°3.

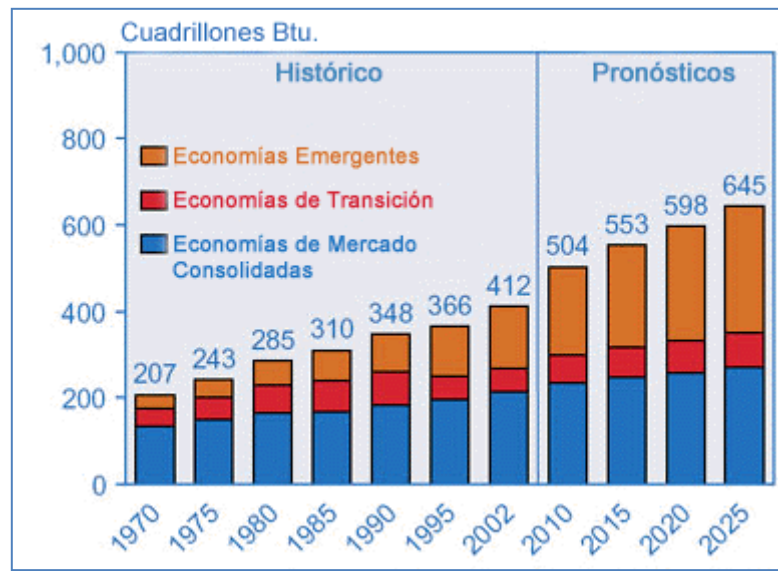


Figura. N°3. Mercado mundial del consumo de energía por región

Fuente: EIA, 2002.

A pesar de todas las ventajas que trae el utilizar el gas como futura fuente de energía, esto también conlleva hacia otro camino no tan favorable. Si se acepta un escenario futuro continuista, se verá un mundo desarrollado que cambia buena parte de su dieta energética al gas natural, pero en el que seguirá la primacía del petróleo casi en los términos actuales, esta previsión hace que sea difícil cumplir con los límites de emisiones de gases de efecto invernadero establecidos en el protocolo de Kioto, dificultad que ha resucitado en Europa el debate acerca de la energía nuclear de fisión, que se vuelve a postular como solución. Si bien el gas natural permite que las nuevas plantas eléctricas emitan menos CO<sub>2</sub>, también es cierto que no se reducen las emisiones de las antiguas plantas de carbón que habría que sustituir (Iglesias, 2003).



Por otro lado, perjudicando el ambiente, se tiene que una gran parte de gas asociado es arrojado a la atmósfera proveniente de las industrias petroleras, a través de quema y/o venteo. La quema de gas se da como una medida de seguridad para evitar su concentración y acumulación y altas presiones en los equipos de extracción y producción; sin embargo, también se debe a la liberación de gas ario por obras de mantenimiento de equipos de compresión; fallas operativas en instalaciones; insuficiencia de infraestructura superficial para manejar el gas; falta de inversión en equipos que permitan procesar, almacenar y distribuir el volumen de gas asociado; desarrollo de nueva infraestructura operativa y procesadora en relación con los altos niveles de producción exigidos.

Cada año se queman 150.000 millones de metros cúbicos de gas natural. Ésta cifra, equivale al 30% del consumo de la Unión Europea, o al 25% del consumo de los Estados Unidos. Se calcula que más del 80% de la descarga y quema de gas del mundo se realiza en menos de 15 países (entre ellos Nigeria, Rusia, Irán, Irak, Angola, Qatar, Argelia, Venezuela, Guinea Ecuatorial, Indonesia, Brasil y México), donde Venezuela pasa ocupar el decimo lugar. Todos estos países producen petróleo asociado con gas natural (Worldbank Group, 2008).

Lo que se propuso en este Trabajo Especial de Grado fue procesar el gas de quema y/o venteo, específicamente la etapa de fraccionamiento, para reducir o evitar problemas como los antes mencionados (contaminación), además de incumplimientos de regulaciones ambientales y el desaprovechamiento de este importante recurso. Para llevar esto a cabo se realizó una matriz de selección de tecnología, que determinó el mejor proceso para separar el gas natural que es destinado a ser quemado y/o venteadado en las instalaciones petroleras del occidente de Venezuela (específicamente los distritos del Lago Norte y Sur de la costa oriental del Lago de Maracaibo) en subproductos de alto valor agregado que serán vendidos posteriormente; luego se realizaron simulaciones usando el programa HYSYS y se

estableció la planta idónea al proceso, lo que proporcionó la data necesaria para realizar un análisis de inversión.

## **1.2 OBJETIVOS**

### **1.2.1. General**

Realizar un análisis técnico-económico de rentabilidad, producción y los parámetros de operación para los equipos necesarios de la separación de etano, propano, butanos y C5+ de los gases presentes en los gases de quema y/o venteo en el occidente del país.

### **1.2.2. Específicos**

- Crear una matriz de selección de las diferentes tecnologías empleadas para la separación del gas de quema y/o venteo.
- Seleccionar la mejor tecnología para la simulación de la separación de los gases de quema y/o venteo.
- Establecer con el uso de un simulador HYSYS: la cantidad de equipos, la energía necesaria para la separación de los Gases Licuados de Petróleo (GLP) de distintas corrientes de gases de quema y/o venteo.
- Determinar por medio de la simulación si la integración energética y utilización de gases que antes se desechaban es posible.
- Realizar un análisis de sensibilidad a fin de establecer la sinergia del proceso.
- Ejecutar un análisis de inversión para comprobar si es factible llevar a cabo el proceso.

### 1.3. ANTECEDENTES

Entre los antecedentes se pueden encontrar:

Para el **año 2008 Mourad, Djebri y colaboradores**, analizaron la recuperación de gas de quema a través de la estabilización de crudo, mediante una separación de múltiples etapas con alimentaciones intermedias. En dicho análisis 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 10 alimentaciones intermedias representa una disminución de la inversión inicial debido al uso de menos cantidad de equipos.

Posteriormente para el año **2010 Nastenka Azuaje**, en su trabajo de Maestría, indicó que para el 2008, Venezuela contaba con 170,9 BPC de gas natural en reservas probadas, así como también la distribución en el territorio nacional de dichas reservas. Reflejó los diversos procesos a los cuales es sometido el gas natural a utilizar: compresión, endulzamiento, deshidratación, extracción de líquidos. Describió las alternativas tecnológicas disponibles en el país para el aprovechamiento del gas natural: proceso de refrigeración mecánica, el proceso de turbo expansión y el proceso de refrigeración mediante Joule-Thompson o mezclas refrigerantes, y presentó las opciones de aprovechamiento para el uso del gas natural en la costa oriental del lago de Maracaibo: inyección, generación eléctrica, gas doméstico, gas licuado de petróleo (GLP), gas natural vehicular (GNV).

Continuando **en el año 2010 Karen Rodríguez** realizó un estudio donde 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 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.

Seguidamente **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, 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.

Finalmente **Franklin García, también para el año 2011**, realizó una estimación técnico económica de la separación de los compuestos de gas licuado de petróleo a partir de gases de quema y/o venteo en el oriente del país, obteniendo como resultados que el gas natural de baja presión venteado y/o quemado puede ser fraccionado en subproductos de mayor valor agregado y la tecnología que mejor se ajusta para llevar esto a cabo fue la de turbo-expansión. Además concluyó que los costos de los equipos instalados fueron mucho mayores a los costos de solo adquisición de estos.

En el año 2008 **Valentina Hermoso** desarrolló la ingeniería conceptual y básica para un sistema de tratamiento y disposición de la corriente de vapor de agua que contiene Benceno, Tolueno, Etilbenceno, Xilenos (BTEX), proveniente de un Sistema de Regeneración de Glicol en la sección de deshidratación de la planta de Refrigeración San Joaquín. Hermoso sustentó el estudio en la aplicación de una matriz de valoración de criterios y una matriz de evaluación técnico económica de cada una de las alternativas, tomando como premisa el descarte automático de aquellas tecnologías cuyo rango de aplicación en cuanto a condiciones de flujo de la corriente de emisión, no adaptables al sistema de estudio.

## CAPÍTULO II

### MARCO TEÓRICO

#### 2.1 GAS NATURAL

Es un energético natural de origen fósil, que se encuentra normalmente en el subsuelo continental o marino, se formó hace millones de años cuando una serie de organismos descompuestos como animales y plantas, quedaron sepultados bajo lodo y arena en lo más profundo de antiguos lagos y océanos. En la medida que se acumulaba lodo, arena y sedimento, se fueron formando capas de roca a gran profundidad. La presión causada por el peso sobre éstas capas más el calor de la tierra, transformaron lentamente el material orgánico en petróleo crudo y en gas natural. El gas natural se acumula en bolsas entre la porosidad de las rocas subterráneas. Pero en ocasiones, el gas natural se queda atrapado debajo de la tierra por rocas sólidas que evitan que el gas fluya, formándose lo que se conoce como un yacimiento (Innergy, 2013).

El gas natural es entonces una mezcla de hidrocarburos livianos, donde el principal componente es el metano ( $\text{CH}_4$ ) en un porcentaje del orden del 80%. El porcentaje restante está constituido por etano, propano, butano y otros hidrocarburos más pesados tales como pentanos, hexanos y heptanos, contaminantes como el sulfuro de hidrogeno e inertes como el nitrógeno y dióxido de carbono. Se puede encontrar en forma "asociado", cuando en el yacimiento aparece acompañado de petróleo, o gas natural "no asociado" cuando está acompañado únicamente por pequeñas cantidades de otros hidrocarburos o gases (Innergy, 2013).

Composición típica promedio del gas natural:

**Tabla 1.** Composición del gas natural.

Compuesto	Formula Química	Valor (%Molar)
Metano	CH <sub>4</sub>	>85,0
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3-8
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1-2
Butano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	<1
Pentano	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	<1
Dióxido de Carbono	CO <sub>2</sub>	1-2
Sulfuro de hidrógeno	H <sub>2</sub> S	<1
Nitrógeno	N <sub>2</sub>	1,5

Fuente: Ghosh, 2009.

## 2.2 USO DEL GAS NATURAL

El gas natural tiene diversas aplicaciones en la industria, el comercio, la generación eléctrica, el sector residencial y el transporte de pasajeros. Ofrece grandes ventajas en procesos industriales donde se requiere de ambientes limpios, procesos controlados y combustibles de alta confiabilidad y eficiencia.

En la siguiente tabla se presentan algunas de las aplicaciones más comunes de gas natural:

**Tabla 2.** Aplicaciones más comunes del gas natural.

Sector	Aplicaciones/Procesos
Industrial	Generación de vapor
	Industria de alimentos
	Secado
	Cocción de productos cerámicos
	Fundición de metales
	Tratamientos térmicos
	Temple y recocido de metales
	Generación eléctrica
	Producción de petroquímicos
	Sistema de calefacción
Hornos de fusión	
Comercio y Servicios	Calefacción central
	Aire acondicionado
	Cocción/preparación de alimentos
	Agua caliente

Fuente: <http://www.innenergy.cl/usos.htm>

Continuación de la **Tabla 2**. Aplicaciones más comunes del gas natural.

Energía	Cogeneración eléctrica
	Centrales térmicas
Residencial	Cocina
	Calefacción
	Agua caliente
	Aire acondicionado
Transporte de pasajeros	Taxis
	Buses

**Fuente:** <http://www.innergy.cl/usos.htm>

Adicionalmente, el gas natural es utilizado como materia prima en diversos procesos químicos e industriales. De manera relativamente fácil y económica puede ser convertido a hidrógeno, etileno, o metanol; los materiales básicos para diversos tipos de plásticos y fertilizantes (Innergy, 2013).

### 2.3 GAS EN EL ORIENTE Y OCCIDENTE DEL PAIS

La mayor cantidad de reservas de gas natural probadas en el territorio nacional se encuentran ubicadas en el oriente del país, seguido de la zona occidente. El gas obtenido de la zona oriente proviene un 87% del gas asociado y 13% a gas libre, mientras que para occidente un 95% es gas asociado y solo 5% gas libre (PDVSA, 2005).

La cantidad de gas en cada región del país se distribuye como se muestra a continuación:

**Tabla 3.** Producción y distribución del gas natural por jurisdicción.

Uso (MMm <sup>3</sup> )	Maracaibo	Barcelona	Maturín	Barinas	Falcón	Cumaná	Total
<b>Inyectado</b>	0	518	29.739	0	4	32	30.293
<b>Arrojado</b>	2.533	2.520	1.351	29	8	65	6.506
<b>Otros usos</b>	8.094	15.145	11.371	379	158	3	35.151
<b>Transformado en productos y mermas</b>	1.416	1.898	1.823	7	8	0	5.152

**Fuente:** Petróleo y otros datos estadísticos (MENPET, 2008).



Continuación de la **Tabla 3**. Producción y distribución del gas natural por jurisdicción.

<b>Combustible</b>	<b>5.022</b>	<b>1.666</b>	<b>2.774</b>	<b>1</b>	<b>6</b>	<b>3</b>	<b>9.472</b>
<b>Vendido</b>	1.656	11.581	6.774	371	145	0	20.527
<b>Producción</b>	10.627	18.183	42.461	408	170	100	71.950

**Fuente:** Petróleo y otros datos estadísticos (MENPET, 2008).

### 2.3.1 Plantas de gas en el Oriente y Occidente del país

Los procesos de Extracción y Fraccionamiento de LGN (líquidos del gas natural) son llevados a cabo por PDVSA Gas a nivel nacional, a través de 12 Plantas de Extracción (seis en Oriente y siete en Occidente) y tres Plantas de Fraccionamiento (una en Oriente y tres en Occidente). A continuación se muestra una tabla con dichas plantas (PDVSA, 2011).

**Tabla 4.** Plantas de extracción y fraccionamiento en el oriente y occidente del país.

	<b>Oriente</b>	<b>Occidente</b>
<b>Extracción</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Jusepín</li> <li>✓ Santa Bárbara</li> <li>✓ San Joaquín</li> <li>✓ R.S. Joaquín</li> <li>✓ ACCRO III Santa Bárbara</li> <li>✓ ACCRO IV San Joaquín</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ PC-TJ-3</li> <li>✓ GLP-5 a/</li> <li>✓ PC-TJ-2</li> <li>✓ Lama Proceso</li> <li>✓ Lamar Líquido</li> <li>✓ El Tablazo -1</li> <li>✓ El Tablazo -2</li> </ul>
<b>Fraccionamiento</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Jose</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Ulé</li> <li>✓ Bajo Grande</li> <li>✓ Bajo Grande/propano Tablazo</li> </ul>

**Fuente:** Petróleo y otros datos estadísticos (MENPET, 2008).

La capacidad total instalada de procesamiento es 4.855 MMPCD y la de fraccionamiento es 268 MBD. Adicionalmente, se dispone de 381 Km de poliductos en el oriente del país, siendo la capacidad efectiva de fraccionamiento de LGN de 242 MBD (PDVSA, 2011).

Para el año 2011, las operaciones de extracción y procesamiento de LGN alcanzaron un volumen de 138 MBD, y se destinaron en los siguientes sectores: 30 MBD fueron destinados al mercado de exportación y 108 MBD colocados en el mercado local (78 MBD vendidos a terceros y 30 MBD de ventas interfiliales) (PDVSA, 2011).

## 2.4 CLASIFICACION DEL GAS NATURAL

**Según su origen (PDVSA, 2005):**

- **Gas natural asociado:** Gas que se encuentra en un yacimiento donde predominan los hidrocarburos líquidos en forma de petróleo o condensado.
- **Gas natural no asociado:** Es el producto único o con una proporción baja de hidrocarburos líquidos (propano hasta heptano) que se encuentra en el yacimiento.

**Según su composición (PDVSA, 2005):**

- **Gas natural amargo:** es el gas que contiene apreciables cantidades de sulfuro de Hidrogeno.
- **Gas natural dulce:** es aquel que tiene un contenido bajo de compuestos de azufre, especialmente sulfuro de hidrógeno.
- **Gas natural húmedo:** Es aquel que tiene un contenido alto de propano hasta heptano.
- **Gas natural seco:** es el gas que tiene un contenido bajo de propano hasta heptano.

A diferencia del Gas Licuado de Petróleo (GLP), el cual se almacena, se transporta y comercializa en fase líquida en bombonas o en camiones cisternas presurizadas, el Gas Natural, una vez separado del crudo, tratado y procesado, se transporta, siempre en forma gaseosa, hasta los centros de consumo a través de la Red Nacional de Gasoductos (Méndez, 2006).

Para enviar gas de un sitio a otro, este debe tener cierta presión y si no tiene presión suficiente hay que imprimírsela utilizando compresores. Los compresores son maquinas diseñadas y fabricadas de acuerdo con normas técnicas precisas para satisfacer determinados requerimientos de baja, mediana y alta presión, llamadas etapas de compresión (Barberii, 2008).

Según el tipo de presión se tienen los siguientes tipos de gases (Gas Extremadura, s.f)

- **Gases de alta B:** se encuentran a una presión mayor de 16 Bares.
- **Gases de alta A:** se encuentran a una presión comprendida entre 4 y 16 Bares.
- **Gases de media B:** se encuentran a una presión comprendida entre 0,4 y 4 Bares.
- **Gases de media A:** se encuentran a una presión comprendida entre 0,05 y 0,4 Bares
- **Gases de baja:** se encuentran a una presión inferior a 0,05 Bar.

## 2.5 QUEMA Y VENTEO DEL GAS NATURAL

A continuación se presenta definiciones técnicas sobre la quema y venteo de gas.

- **Quema:** Incluye la combustión del carbono proveniente de equipos tales como motores, quemadores, etc. La quema resulta en la formación de CO<sub>2</sub>, CO, NO<sub>x</sub>, e incluso SO<sub>2</sub>, cantidades menores de CH<sub>4</sub> pueden ser liberados en los gases de combustión producto de la combustión incompleta (API, 2012).

- **Quema de gas:** La quema 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 (OGP, 2000).
- **Mechurrio:** es un quemador que se instala en las afueras de la planta, a una posición elevada, que se usa para disponer gases combustibles de desecho de plantas químicas o refinerías mediante la ignición de los mismos (MENPET).
- **Venteeo:** es liberación controlada de gases a la atmósfera en el curso de las operaciones de producción de petróleo y gas. Estos gases pueden ser de gas natural u otros hidrocarburos, vapor de agua y otros gases, tales como el dióxido de carbono (OGP, 2000).
- **Fuentes de venteeo:** Los procesos de venteeo son definidos como fuentes que producen emisiones resultado de actividades de mantenimiento ó paradas imprevistas. Ejemplo de estas fuentes son: deshidratación, endulzamiento, unidades de reformación de metano, despresurización de equipos (tuberías, compresores, etc.) (API, 2012).
- **Gas arrojado:** Gas natural que se arroja a la atmósfera por no ser económicamente rentable (MENPET, 2008).

Según el Banco Mundial, para el año 2007, se estimó que 150 millones de metros cúbicos (o 5,3 billones de pies cúbicos) de gas natural se quema y se evacúa al año. Eso equivale al 25 por ciento del consumo de gas de los Estados Unidos o el 30 por ciento del consumo de gas de la Unión Europea por año. Y el 40 bcm anuales (o 1,4 billones de pies cúbicos) de gas quemado sólo en África es equivalente a la mitad del

consumo de energía de ese continente. Entre los países que realizan quema y venteo se tiene (World Bank, 2008):

**Tabla 5.** Principales países que realizan quema y venteo de gas asociado a nivel mundial

Posición	Volúmenes en billones de pies cúbicos (bcp)					
	Países	2007	2008	2009	2010	2011
1	Rusia	52,3	42,0	46,6	35,6	37,4
2	Nigeria	16,3	15,5	14,9	15,0	14,6
3	Irán	10,7	10,8	10,9	11,3	11,4
4	Iraq	6,7	7,1	8,1	9,0	9,4
5	USA	2,2	2,4	3,3	4,6	7,1
6	Argelia	5,6	6,2	4,9	5,3	5,0
7	Kazajistán	5,5	5,4	5,0	3,8	4,7
8	Angola	3,5	3,5	3,4	4,1	4,1
9	Arabia Saudita	3,9	3,9	3,6	3,6	3,7
<b>10</b>	<b>Venezuela</b>	<b>2,2</b>	<b>2,7</b>	<b>2,8</b>	<b>2,8</b>	<b>3,5</b>
11	China	2,6	2,5	2,4	2,5	2,6
12	Canadá	2,0	1,9	1,8	2,5	2,4
13	Libia	3,8	4,0	3,5	3,8	2,2
14	Indonesia	2,6	2,5	2,9	2,2	2,2
15	México	2,7	3,6	3,0	2,8	2,1
16	Qatar	2,4	2,3	2,2	1,8	1,7
17	Uzbekistán	2,1	2,7	1,7	1,9	1,7
18	Malaysia	1,8	1,9	1,9	1,5	1,6
19	Omán	2,0	2,0	1,9	1,6	1,6
20	Egipto	1,5	1,6	1,8	1,6	1,6
	<b>Total top 20</b>	<b>132</b>	<b>124</b>	<b>127</b>	<b>118</b>	<b>121</b>
	Resto del mundo	22	22	20	20	19
	Total Global	154	146	147	138	140

**Fuente:** Global Gas Flaring Reduction, 2011.

En Venezuela, específicamente en la región occidental del país, durante el año 2008, se registraron entre mermas, venteo y pérdidas 324 MMPCD (Azuaje, 2010).

## 2.6 PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL (PDVSA, 2005).

- **Producción:** Consiste en llevar el gas desde los yacimientos del subsuelo hasta la superficie, a través de pozos productores. En el subsuelo, el gas se encuentra disuelto o en la capa de gas en los yacimientos de condensado (gas asociado) y en yacimientos de gas libre (gas no asociado).
- **Separación:** Una vez en la superficie, el gas natural es sometido a un proceso de separación de líquidos (petróleo, condensado y agua) en recipientes metálicos a presión llamados separadores. Cuando se trata de gas libre, no asociado con el petróleo, este proceso no es necesario, y el gas va directamente al siguiente paso.
- **Tratamiento:** Es un paso previo a la fase de procesamiento, para eliminar las impurezas que trae el gas natural, como agua, dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), helio y sulfuro de hidrógeno ( $\text{H}_2\text{S}$ ). El agua se elimina con productos químicos que absorben la humedad. El  $\text{H}_2\text{S}$  se trata y elimina en plantas de endulzamiento. Estas impurezas se recuperan y pueden ser comercializadas con otros fines.
- **Extracción de Líquidos:** Este proceso es al que se somete el gas natural rico libre de impurezas, con la finalidad de separar el gas metano seco ( $\text{CH}_4$ ) de los llamados “Líquidos del Gas Natural” (LGN), integrados por etano, propano, butano, pentanos (gasolina natural) y nafta residual.
- **Compresión:** Es el proceso al que se somete el gas metano seco, con la finalidad de aumentarle la presión y enviarlo a sistema de transporte y distribución para su utilización en el sector industrial, doméstico y en las operaciones de producción de la industria petrolera (inyección a los yacimientos y a los pozos que producen por Gas Lift).

- **Fraccionamiento:** Los líquidos del Gas Natural (LGN) se envían a las plantas de fraccionamiento, donde se obtiene por separado etano, propano, butano normal e isobutano, gasolina natural y nafta residual, que se almacenan en forma refrigerada y presurizada en recipientes esféricos.

### 2.6.1 Tratamiento

- **Endulzamiento**

El endulzamiento del gas se hace con el fin de remover el H<sub>2</sub>S y el CO<sub>2</sub> del gas natural. El H<sub>2</sub>S puede ocasionar problemas en el manejo y procesamiento del gas; por esto hay que removerlos para llevar el contenido de estos gases ácidos a los niveles exigidos por los consumidores del gas (Marval, 2010).

Existen diversas maneras o tecnologías de endulzar el gas, en la siguiente tabla se muestran algunas de ellos:

**Tabla 6** .Tecnologías hábiles para el endulzamiento de gas natural.

Mecanismo de remoción	Tipo de proceso	Tecnología disponible	Nombre comercial
Absorción química	Regenerativo continuo	Aminas	MEA, DEA, MDEA, DIPA, DGA, Solventes formulados
		Carbonato de potasio	Benfield, Catacarb, Giammarco-Vetrocoke, etc.
	No regenerativo, continuo	Hidróxido de sodio	-
Absorción física	Regenerativo continuo	Solventes físicos	Selexol, Rectisol, Purisol, Fluor Solvent, IFPexol, etc.
Absorción físico-química	Regenerativo continuo	Solventes físico-químicos	Sulfinol, Ucarsol LE 701, 702 & 703, Flexsorb PS, etc.
Adsorción física	Regenerativo continuo (secuencia de adsorción/desorción)	Tamices moleculares	Z5A (Zeochem), LNG-3 (UOP), etc.

**Fuente:** Bergel y Tierno, 2009.

**Tabla 6 .**Tecnologías hábiles para el endulzamiento de gas natural.

Mecanismo de remoción	Tipo de proceso	Tecnología disponible	Nombre comercial
Permeación	Continuo	Membranas	Separex, Cynara, Z-top, Medal, etc.

**Fuente:** Bergel y Tierno, 2009.

- **Deshidratación**

La Deshidratación del gas Natural es la remoción del agua en estado vapor que está asociada con el gas. La cantidad de agua removida depende sobre todo de los requerimientos de contrato, limitaciones económicas y el tipo de deshidratación usado. (Rojas, s.f). Hoy en día son numerosos los procesos existentes para la deshidratación de una corriente de gas natural. En la tabla a continuación se observan las tecnologías disponibles de uso más frecuente.

**Tabla 7 .**Tecnologías para deshidratación de gas natural.

Tecnología disponible	Principio	Proceso	Nombre Comercial
Absorción con desecantes líquidos	Contacto con líquido	Continuo	EG, TEG, DRIZO, Metanol, IFPexol
Adsorción con desecantes sólidos	Contacto con sólido. Adsorción	Por cargas	Tamices moleculares, Sílica gel, Alúmina activada
Separación física	Barrera/permeación	Continuo	Membranas
Desecantes consumibles	Conversión	Continuo	Cloruro de Calcio
Despojamiento	Contacto con gas seco	Continuo	Gas Stripping
Inhibidores de hidratos	Inyección/ Condensación	Por cargas	EG, DEG, TEG, Metanol
Tecnologías no convencionales	Expansión isentrópica	Continuo	Twister™
	Fuerza centrífuga	Continuo	Vortisep™

**Fuente:** PDVSA Gas, 2008.



### 2.6.2 Extracción de líquidos y fraccionamiento.

Como se explico anteriormente la extracción y fraccionamiento consiste en separar los componentes que contiene el gas natural (Metano, Etano, Propano, etc.) para convertirlos en productos de valor agregado. Las tecnologías usadas mayormente para realizar esto se muestran a continuación.

**Tabla 8.** Tecnologías para la extracción de líquidos y fraccionamiento del gas natural.

<b>Tecnología</b>	<b>Principio</b>	<b>Tópicos principales</b>
Expansión Joule-Thompson	Expansión isoentálpica	El proceso garantiza la baja presión de la alimentación, permitiéndole a la demetanizadora trabajar a altas presiones si así lo requiere el sistema
Turbo-Expansión	Expansión isoentrópica	El gas residual (tope) es enfriado, porque es usado como medio de calentamiento lateral de la demetanizadora
Refrigeración Mecánica	Ciclos de refrigeración	La mezcla de refrigerantes asegura las condiciones del proceso, figurando como desventaja la aplicación de refrigeración externa

**Fuente:** GPSA, 2004

### 2.7 SIMULADOR HYSYS

Existe una gran variedad de simuladores de procesos comerciales, algunos de los cuales son poderosas herramientas de cálculo en procesos industriales, con enormes bases de datos y un fuerte respaldo de bibliotecas para cálculos de equipos y bibliotecas de modelos para cálculos termodinámicos, que le dan al simulador la ventaja de una gran versatilidad. Algunos de los simuladores de procesos de propósitos generales son: Aspen Plus y Speedup, Pro II, Hysys, etc. Aspen Plus y Pro II son simuladores de procesos en estado estable, Speedup es un simulador de procesos dinámicos y Hysys es útil para los dos tipos de simulación (Martínez, 2003).

Un aspecto muy importante en los simuladores de procesos, es la disponibilidad de propiedades termodinámicas y de transporte de las corrientes del proceso, estas propiedades son fundamentales para efectuar los balances de materia y energía al grado de que si tenemos buenos datos o buenas correlaciones para las propiedades, entonces los resultados de la simulación serán altamente confiables (Martínez, 2003).

Los simuladores modernos deben permitir la selección de los modelos de propiedades termodinámicas adecuados para la naturaleza de los componentes químicos, estados de agregación y condiciones de operación (Martínez, 2003).

HYSYS es un simulador de procesos completamente versátil que permite desarrollar modelos, modificar parámetros y variables de operación de una manera muy sencilla, permitiendo al usuario realizar estudios detallados del comportamiento de plantas químicas, bajo diferentes condiciones de proceso (Valderrama, 2002).

Para comenzar a simular hay que seguir unos pasos los cuales se muestran a continuación:

- Introducir los componentes a utilizar en todo el proceso
- Escoger el modelo termodinámico que mejor se ajuste para el proceso
- Entrar al ambiente de simulación y seleccionar los equipos y corrientes necesarios para comenzar con el desarrollo del proceso
- Introducir las especificaciones necesarias de los equipos y corrientes para poder correr la simulación

Cabe destacar que los dos primeros pasos son necesarios para poder comenzar, sin ellos no se puede entrar al ambiente de simulación.

## CAPITULO III

### METODOLOGIA EXPERIMENTAL

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

#### 3.1 RECOPIACION Y AJUSTE DE LA DATA

Se tomó como base el trabajo de maestría de la Ingeniera Nastenka Azuaje donde se recolectó el flujo del gas de venteo de la costa oriental del lago de Maracaibo, específicamente los distritos del Lago Norte y Lago Sur, así como la composición del gas a utilizar y del trabajo de grado de la Ingeniera Kharlys Gragirena, se tomó el análisis de sensibilidad que presentó una variación de flujo entre 10-12%, para efectos de este Trabajo Especial de Grado se utilizó una variación de flujo de un 15% para estandarizar.

**Tabla 9.** Flujo de gas de venteo a procesar de los Distritos de Lago Norte y Sur.

Flujo de Gas (MMPCD)	Distritos			
	Lago Norte	Lago Sur	Empresas Mixtas	Tierra
Venteo	20	17	16	11
Mermas	55	35	5	5
Pérdidas	103	30	8	19
Total mermas + pérdidas	158	65	13	24
Total mermas + pérdidas + venteo	178	82	29	35

Fuente: Nastenka, 2010.

Dado que este Trabajo Especial de Grado solo comprende la etapa de fraccionamiento del gas de quema y/o venteo, es necesario realizar ajustes a la composición molar inicial del gas, reduciendo o eliminando algunos componentes contaminantes hasta el valor mínimo o cercano a él permitido, esto se logró a través de un normalizado de la composición, quedando como se muestra a continuación:

**Tabla 10.** Composición del gas a procesar.

Componente		%Molar	Ajuste % Molar
H <sub>2</sub>	Hidrógeno	0,00	0,00
H <sub>2</sub> S	Ácido Sulfúrico	0,00	0,00
CO <sub>2</sub>	Dióxido de Carbono	12,2	0,28
N <sub>2</sub>	Nitrógeno	0,74	0,84
C <sub>1</sub>	Metano	81,7	92,8
C <sub>2</sub>	Etano	1,78	2,00
C <sub>3</sub>	Propano	1,68	1,91
iC <sub>4</sub>	i-Butano	0,48	0,55
nC <sub>4</sub>	n-Butano	0,65	0,74
C <sub>5+</sub>	Hidrocarburos pesados	0,74	0,88

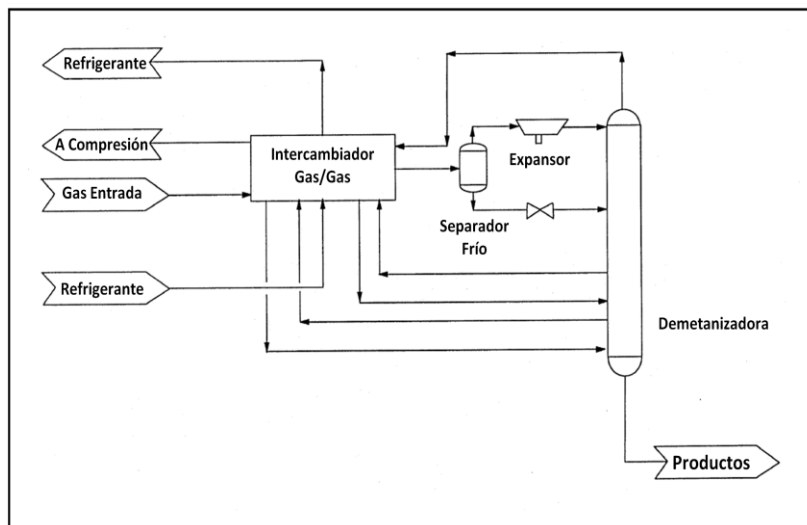
Fuente: Nastenka, 2010.

### 3.2 REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA DE LA TECNOLOGÍA A EMPLEAR.

La recuperación de hidrocarburos líquidos del gas natural es un proceso que puede variar desde un simple control de punto de rocío hasta la extracción profunda del etano. En todos los casos el grado deseado de recuperación de los líquidos determina la selección de la tecnología, la complejidad del proceso y por supuesto los costos de inversión, operación y mantenimiento (Rodríguez, 2007). Para esto se dispone de diversas tecnologías, entre ellas se incluyen: refrigeración mecánica, refrigeración por J-T, turbo expansión (Campbell, 2003).

## 1.- Refrigeración Mecánica

Consiste en un ciclo de refrigeración y compresión, el cual comprende dos presiones una de alta y otra de baja que permiten desarrollar el proceso de manera continua para producir un efecto de enfriamiento (Hydrocarbon Processing, 2004). En este proceso la corriente de gas natural es enfriada a aproximadamente  $-30^{\circ}\text{F}$  ( $-34,4^{\circ}\text{C}$ ) mediante un sistema externo de refrigeración con propano. Los líquidos condensados, son separados en un separador de baja temperatura y estabilizados en una columna demetanizadora hasta cumplir con las especificaciones comerciales de LGN (GPSA, 2004).



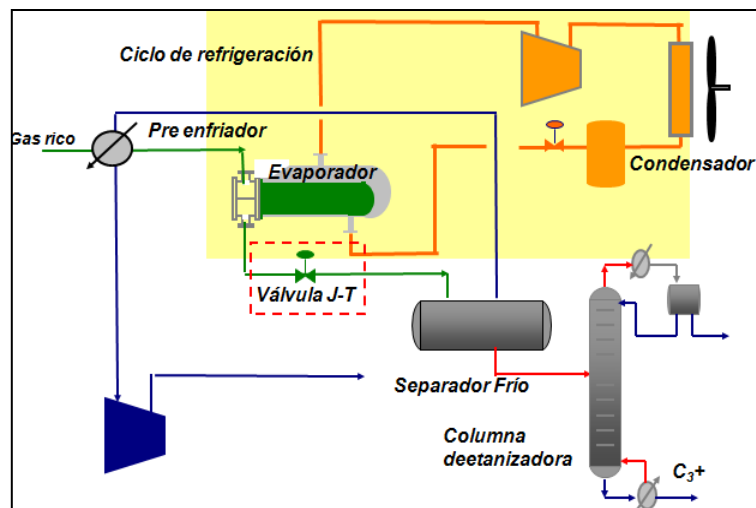
**Figura 4.** Proceso Refrigeración Mecánica.

Fuente: GPSA, 2004.

## 2.- Joule- Thomson

El proceso de Joule-Thomson consiste en enfriar el gas por la expansión del mismo a través de la válvula J-T con un apropiado intercambio de calor y una diferencia de presión a través de la válvula (Hydrocarbon Processing, 2004). La configuración de este tipo de proceso requiere que el gas de entrada se encuentre a altas presiones (1000psig). Por las condiciones de operación extremas (presión y temperatura) es

necesario que la corriente sea deshidratada, previendo así la formación de hidratos o agua líquida. El gas de alimentación es enfriado intercambiando energía con la corriente del gas residual de tope proveniente de la demetanizadora. Posteriormente el gas se expande a través de la válvula J-T y es enviado a un separador. El producto líquido es alimentado a la demetanizadora, que usualmente es diseñada con alimentación de tope. Como resultado el líquido efluente es despojado del metano contenido en la alimentación llevando a este como producto final de venta (GPSA, 2004).

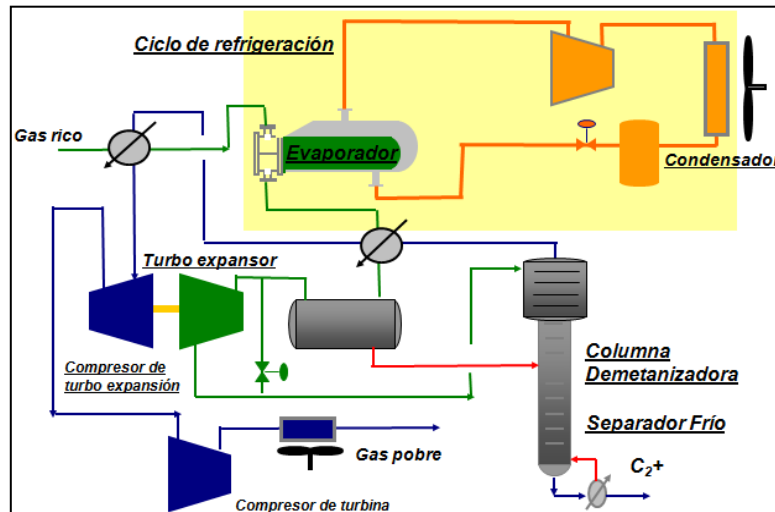


**Figura 5.** Proceso Joule- Thomson.

**Fuente:** REPSOL-YPF, 2002.

### **3.- Turbo Expansión**

Consiste en la expansión del gas comprimido en un expansor mecánico que proporciona una reducción mayor de la temperatura que el efecto Joule Thompson (Hydrocarbon Processing, 2004). Un arreglo típico conecta el eje del expansor al compresor centrífugo de baja presión, aprovechando la energía entregada por el primero. Este compresor entrega el gas residual proveniente del proceso a las condiciones adecuadas para distribución o venta como subproducto (GPSA, 2004).



**Figura 6.** Proceso Turbo Expansión.

**Fuente:** REPSOL-YPF, 2002.

A continuación se muestra la comparación de las tecnologías:

**Tabla 11.** Comparación tecnologías para una misma alimentación a condiciones de máxima recuperación.

Características	Turbo Expansión	Refrigeración Mecánica	Joule Thompson
Presión Operación (psia)	1200	500	450
Eficiencia de Recuperación	94	74	74
Inversión Inicial	257	100	183

**Fuente:** Rodríguez, 2007.

•Proceso de Turbo Expansión es más flexible para cambios en alimentación, Joule-Thomson es muy sensible a variación en galones por minuto (GPM) de la alimentación (Rodríguez, 2007).

•Refrigeración Mecánica es más rentable a elevados GPM (>3,9) pero Turbo Expansión es más adecuado para gases pobres, a pesar de sus altos costos de inversión (Rodríguez, 2007).

### **3.3 SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA.**

Para la selección de la tecnología adecuada a emplear, se construyó una matriz de selección, tomando como base el Trabajo de Grado de la ingeniera Valentina Hermoso. A continuación se muestran los pasos a seguir para la selección de tecnología:

#### **1. Selección de criterios de evaluación**

Existen numerosos criterios para el proceso de evaluación, tomando como referencia el Manual de Diseño de Procesos de PDVSA para la Selección de Tecnologías de Control de Emisiones, sugiere clasificarlos en tres conjuntos de criterios:

- a) Criterios referentes a la planta y al proceso considerando la instalación del equipo de control de emisiones.
- b) Criterios referentes al desempeño de equipos de control de emisiones
- c) Criterios referentes al gas a tratar.

De los puntos antes expuestos, los que mejor se ajustan a la evaluación de procesos de gas son:

- A. Emanación de contaminantes y/o productos residuales
- B. Eficiencia en el proceso de remoción
- C. Costo de inversión y de operación
- D. Tecnología hábil localmente
- E. Requerimiento de servicio
- F. Variabilidad de flujo de alimentación.



## 2. Valoración de criterios de evaluación:

A los criterios antes mencionados se les establece una calificación cuantitativa y cualitativa que servirá posteriormente para conocer que tanto se ajusta una tecnología a los mismos.

**Tabla 12.** Valoración de criterios.

<b>CUANTITATIVA</b>	<b>CUALITATIVA</b>
10	Cumple eficientemente el criterio
5	Cumple parcialmente el criterio
1	No cumple el criterio

**Fuente:** Hermoso, 2008

## 3. Matriz de valoración de criterio

Con el fin de realizar la matriz de valoración de criterio es necesario tener la escala de valores a emplear dentro de la misma y así establecer las comparaciones correspondientes.

**Tabla 13.** Escala de valores a emplear en la matriz de valoración.

1	El criterio fila es MUCHO MENOS IMPORTANTE que el criterio columna
3	El criterio fila es MENOS IMPORTANTE que el criterio columna
5	El criterio fila es IGUAL DE IMPORTANTE que el criterio columna
7	El criterio fila es MÁS IMPORTANTE que el criterio columna
9	El criterio fila es MUCHO MÁS IMPORTANTE que el criterio columna

**Fuente:** Hermoso, 2008

#### 4. Completación de la matriz de valoración

Se comparó el criterio Fila A con los criterios columna B, C, D, E, F, luego el criterio fila B con los criterios columna C, D, E, F y así sucesivamente con los demás criterios restantes. Una vez completados todos los criterios filas de la mitad superior, se procede a completar la mitad inferior de la siguiente manera: se compara criterio columna A con criterio Fila B, C, D, E, F y así sucesivamente hasta completar todos los criterio columna, hay que tener cuidado en asignar una puntuación consistente con la asignada en la comparación de los mismos criterios en la parte superior de la matriz, es decir, si al comparar el criterio Fila A con el criterio fila B, se consideró que A es “mucho más importante” que B, entonces al comparar el criterio columna B con el criterio Fila A se debe asignar “mucho menos importante”.

Una vez obtenido el puntaje de ambas mitades de la matriz se totalizó la puntuación al final de cada fila y columna para obtener un puntaje global, que será la suma de los puntajes de los criterios fila o de los criterios columna.

**Tabla 14.** Matriz de valoración de criterios

M.V.C.	A	B	C	D	E	F	Total Filas
A							
B							
C							
D							
E							
F							
<b>Total Columnas</b>							Total Global

Fuente: Hermoso, 2008

## 5. Ponderación relativa

Terminada la valoración de los criterios, se calculó su valor ponderado, el cual se obtiene de la siguiente manera:

$$\text{Pond. Criterio}_i (\text{Pond}_i) = \frac{\text{Sumatoria criterio fila } i}{\text{Sumatoria Global } (\Sigma G)} \quad \text{Ecuacion (01)}$$

Los resultados de la ponderación relativa se colocaron en la matriz de selección de tecnologías.

## 6. Matriz de selección de tecnologías

Para completar la matriz de selección tecnología se hace uso de la información obtenida anteriormente de la siguiente manera: en la primera columna se tiene los criterios con su valor ponderado obtenido mediante la ecuación (01), las siguientes columnas serán para las tecnologías, que a su vez cada una comprende dos columnas, la primera “Puntaje Criterio” el cual se obtiene evaluando el criterio con respecto a la tecnología y la segunda “Valor Ponderado” que es el producto entre el “valor criterio” y el “valor ponderado”.

Tabla 15. Matriz de selección de tecnología.

M.S.T.	OPCIÓN 1 Ref. mecánica		OPCIÓN 2 Joule Thompson		OPCIÓN 3 Turbo Expansión	
	Puntaje Criterio	Valor Ponderado	Puntaje Criterio	Valor Ponderado	Puntaje Criterio	Valor Ponderado
A						
B						
C						
D						
E						
F						
$\sum V.P$						

Fuente: Hermoso, 2008

La matriz de selección de tecnología permitió conocer cuál es la mejor tecnología para el caso expuesto, la cual sería la que obtenga el mayor puntaje de la sumatoria de la columna “Valor Ponderado”.

### **3.4 SIMULACIÓN DEL PROCESO MEDIANTE EL USO DEL PROGRAMA HYSYS**

Con la información completa y necesaria de la tecnología a emplear y la data del gas a utilizar, se procederá a introducir la misma dentro del programa HYSYS para comenzar a simular el proceso. Los pasos mínimos a seguir en el uso del paquete de simulación HYSYS para el diseño de un proceso son:

- Introducir las composiciones del fluido a usar.
- Introducir el modelo termodinámico que rige el fluido, el cual será Peng-Robinson debido a que se ajusta mejor para procesos de gas.
- Seleccionar e introducir los equipos a usar siguiendo preferiblemente el orden del proceso que se quiere simular para así evitar confusión de equipos y llevar un orden lógico en el proceso.
- Se abre la hoja de datos del equipo a usar para ingresar la data mínima requerida para tener el equipo en funcionamiento.
- Poner en marcha el equipo y se verificara que el programa no de ninguna advertencia o sugerencia, si el equipo presenta problemas se deberá revisar la data introducida y se rectificará cuando sea necesario, si hay advertencias o sugerencias se tomaran en cuenta y se decidirá seguirlas u obviarlas.
- Seguir el algoritmo anterior para todos los equipos usados hasta terminar el proceso.
- Recolectar y analizar los resultados.
- Se crear y reportar el diagrama de flujo del proceso (DFP), que será extraído del paquete de simulación una vez terminado, corregido y analizado el proceso.

### **3.6 INTEGRACIÓN TÉRMICA**

Es la parte de la optimización de procesos que persigue la reducción de costos por un adecuado aprovechamiento de la energía, mediante técnicas que permiten recuperar e intercambiar el calor de las corrientes disponibles, disminuyendo en consecuencia el consumo de los servicios de calentamiento y enfriamiento (Vepica, 2011). Para llevar esto a cabo se identificaron las corrientes que pueden intercambiar energía, se buscó el mejor arreglo para el intercambio de energía y se verificó que los resultados obtenidos fuesen factibles.

Cabe destacar que la integración térmica no se realizó a través del simulador Aspen HYSYS ya que este programa no cuenta con esa herramienta, por lo cual se optó por realizar la integración manualmente.

### **3.7 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DEL SIMULADO REALIZADO**

Para el desarrollo del análisis de sensibilidad se varió la cantidad de flujo de la entrada en un porcentaje de 15% mayor y menor, como se explicó en anteriormente, observando si hay variación en la inundación y composición de salida de los productos de interés de cada columna. Esto permitirá saber si el diseño del proceso se puede ajustar a cambios futuros en la entrada del flujo.

### **3.8 ESTIMACIÓN DE INVERSIÓN INICIAL Y RENTABILIDAD**

Para la estimación de inversión inicial los resultados obtenidos a través del simulador HYSYS se utilizaron para determinar los costos de adquisición de los equipos así como su instalación para el 1985, utilizando las correlaciones presentes en la

bibliografía, posteriormente se realizó un escalamiento para el año 2012 haciendo uso del índice de costos para el año 1985 y 2012 respectivamente.

La rentabilidad del proceso se obtuvo a través de la diferencia entre las ganancias por producto y el costo de los equipos con instalación para el año 2012.

### **3.9 DISCUSIÓN DE RESULTADOS**

La data que se recopiló se analizó según referencias bibliográficas.

### **3.10 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.**

Una vez realizado el análisis se procede a concluir y se darán las recomendaciones que se crean necesarias

**CAPITULO IV**  
**DISCUSION DE RESULTADOS**

**4.1 DATA RECOPIADA Y AJUSTADA**

La data necesaria para el desarrollo y cumplimiento de este trabajo especial de grado se tomó de la Tesis de Maestría de la Ingeniera Nastenka Azuaje titulado “Valoración del gas de baja presión como recurso energético en la costa oriental del Lago de Maracaibo”.

**Tabla 16.** Composición del gas a utilizar.

<b>Componente</b>		<b>%Molar</b>
<b>H<sub>2</sub></b>	Hidrogeno	0,000
<b>H<sub>2</sub>S</b>	Ácido Sulfúrico	0,000
<b>CO<sub>2</sub></b>	Dióxido de Carbono	12,19
<b>N<sub>2</sub></b>	Nitrógeno	0,740
<b>C<sub>1</sub></b>	Metano	81,74
<b>C<sub>2</sub></b>	Etano	1,780
<b>C<sub>3</sub></b>	Propano	1,680
<b>iC<sub>4</sub></b>	i-Butano	0,480
<b>nC<sub>4</sub></b>	n-Butano	0,650
<b>C<sub>5+</sub></b>	Hidrocarburos pesados	0,740

**Fuente:** Nastenka, 2010.

Los otros datos aportados para completar la información del gas son los siguientes:

**Tabla 17.** Condiciones del gas a utilizar.

Flujo (Kgmol/h)	Temperatura (°C)	Presión (Kpa)	Peso Molecular (gmol <sup>-1</sup> )
1846,79	33,11	3,44	21,25

Fuente: Nastenka, 2010.

Observando la tabla 17 se puede apreciar que la presión del gas a utilizar es relativamente baja lo que trae como consecuencia tener que implementar una cantidad considerable de compresores para aumentar dicha presión y ser llevada a condiciones de operación. Para evitar el uso de una mayor cantidad de equipos dentro del proceso, lo cual lo haría más costoso, se opto por emplear un soplador de gas que tiene como objetivo elevar la presión hasta un determinado punto. Cabe destacar que debido a que el programa HYSYS no cuenta con sopladores para el simulado, se opto por utilizar como condiciones iniciales del proceso las que arrojaba el soplador.

A continuación de muestra las condiciones del soplador:

**Tabla 18.** Condiciones de operación del soplador.

Flujo mínimo (Kgmol/h)	Flujo máximo (Kgmol/h)	Presión de salida (Kpa)	Tipo de soplador
1269	2749	100	Desplazamiento positivo

Fuente: <http://www.aerzen.com>

Se tiene entonces que la nueva condición del gas a la entrada del proceso es la siguiente:

**Tabla 19.** Condiciones del gas a utilizar.

Flujo (Kgmol/h)	Temperatura (°C)	Presión (Kpa)	Peso Molecular (gmol <sup>-1</sup> )
1846,79	33,11	100	21,25

Dado que este Trabajo Especial de Grado solo contempla el fraccionamiento de los gases, es necesario realizar un ajuste de la data y remover los contaminantes presentes en ella, esto se logra mediante un normalizado de la composición del gas.



**Tabla 20.** Ajuste de la composición del gas.

<b>Componente</b>		<b>%Molar</b>
<b>H<sub>2</sub></b>	Hidrogeno	0,00
<b>H<sub>2</sub>S</b>	Ácido Sulfúrico	0,00
<b>CO<sub>2</sub></b>	Dióxido de Carbono	0,28
<b>N<sub>2</sub></b>	Nitrógeno	0,84
<b>C<sub>1</sub></b>	Metano	92,8
<b>C<sub>2</sub></b>	Etano	2,00
<b>C<sub>3</sub></b>	Propano	1,91
<b>iC<sub>4</sub></b>	i-Butano	0,55
<b>nC<sub>4</sub></b>	n-Butano	0,74
<b>C<sub>5+</sub></b>	Hidrocarburos pesados	0,88

## **4.2 SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA**

Con el fin de obtener la mejor tecnología para la separación de los componentes deseados presentes en los gases de quema y/o venteo en el occidente del país se aplicó una metodología que se basó en la elaboración de una matriz de selección, la cual comprende los siguientes pasos que fueron explicados previamente: definición y valoración de los criterios de evaluación, una matriz de valoración de criterios y por último la construcción de una matriz de evaluación de las tecnologías a estudiar, para este caso se tomaron solo las tres más importantes y conocidas como son: Refrigeración Mecánica, Joule Thompson y Turbo expansión.

Los criterios escogidos según lo explicado anteriormente fueron:

- A. Emanación de contaminantes y/o productos residuales
- B. Eficiencia en el proceso de remoción
- C. Costo de inversión y de operación

- D. Tecnología hábil localmente
- E. Requerimiento de servicio
- F. Variabilidad de flujo de alimentación.

Al comparar cada criterio fila con cada criterio columna, se obtuvo el siguiente resultado:

**Tabla 21.** Matriz de valoración de criterios resuelta.

M.V.C.	A	B	C	D	E	F	Total Filas
A		5	9	9	7	9	39
B	5		5	7	3	9	29
C	1	5		7	3	7	23
D	1	3	3		3	3	13
E	3	7	7	7		7	31
F	1	1	3	7	3		15
<b>Total Columnas</b>	11	21	27	37	19	35	<b>Total Global</b> 150

Una vez obtenido el total de cada fila y el total global, se procede a conseguir la ponderación relativa de cada criterio como se muestra a continuación:

$$\text{Pond. Criterio}_i (\text{Pond}_i) = \frac{\text{Sumatoria criterio fila } i}{\text{Sumatoria Global } (\Sigma G)} \quad \text{Ecuacion (01)}$$

$$\text{Pond. Criterio}_A (\text{Pond}_A) = \frac{39}{150} = 0,26$$

Utilizando la información bibliográfica expuesta en la metodología referente a las tecnologías de separación de los gases, se procedió a completar la matriz de selección de tecnología como se muestra a continuación:

**Tabla 22.** Matriz de selección de tecnología resuelta.

M.S.T.		OPCIÓN 1		OPCIÓN 2		OPCIÓN 3	
		Ref. mecánica		Joule Thompson		Turbo Expansión	
VALOR CRITERIO		Puntaje Criterio	Valor Ponderado	Puntaje Criterio	Valor Ponderado	Puntaje Criterio	Valor Ponderado
<b>A</b>	0,26	10	2,6	10	2,6	10	2,6
<b>B</b>	0,20	5	1	5	1	10	2
<b>C</b>	0,15	5	0,75	5	0,75	1	0,15
<b>D</b>	0,09	10	0,9	10	0,9	10	0,9
<b>E</b>	0,20	5	1	5	1	5	1
<b>F</b>	0,10	5	0,5	10	1	10	1
$\sum V.P$		6,75		7,25		<b>7,65</b>	

Como se puede observar en la tabla 22, la tecnología ganadora fue la “Turbo Expansión” al obtener el mayor puntaje del valor ponderado.

#### **4.3 EQUIPOS USADOS Y SUS ESPECIFICACIONES**

Los equipos usados para llevar a cabo el proceso de fraccionamiento del gas se muestran a continuación:

Tres (3) Compresores (K-101, K-102, K-103).

Tres (3) Condensadores (E-101, E-102, E-103).

Cuatro (4) Columnas (DesMet-01, DesEt-01, DesPro-01, DesBut-01).

Dos (2) Turbo Expansores (Tex-101, Tex-102).

Una (1) Bomba (P-101).

Dos (2) Válvulas (VLV-1, VLV-2).

Como se mencionó anteriormente el soplador no es considerado ya que el mismo no se puede simular.

Especificaciones de los equipos expuestos anteriormente:

- **Compresores:** con el fin de aumentar la presión de entrada del gas, la cual es considerablemente baja (100 kpa) por ser gases de quema y/o venteo, se empleo una serie de compresores hasta alcanzar la presión de operación de 2670 kpa.

Aplicando la siguiente relación se puede obtener la cantidad mínima de etapas teóricas de compresión. Si  $R_C < 5$ , se debe usar una sola etapa; si  $R_C \geq 5$ , usar dos etapas y si  $R_C \geq 25$ , tres etapas son requeridas (Melchor, 2012).

$$R_C = \frac{P_d}{P_s} \quad \text{Ecuación 02}$$

$$R_C = \frac{2670}{100} = 26,7$$

Donde:

$R_C$ : Relación de compresión (adim).

$P_d$ : Presión requerida en la descarga (kpa).

$P_s$ : Presión disponible en la succión (kpa).

Especificación de los compresores utilizados en la simulación:

**Tabla 23.** Especificaciones de los compresores.

Compresor	Flujo (Kgmol/h)	Presión entrada (Kpa)	Presión Salida (Kpa)	Energía (kW)
<b>K-101</b>	1847	100	400	2783
<b>K-102</b>	1847	400	1200	2308
<b>K-103</b>	1847	1200	2670	1573

- **Condensadores:** el uso de los compresores trae como consecuencia un aumento de la temperatura de la corriente a procesar, por lo cual fue necesario implementar varios condensadores después de cada compresor para reducir la temperatura de cada corriente y así obtener la temperatura de operación. A continuación se muestra una tabla con las especificaciones de cada condensador a utilizar, destacando que las temperaturas mostradas son de la corriente a procesar y no del refrigerante.

**Tabla 24.** Especificaciones de los condensadores.

Compresor	Flujo de gas (Kgmol/h)	Temperatura gas en la entrada (°C)	Temperatura gas en la salida (°C)	Refrigerante	Flujo de refrigerante (Kgmol/h)	Tipo de condensador
E-101	1847	160,8	60	Amoniaco	300	Tubo carcasa
E-102	1847	164,7	50	Amoniaco	300	Tubo carcasa
E-103	1847	125	-95	Metano	1300	Tubo carcasa

Se decidió utilizar dos tipos de refrigerantes ya que el Amoníaco lograba enfriar con una menor cantidad de flujo la corriente de gas a procesar, por otra parte, para el último intercambiador no fue posible utilizar Amoníaco ya que su punto de congelación es de  $-70^{\circ}\text{C}$ , lo que hacía imposible enfriar al corriente del gas a procesar a  $-95^{\circ}\text{C}$ , teniendo que emplear entonces Metano líquido.

- **Columna (DesMet-01):** es la primera columna del tren de fraccionamiento, tiene como objetivo retirar la mayor cantidad de Metano de la corriente de gas de entrada por el tope de la misma (95% en metano como mínimo) y por el fondo obtener el producto de alimentación de la siguiente columna.

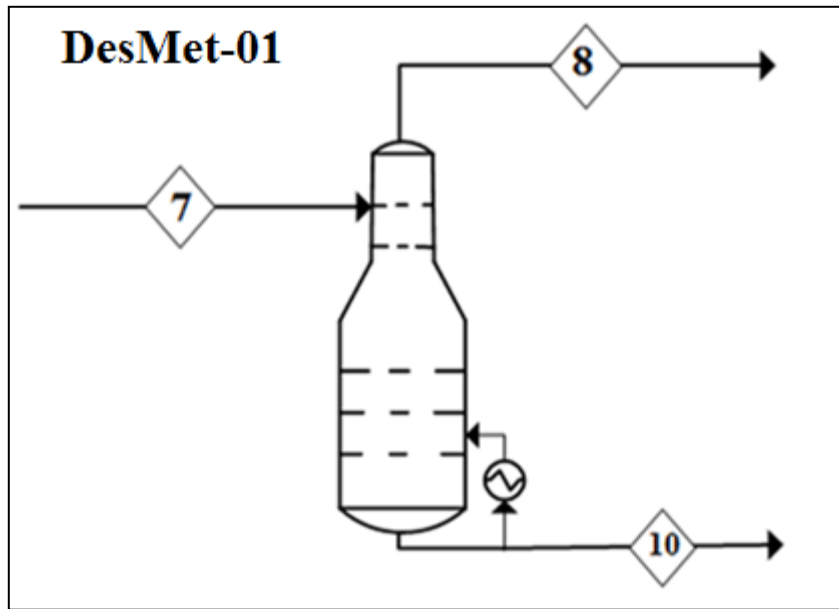


Figura 7. Columna DesMet-01

Tabla 25. Composición de la corriente de entrada de la DesMet-01

Componente		%Molar Corriente 7
CO <sub>2</sub>	Dióxido de Carbono	0,28
N <sub>2</sub>	Nitrógeno	0,84
C <sub>1</sub>	Metano	92,8
C <sub>2</sub>	Etano	2,00
C <sub>3</sub>	Propano	1,91
iC <sub>4</sub>	i-Butano	0,55
nC <sub>4</sub>	n-Butano	0,74
C <sub>5+</sub>	Hidrocarburos pesados	0,88

**Tabla 26.** Composición de la corriente de salida de la DesMet-01

Componente		%Molar Corriente 8	%Molar Corriente 10
CO <sub>2</sub>	Dióxido de Carbono	0,213	1,504
N <sub>2</sub>	Nitrógeno	0,891	0,000
C <sub>1</sub>	Metano	98,42	0,005
C <sub>2</sub>	Etano	0,412	28,76
C <sub>3</sub>	Propano	0,062	32,52
iC <sub>4</sub>	i-Butano	0,005	9,510
nC <sub>4</sub>	n-Butano	0,004	12,92
C <sub>5+</sub>	Hidrocarburos pesados	0,002	14,78

**Datos de la columna DesMet-01:**

- Diez platos (10) tipo Sieve.
- Dos secciones de dimensiones diferentes. La primera sección comprende desde el plato 1 hasta el 5 (siendo el plato 1 el superior de la columna) con un diámetro 1,219 m (4 pies) y altura 3,048 m (10 pies) y la otra sección comprende desde el plato 6 hasta el 10, presentando un diámetro de 1,372 (4,5 pies) y altura de 3,048 m (10 pies).
- **Turbo Expansor (Tex-101):** el gas obtenido por el tope de la columna DesMet-01 es obtenido con una presión de 2670 Kpa y una temperatura de -94,46 °C, debido a las propiedades energéticas que presenta dicho gas, se decidió colocar un turbo expansor que genere energía al bajar la presión del gas hasta 101,3 Kpa y una temperatura de -160 °C, de esta manera además de obtener energía con la expansión del gas (1014 kW) se logra alcanzar las condiciones de licuado del gas para su posterior almacenamiento.

**Tabla 27.** Datos del Turbo Expansor (Tex-101).

Flujo (Kgmol/h)	Presión Entrada (Kpa)	Presión Salida (Kpa)	Temperatura Entrada (°C)	Temperatura Salida (°C)	Energía generada (kW)
1742	2670	101,3	-94,67	-161,1	1014

- **Bomba (P-101):** con el fin de aumentar la presión de la corriente de salida del fondo de la columna DesMet-01 para alcanzar las condiciones de operación de la columna DesEt-01, se colocó una bomba, la cual reporta los siguientes datos:

**Tabla 28.** Datos de la Bomba (P-101).

Flujo (Kgmol/h)	Presión Entrada (Kpa)	Presión Salida (Kpa)	Energía requerida (kW)
105	2723	2760	0,149

- **Columna DesEt-01:** esta columna recibe el producto de fondo de la DesMet-01 y tiene como objetivo retirar la mayor cantidad de Etano por el tope de la misma (95% en etano como mínimo) y por el fondo obtener la alimentación de la siguiente torre (corriente 10).



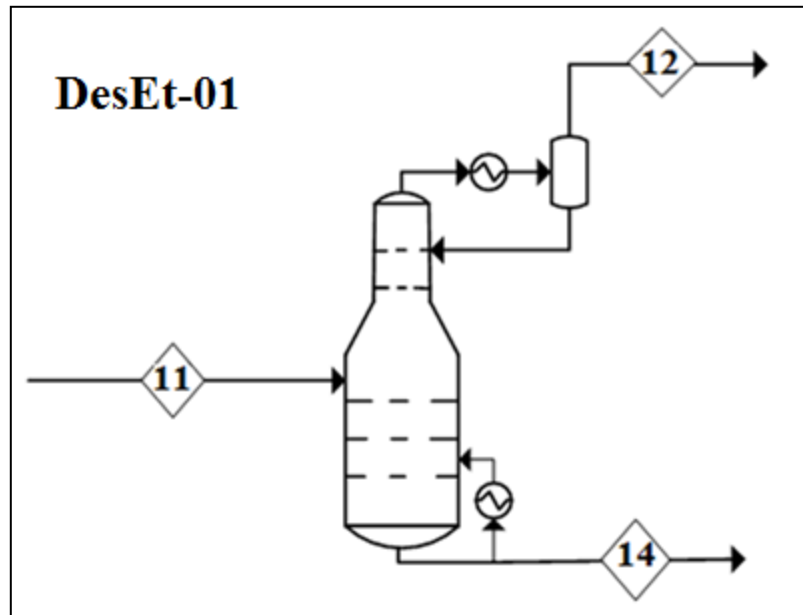


Figura 8. Columna DesEt-01.

Tabla 29. Composición de la corriente de entrada de la DesEt-01

Componente		%Molar Corriente 11
CO <sub>2</sub>	Dióxido de Carbono	1,504
N <sub>2</sub>	Nitrógeno	0,000
C <sub>1</sub>	Metano	0,005
C <sub>2</sub>	Etano	28,76
C <sub>3</sub>	Propano	32,52
iC <sub>4</sub>	i-Butano	9,510
nC <sub>4</sub>	n-Butano	12,92
C <sub>5+</sub>	Hidrocarburos pesados	14,78

**Tabla 30.** Composición de las corrientes de salida de la DesEt-01

Componente		%Molar Corriente 12	%Molar Corriente 14
CO <sub>2</sub>	<b>Dióxido de Carbono</b>	4,968	0,000
N <sub>2</sub>	<b>Nitrógeno</b>	0,000	0,000
C <sub>1</sub>	<b>Metano</b>	0,017	0,000
C <sub>2</sub>	<b>Etano</b>	95,00	0,000
C <sub>3</sub>	<b>Propano</b>	0,015	46,64
iC <sub>4</sub>	<b>i-Butano</b>	0,000	13,64
nC <sub>4</sub>	<b>n-Butano</b>	0,000	18,53
C <sub>5+</sub>	<b>Hidrocarburos pesados</b>	0,000	21,19

**Datos de la columna DesEt-01:**

- Treinta y cinco (35) platos tipo Sieve
- Una sola sección de diámetro 1,829 m ( 6 pies) y altura 21,34 m (70 pies)
- **Turbo Expansor (Tex-102):** el gas obtenido por el tope de la columna DesEt-01 es obtenido con una presión de 2723 Kpa y una temperatura de 3,41 °C, debido a las propiedades energéticas que presenta dicho gas, se decidió colocar un turbo expansor que genere energía al bajar la presión del gas hasta 101,3 Kpa y una temperatura de -89,55 °C, de esta manera además de obtener energía con la expansión del gas (30,68 kW) se logra alcanzar las condiciones de licuado del gas para su posterior almacenamiento.

**Tabla 31.** Datos del Turbo Expansor (Text-102).

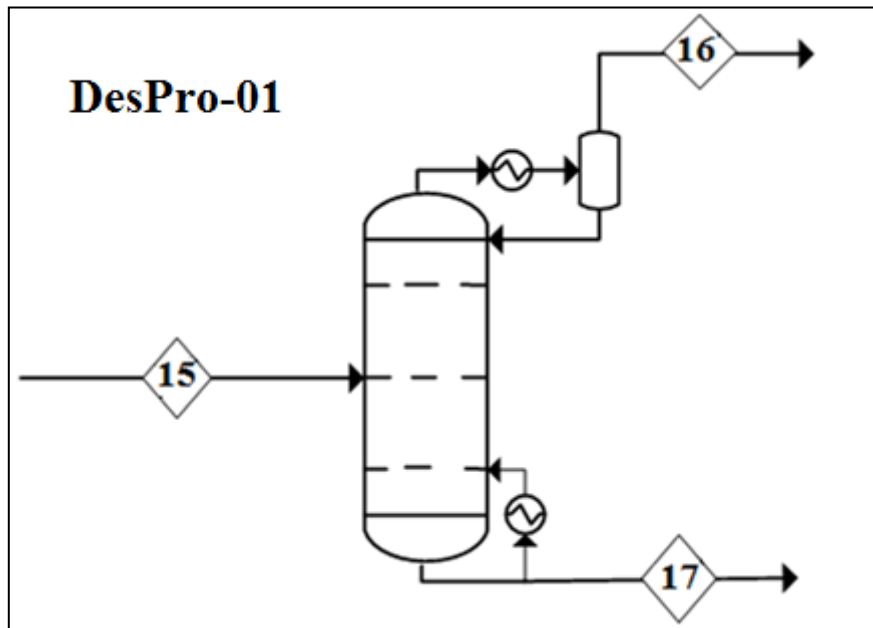
Flujo (Kgmol/h)	Presión Entrada (Kpa)	Presión Salida (Kpa)	Temperatura Entrada (°C)	Temperatura Salida (°C)	Energía generada (kW)
<b>31,73</b>	2723	101,3	3,410	-89,55	30,68

- **Válvula VLV-1:** con el fin de alcanzar las condiciones de operación de la columna DesPro-01, se colocó una válvula para disminuir la presión de la corriente de salida de la columna DesEt-01 de 2792 Kpa a 1580 Kpa. Los datos obtenidos de la válvula VLV-1 son los siguientes:

**Tabla 32.** Datos de la válvula VLV-1.

Flujo (Kgmol/h)	Presión Entrada (Kpa)	Presión Salida (Kpa)	Temperatura Entrada (°C)	Temperatura Salida (°C)
73,15	2792	1580	110,6	85,26

- **Columna DesPro-01:** la alimentación de esta columna proviene del producto de fondo de la columna DesEt-01 y tiene como objetivo retirar la mayor cantidad de Propano de la corriente de entrada por el tope de la columna (95% en propano como mínimo) y por el fondo obtener la alimentación de la siguiente columna (corriente 17).



**Figura 9.** Columna DesPro-01

**Tabla 33.** Composición de la corriente de entrada de la DesPro-01

Componente		%Molar Corriente 15
CO <sub>2</sub>	Dióxido de Carbono	0,000
N <sub>2</sub>	Nitrógeno	0,000
C <sub>1</sub>	Metano	0,000
C <sub>2</sub>	Etano	0,000
C <sub>3</sub>	Propano	46,64
iC <sub>4</sub>	i-Butano	13,64
nC <sub>4</sub>	n-Butano	18,53
C <sub>5+</sub>	Hidrocarburos pesados	21,19

**Tabla 34.** Composición de las corrientes de salida de la DesPro-01

Componente		%Molar Corriente 16	%Molar Corriente 17
CO <sub>2</sub>	Dióxido de Carbono	0,000	0,000
N <sub>2</sub>	Nitrógeno	0,000	0,000
C <sub>1</sub>	Metano	0,000	0,000
C <sub>2</sub>	Etano	0,000	0,000
C <sub>3</sub>	Propano	99,50	0,000
iC <sub>4</sub>	i-Butano	0,495	25,24
nC <sub>4</sub>	n-Butano	0,005	34,89
C <sub>5+</sub>	Hidrocarburos pesados	0,000	39,87

**Datos de la columna DesPro-01:**

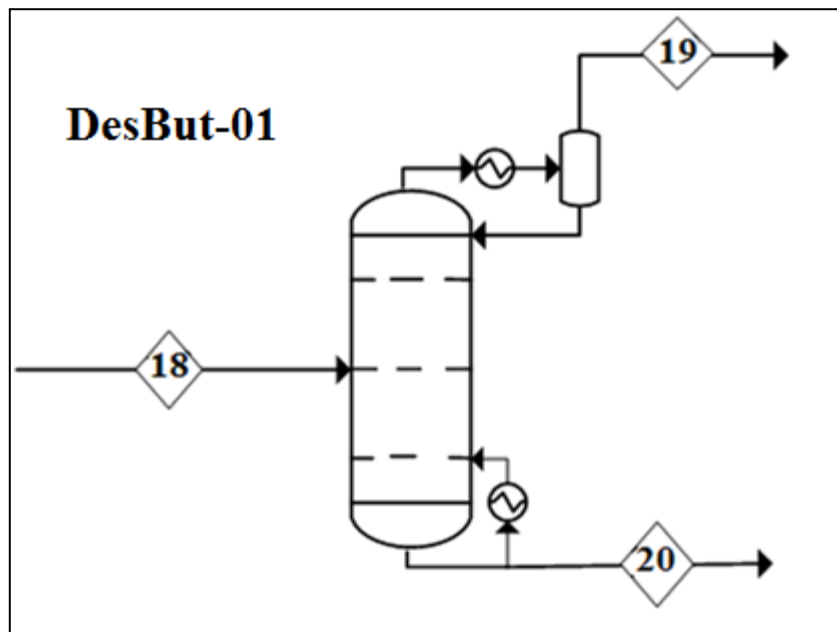
- Cuarenta platos (40) tipo Sieve
- Una sola sección, la cual presenta un diámetro de 1,067 m (3,5 pies) con una longitud de 24,38 m ( 80 pies)

- **Válvula VLV-2:** para alcanzar las condiciones de operación de la columna DesBut-01, se colocó una válvula para disminuir la presión de la corriente de salida de la columna Des-Pro de 1655 Kpa a 660 Kpa. Los datos que arroja la válvula VLV-2 son los siguientes:

**Tabla 35.** Datos de la válvula VLV-2.

Flujo (Kgmol/h)	Presión Entrada (Kpa)	Presión Salida (Kpa)	Temperatura Entrada (°C)	Temperatura Salida (°C)
38,89	1655	660	123,1	85,13

- **Columna DesBut-01:** la alimentación de esta columna proviene del producto de fondo de la columna DesPro-01 y tiene como objetivo retirar la mayor cantidad de iButano y nButano de la corriente de entrada por el tope de la columna (95% entre iButano y nButano como mínimo).



**Figura 10.** Columna DesBut-01.

**Tabla 36.** Composición de la corriente de entrada de la DesBut-01.

Componente		%Molar Corriente 18
CO <sub>2</sub>	<b>Dióxido de Carbono</b>	0,000
N <sub>2</sub>	<b>Nitrógeno</b>	0,000
C <sub>1</sub>	<b>Metano</b>	0,000
C <sub>2</sub>	<b>Etano</b>	0,000
C <sub>3</sub>	<b>Propano</b>	0,000
iC <sub>4</sub>	<b>i-Butano</b>	25,24
nC <sub>4</sub>	<b>n-Butano</b>	34,89
C <sub>5+</sub>	<b>Hidrocarburos pesados</b>	39,87

**Tabla 37.** Composición de las corrientes de salida de la DesBut-01.

Componente		%Molar Corriente 19	%Molar Corriente 20
CO <sub>2</sub>	<b>Dióxido de Carbono</b>	0,000	0,000
N <sub>2</sub>	<b>Nitrógeno</b>	0,000	0,000
C <sub>1</sub>	<b>Metano</b>	0,000	0,000
C <sub>2</sub>	<b>Etano</b>	0,000	0,000
C <sub>3</sub>	<b>Propano</b>	0,000	0,000
iC <sub>4</sub>	<b>i-Butano</b>	41,56	0,000
nC <sub>4</sub>	<b>n-Butano</b>	57,44	0,006
C <sub>5+</sub>	<b>Hidrocarburos pesados</b>	1,000	99,99

**Datos de la columna DesBut-01:**

- Treinta y cinco (35) platos tipo Sieve
- Una sola sección que presenta un diámetro de 0,914 m ( 3 pies) y una longitud de 21,34 m (70 pies)

Todas las columnas presentan porcentajes de inundación por debajo del 60% para cada plato, la relación de reflujo está por debajo 30 y los límites de altura no superan los 175 pies (53,34 m), datos que según la bibliografía consultada corroboran que lo obtenido en la simulación tiene sentido lógico y físico. A continuación se muestra una tabla con los datos consultados en la bibliografía:

**Tabla 38.** Límites sugeridos para una columna de destilación.

Altura (m)	Reflujo	% de inundación
53,34	<30	<70%

Fuente: Walas, 1988.

#### 4.4 ENERGÍA NETA DE LA PLANTA

De los equipos expuestos en el punto anterior algunos requieren de energía para poder funcionar como es el caso de los compresores y la bomba, dicha energía es proporcionada por una planta a parte al proceso que se está planteando en este trabajo. La cantidad de energía que requieren estos equipos se muestran a continuación:

**Tabla 39.** Energía requerida por equipos.

Equipo	Energía requerida (kW)
K-101	2783
K-102	2308
K-103	1573
P-101	0,149
<b>TOTAL</b>	<b>6649,15</b>

De la tabla anterior se tiene entonces que la energía total requerida para funcionar la planta es de 6649,15 kW pero a este total de energía se le va a restar la cantidad de energía producida por los turbo Expansores la cual se muestra a continuación:

**Tabla 40.** Energía suministrada por los Turbo Expansores.

<b>Equipo</b>	<b>Energía suministrada (kW)</b>
<b>Tex-101</b>	1014
<b>Tex-102</b>	30,69
<b>TOTAL</b>	1044,69

Los datos anteriores proporcionan un total de energía aportada de 1044,69 kW. Por ende la energía requerida por la planta sería entonces de 5604,46 kW.

Hay que destacar que la energía necesaria puede ser mayor que la reportada debido a que las columnas que contienen condensador se debe implementar equipos de bombeo, los cuales requieren de energía adicional para su funcionamiento pero la misma no sería representativa con respecto a la reportada.

#### **4.4 DIAGRAMAS DE FLUJO DEL PROCESO (DFP)**

A continuación se mostraran los diagramas del proceso obtenidos a través de la simulación con y sin integración térmica:



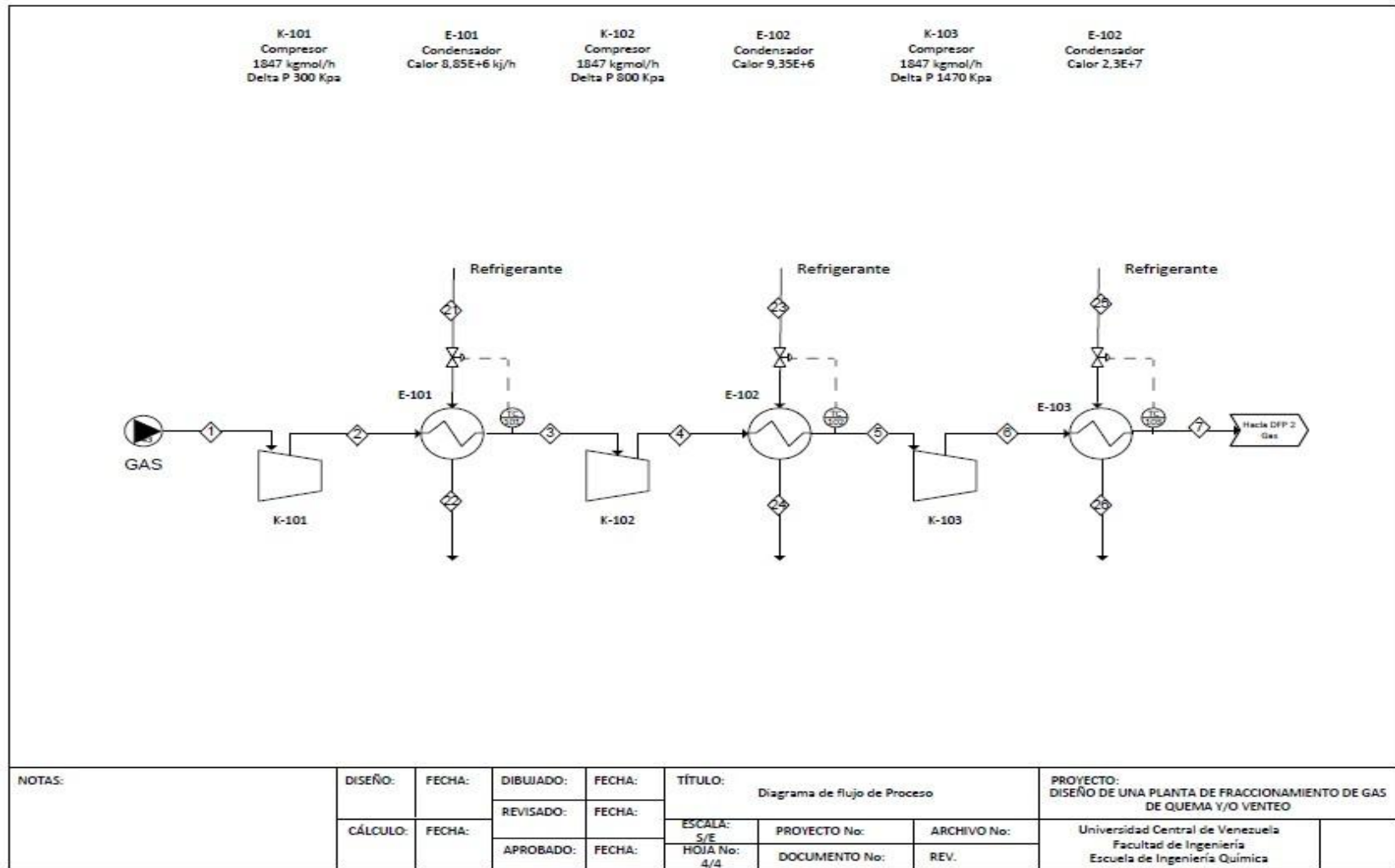


Figura 11. Diagrama de flujo etapa de compresión

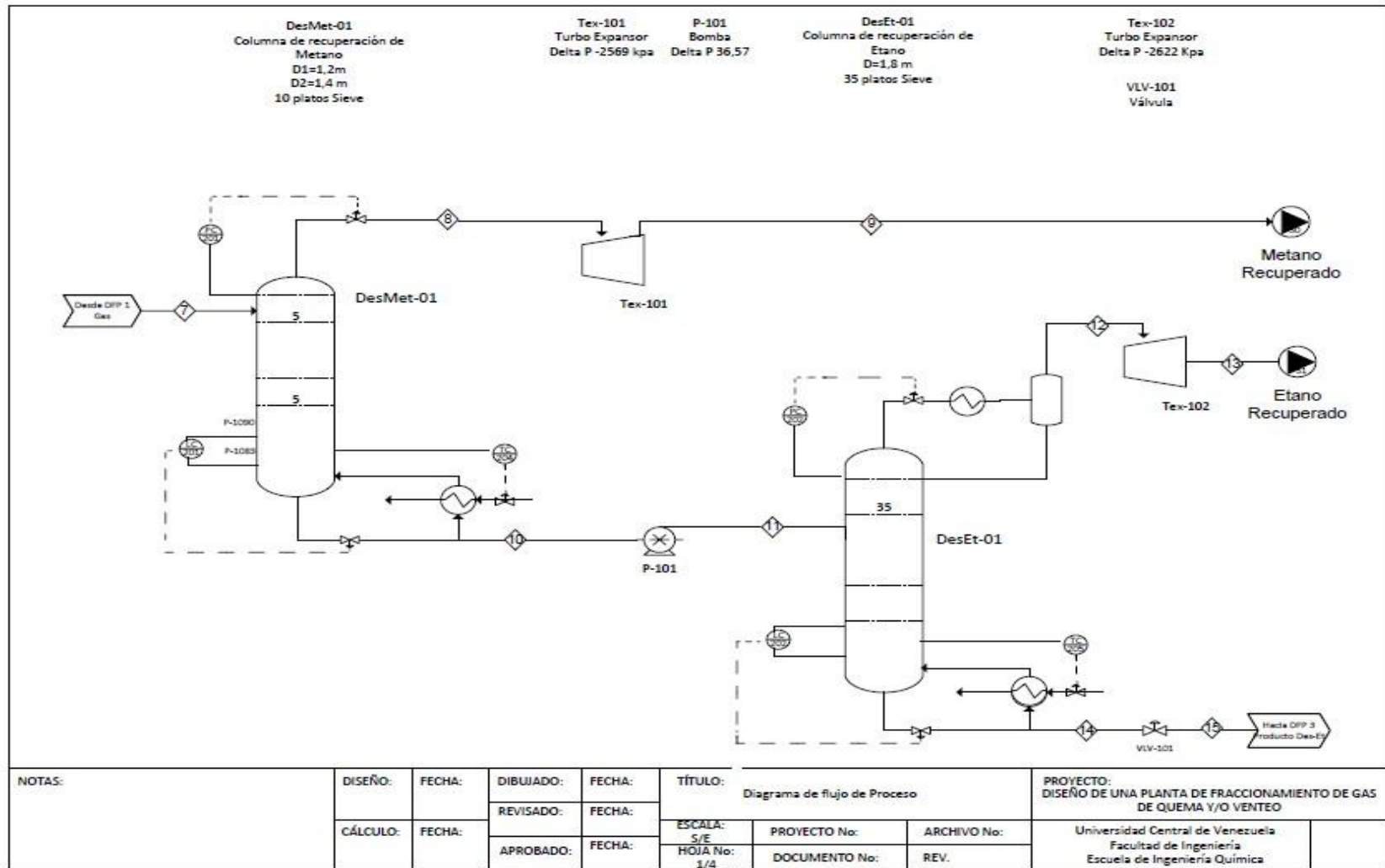


Figura 12. Diagrama de flujo etapa de fraccionamiento

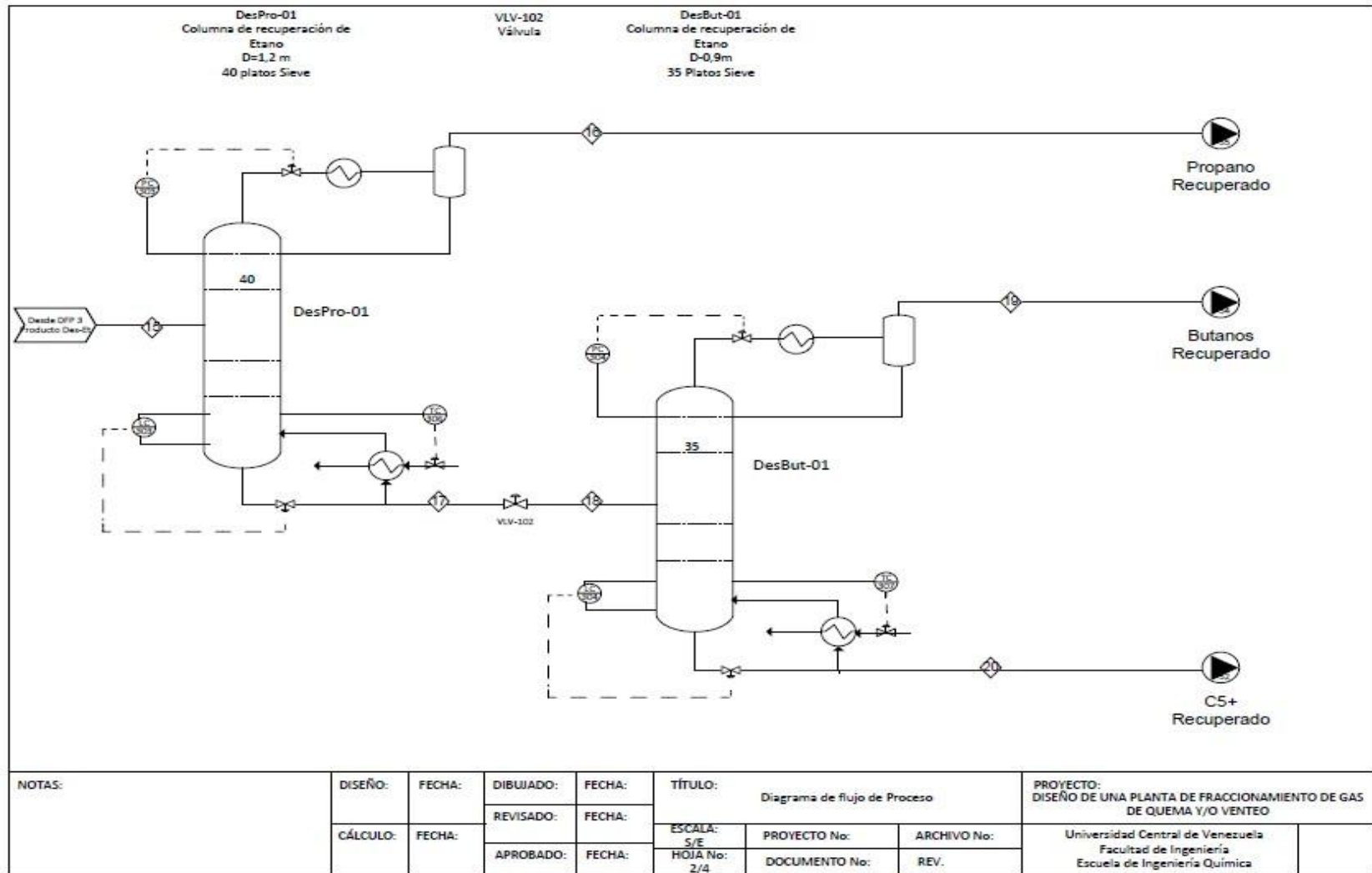


Figura 13. Diagrama de flujo etapa de fraccionamiento

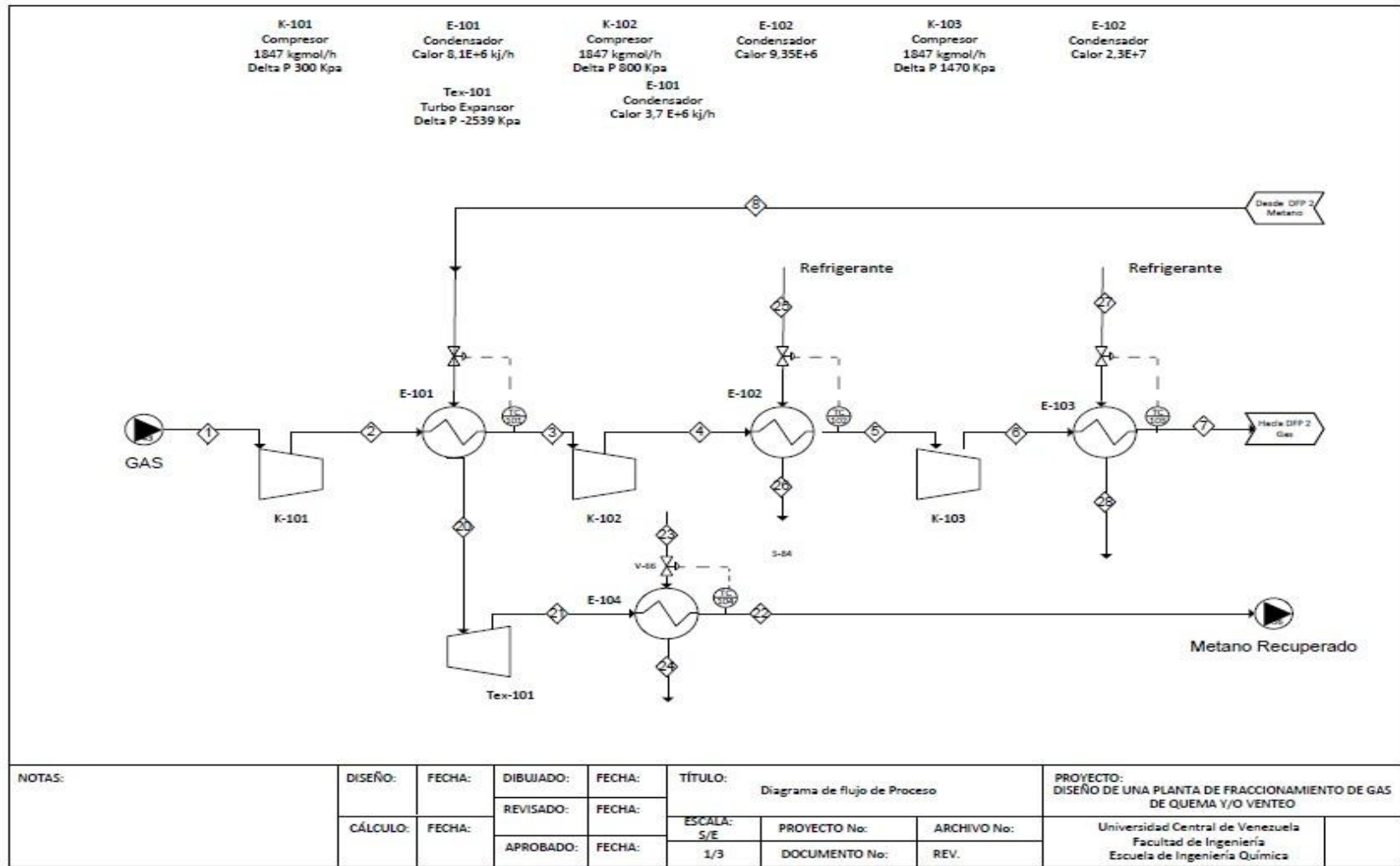


Figura 14. Diagrama de flujo etapa de compresión con integración térmica

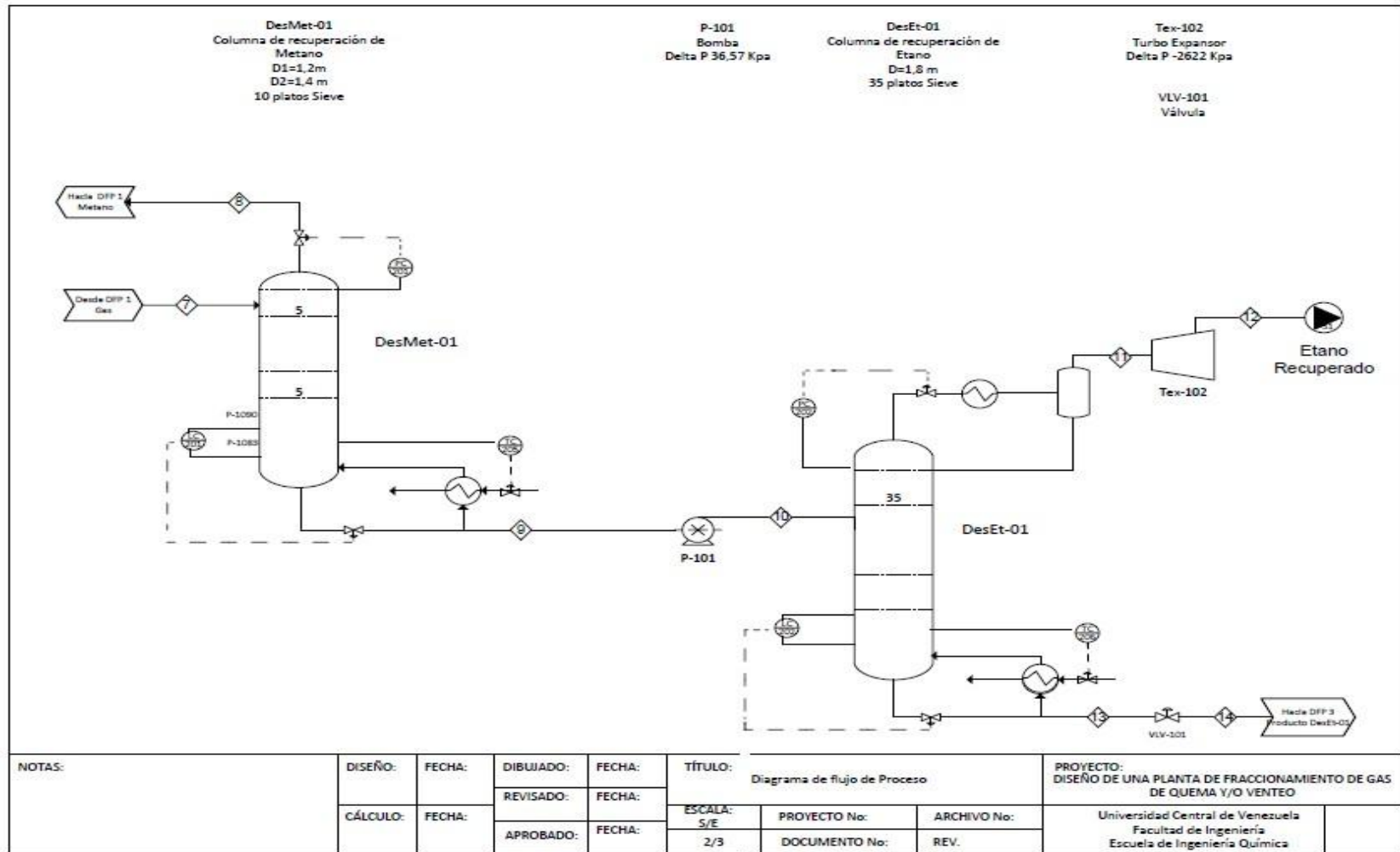


Figura 15. Diagrama de flujo etapa de fraccionamiento con integración térmica

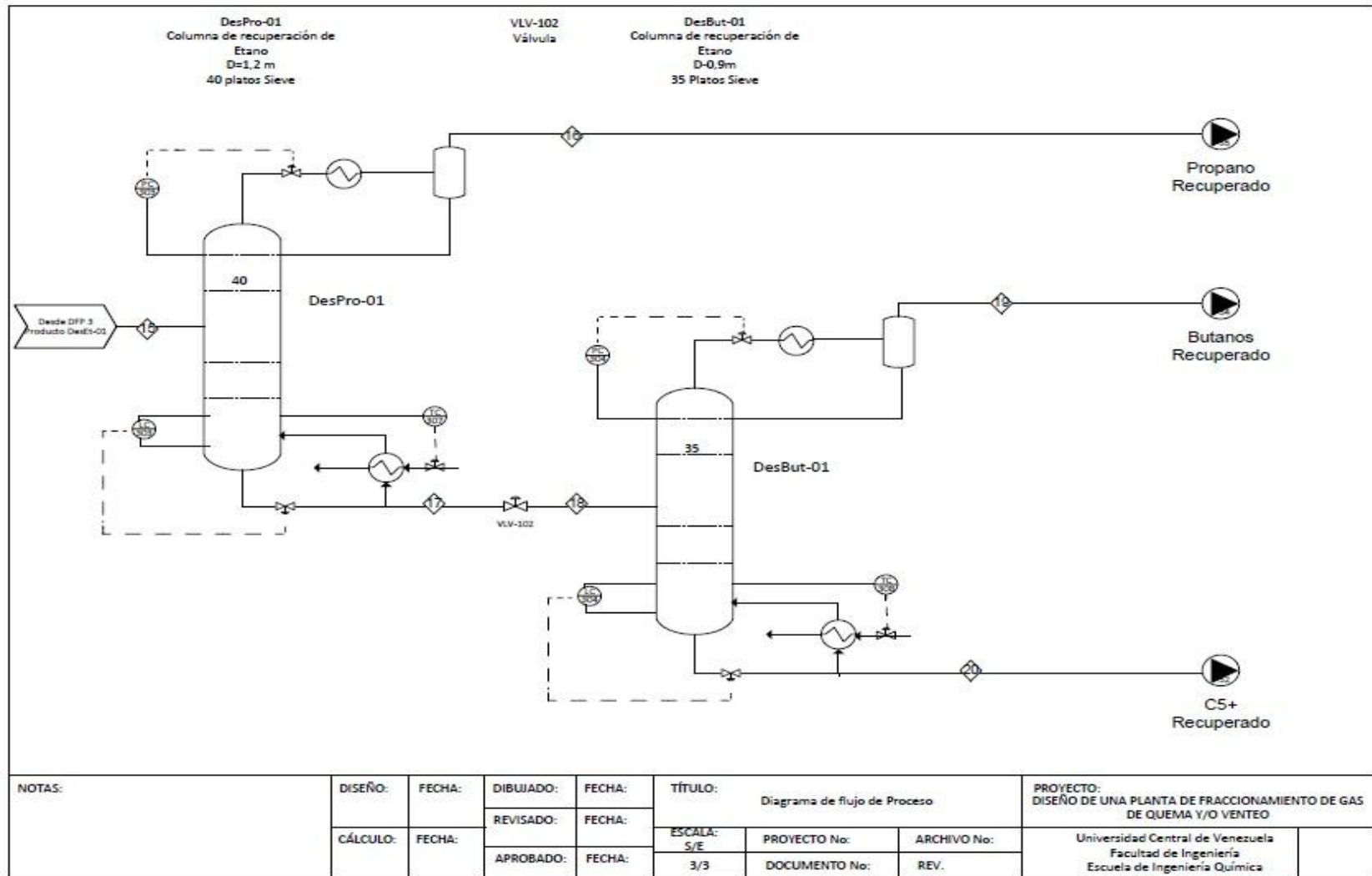


Figura 16. Diagrama de flujo etapa de fraccionamiento con integración térmica

## **4.6 INTEGRACIÓN TÉRMICA**

El sentido de realizar una integración térmica a un determinado proceso es aprovechar el intercambio de energía entre corrientes para reducir costos, dicho esto, si observamos el DFP del proceso para la integración térmica se puede concluir que a pesar de estar aprovechando la energía suministrada por la corriente de salida del tope de la columna DesMet-01 para sustituir el refrigerante del primer condensador, dicha corriente debe pasar más adelante por un nuevo condensador para alcanzar las condiciones de almacenamiento, teniendo que implementar nuevamente refrigerante, indicando que la integración térmica no puede ser posible ya que lo que se ahorra por una parte se debe que gastar en otra. Con respecto a las corrientes utilizadas para realizar el intercambio energético, solo se puede aprovechar la corriente de salida por el tope de la columna DesMet-01 por la cantidad de flujo presente en ella, ya que la corriente de salida del tope de la columna DesEt-01 posee poco flujo evitando que la corriente a enfriar en uno de los condensadores alcance las condiciones deseadas.

## **4.7 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD**

Para realizar el análisis de sensibilidad se utilizó la herramienta DataBook que posee el programa HYSYS, la cual permite establecer una variación de flujo en una determinada corriente, seleccionar las variables de interés y observar sus cambios, para efectos de este trabajo se fijó una variación del flujo de alimentación del proceso un 15% por encima y por debajo respectivamente, estableciendo intervalos de 50 en 50 en relación al flujo. Las variables de interés que fueron escogidas para realizar este análisis fueron: la composición de salida de los productos de interés obtenida por el tope de cada columna, el porcentaje de inundación de cada torre y el flujo de refrigerante de cada intercambiador.

Cabe destacar que solo se estudiaron variables asociadas a los equipos mayores del proceso como lo son los compresores, condensadores y columnas.

- **Composición de salida de los producto de interés al variar el flujo**

Con el fin de conocer si la disminución y aumento de la corriente de alimentación a las columnas afectaba a la composición de salida de los productos de interés como son el Metano, Etano, Propano, i-Butanos y n-Butano, se estudió el comportamiento de dichas composiciones y así verificar que los valores obtenidos estén dentro de los parámetros sin ningún tipo de problema o fallo en la columna. Hay que recordar que se desea alcanzar altos porcentajes de los compuestos antes mencionados para poder ser competitivos en el mercado.

Los resultados arrojados por el simulador fueron los siguientes:

**Tabla 41.** Composición molar de Metano, Etano, Propano, i-Butano y n-Butano al variar el flujo de alimentación.

Flujo (Kgmol/h)	Corrientes de salida en los topes de las columnas DesMet-01, DesEt-01, DesPro-01 y DesBut-01				
	Composición Metano	Composición Etano	Composición Propano	Composición n-Butano	Composición i-Butano
1500	0,984	0,950	0,995	0,574	0,416
1550	0,984	0,950	0,995	0,574	0,416
1600	0,984	0,950	0,995	0,574	0,416
1650	0,984	0,950	0,995	0,574	0,416
1700	0,984	0,950	0,995	0,574	0,416
1750	0,984	0,950	0,995	0,574	0,416
1800	0,984	0,950	0,995	0,574	0,416
1850	0,984	0,950	0,995	0,574	0,416
1900	0,984	0,950	0,995	0,574	0,416
1950	0,984	0,950	0,995	0,574	0,416
2000	0,984	0,950	0,995	0,574	0,416
2050	0,984	0,950	0,995	0,574	0,416
2100	0,984	0,950	0,995	0,574	0,416

Como se puede apreciar en la Tabla 41, las composiciones de cada componente se mantuvieron constantes para la variación de flujo de alimentación, manteniendo los valores obtenidos antes de realizar el análisis de sensibilidad. Esto debido a que las columnas tienen como criterio la composición de los productos extraídos, por lo cual el sistema siempre se va a modificar para lograr la especificación.



- **Porcentaje de inundación para cada torre**

Uno de los parámetros que se pueden observar para determinar si la variación de flujo afecta a la columna es el porcentaje de inundación de cada plato, el cual según la bibliografía consultada debería estar por debajo del 70%, para efectos de este trabajo se estableció que el porcentaje de inundación de cada plato estuviera por debajo del 70% como una medida de seguridad ante cualquier eventualidad.

A continuación se muestran los porcentajes de inundación para un determinado número de platos en cada columna.

**Tabla 42.** Porcentaje de inundación variando el flujo de alimentación para la DesMet-01.

Porcentaje de inundación para la columna DesMet-01					
Flujo (Kgmol/h)	Plato 1	Plato 3	Plato 5	Plato 8	Plato 10
1500	42,53	29,33	32,79	29,33	32,79
1550	43,95	30,31	33,88	30,31	33,88
1600	45,36	31,29	34,97	31,29	34,97
1650	46,78	32,26	36,07	32,26	36,07
1700	48,20	33,24	37,16	33,24	37,16
1750	49,62	34,22	38,25	34,22	38,25
1800	51,03	35,20	39,34	35,20	39,34
1850	52,45	36,18	40,44	36,18	40,44
1900	53,87	37,15	41,53	37,15	41,53
1950	55,29	38,13	42,62	38,13	42,62
2000	56,70	39,11	43,72	39,11	43,72
2050	58,12	40,09	44,81	40,09	44,81
2100	59,54	41,06	45,90	41,06	45,90

**Tabla 43.** Porcentaje de inundación variando el flujo de alimentación para la DesEt-01.

Porcentaje de inundación para la columna DesEt-01.								
Flujo (Kgmol/h)	Plato 1	Plato 5	Plato 10	Plato 15	Plato 20	Plato 25	Plato 30	Plato 35
1500	32,41	32,53	29,78	39,75	45,71	46,21	46,13	40,60
1550	33,49	33,62	30,77	41,08	47,23	47,75	47,66	41,96
1600	34,57	34,70	31,76	42,40	48,76	49,29	49,20	43,31
1650	35,65	35,79	32,76	43,78	50,28	50,83	50,74	44,66
1700	36,73	36,87	33,75	45,05	51,80	52,37	52,28	46,02
1750	37,81	37,96	34,74	46,38	53,33	53,91	53,81	47,37
1800	38,89	39,04	35,73	47,70	54,85	55,45	55,35	48,72

**Continuación Tabla 43.** Porcentaje de inundación variando el flujo de alimentación para la DesEt-01

Porcentaje de inundación para la columna DesEt-01								
Flujo (Kgmol/h)	Plato 1	Plato 5	Plato 10	Plato 15	Plato 20	Plato 25	Plato 30	Plato 35
<b>1850</b>	39,97	40,13	36,73	49,03	56,37	56,99	56,89	50,08
<b>1900</b>	41,05	41,21	37,72	50,35	57,90	58,53	58,42	51,43
<b>1950</b>	42,13	42,29	38,71	51,68	59,42	60,07	59,96	52,78
<b>2000</b>	43,21	43,38	39,71	53,00	60,95	61,61	61,50	54,14
<b>2050</b>	44,29	44,46	40,70	54,33	62,47	63,15	63,04	55,49
<b>2100</b>	45,37	45,55	41,69	55,65	63,99	64,69	64,58	56,84

**Tabla 44.** Porcentaje de inundación variando el flujo de alimentación para la DesPro-01.

Porcentaje de inundación para la columna DesPro-01.							
Flujo (Kgmol/h)	Plato 1	Plato 5	Plato 11	Plato 18	Plato 25	Plato 31	Plato 38
<b>1500</b>	43,55	43,50	44,94	45,35	50,39	51,40	51,10
<b>1550</b>	44,99	44,95	46,43	46,86	52,07	53,10	52,81
<b>1600</b>	46,45	46,40	47,93	48,38	53,74	54,821	54,51
<b>1650</b>	47,90	47,85	49,43	49,89	55,42	56,53	56,21
<b>1700</b>	49,35	49,30	50,93	51,40	57,10	58,24	57,92
<b>1750</b>	50,81	50,75	52,43	52,91	58,78	59,954	59,62
<b>1800</b>	52,26	52,20	53,92	54,42	60,46	61,67	61,33
<b>1850</b>	53,71	53,65	55,42	55,93	62,14	63,38	63,03
<b>1900</b>	55,16	55,10	56,92	57,45	63,82	65,09	64,73
<b>1950</b>	56,61	56,55	58,42	58,96	65,50	66,80	66,44
<b>2000</b>	58,06	58,00	59,92	60,74	67,18	68,52	68,14
<b>2050</b>	59,51	59,45	61,41	61,98	68,86	<b>70,23</b>	69,84
<b>2100</b>	60,97	60,90	62,91	63,49	<b>70,54</b>	<b>71,95</b>	<b>71,55</b>

**Tabla 45.** Porcentaje de inundación variando el flujo de alimentación para la DesBut-01

Porcentaje de inundación para la columna DesBut-01							
Flujo (Kgmol/h)	Plato 1	Plato 6	Plato 12	Plato 20	Plato 26	Plato 30	Plato 35
<b>1500</b>	22,26	21,85	21,78	19,77	21,92	22,112	20,40
<b>1550</b>	23,00	22,58	22,51	20,43	22,65	22,85	21,09
<b>1600</b>	23,74	23,31	23,23	21,05	23,38	23,58	21,77
<b>1650</b>	24,48	24,03	23,96	21,75	24,11	24,32	22,45
<b>1700</b>	25,23	24,76	24,69	22,41	24,84	25,06	23,13
<b>1750</b>	25,97	25,49	25,41	23,06	25,57	25,80	23,81
<b>1800</b>	26,71	26,22	26,14	23,72	26,308	26,53	24,49

**Continuación Tabla 45.** Porcentaje de inundación variando el flujo de alimentación para la DesBut-01

Porcentaje de inundación para la columna DesBut-01							
Flujo (Kgmol/h)	Plato 1	Plato 6	Plato 12	Plato 20	Plato 26	Plato 30	Plato 35
<b>1850</b>	27,45	26,95	26,87	24,38	27,03	27,27	25,17
<b>1900</b>	28,19	27,68	27,59	25,04	27,76	28,00	25,85
<b>1950</b>	28,94	28,43	28,32	25,70	28,50	28,74	26,53
<b>2000</b>	29,68	29,13	29,04	26,36	29,22	29,48	27,24
<b>2050</b>	30,42	29,86	29,77	27,02	29,96	30,22	27,89
<b>2100</b>	31,16	30,59	30,49	27,68	30,69	30,95	28,57

Como se puede observar en las tablas expuestas anteriormente, la única columna que presentó problema de inundación en alguno de sus platos fue la DesPro-01 (70,53; 70,23; 71,95; 71,55), superando el límite establecido de inundación (<70%). Esto debido que para realizar dicho estudio se dejó fijo los diámetros y altura de la torre por tanto las condiciones preestablecidas en la columna no fueron suficientes para poder procesar la cantidad de flujo.

Se realizó un ajuste para establecer las nuevas condiciones de la columna DesPro-01 cambiando el diámetro de 1,067 m (3,5 pies) a 1,219 m (4 pies) para evitar dicho problema. Los resultados obtenidos fueron:

**Tabla 46.** Porcentaje de inundación variando el flujo de alimentación para la DesPro-01

Porcentaje de inundación para la columna DesPro-01							
Flujo (Kgmol/h)	Plato 1	Plato 5	Plato 11	Plato 18	Plato 25	Plato 31	Plato 38
<b>1500</b>	33,58	33,55	34,65	34,97	38,85	39,63	39,41
<b>1550</b>	34,70	34,66	35,81	36,14	40,15	40,95	40,72
<b>1600</b>	35,82	35,78	36,96	37,30	41,45	42,27	42,04
<b>1650</b>	36,94	36,90	38,12	38,47	42,74	43,59	43,35
<b>1700</b>	38,06	38,02	39,27	39,63	44,04	44,91	44,66
<b>1750</b>	39,18	39,14	40,43	40,80	45,33	46,23	45,98
<b>1800</b>	40,30	40,25	41,58	41,97	46,63	47,55	47,29
<b>1850</b>	41,42	41,37	42,74	43,13	47,92	48,88	48,60
<b>1900</b>	42,54	42,49	43,89	44,30	49,22	50,20	49,92
<b>1950</b>	43,66	43,61	45,05	45,47	50,51	51,52	51,23

**Continuación Tabla 46.** Porcentaje de inundación variando el flujo de alimentación para la DesPro-01

Porcentaje de inundación para la columna DesPro-01							
Flujo (Kgmol/h)	Plato 1	Plato 5	Plato 11	Plato 18	Plato 25	Plato 31	Plato 38
2000	44,78	44,73	46,20	46,63	51,81	52,84	52,55
2050	45,89	45,85	47,36	47,80	53,10	54,16	53,86
2100	47,01	46,96	48,51	48,96	54,40	55,48	55,17

- **Flujo de refrigerante**

Con el fin de reducir costos de insumo (refrigerante), se fijó el mínimo de flujo de refrigerante que aceptaba el intercambiador para la alimentación inicial (1847 Kgmol/h) y se observó la variación del coeficiente global de transferencia de calor (UA).

**Tabla 47.** UA al variar el flujo de alimentación.

Flujo (Kgmol/h)	UA		
	E-101	E-102	E-103
1500	4,32E+04	4,80E+04	1,71E+05
1550	4,46E+04	4,96E+04	1,83E+05
1600	4,60E+04	5,12E+04	1,97E+05
1650	4,75E+04	5,28E+04	2,14E+05
1700	4,89E+04	5,44E+04	2,34E+05
1750	5,03E+04	5,60E+04	2,61E+05
1800	5,18E+04	5,76E+04	2,97E+05
1850	5,32E+04	5,92E+04	3,57E+05
1900	5,47E+04	6,20E+04	5,12E+05
1950	5,61E+04	6,71E+04	2,13E+07
2000	5,84E+04	7,39E+04	9,06E+09
2050	6,27E+04	8,20E+04	-7,48E+07
2100	6,82E+04	9,21E+04	-1,27E+06

Se puede observar que para un incremento de flujo los condensadores E-101 y E-102 no presentan problemas mientras que el condensador E-103 no puede procesar un flujo superior a 2000 Kgmol/h, arrojando como resultado un UA de  $-7,48E+07$  y  $-1,27E+06$ , por tal motivo se procedió a realizar un ajuste en dicho intercambiador

aumentando la cantidad de flujo de refrigerante de 1300 Kgmol/h a 1500 Kgmol/h, los resultados obtenidos fueron:

**Tabla 48.** UA al variar el flujo de alimentación.

Flujo (Kgmol/h)	UA
	<b>E-103</b>
<b>1500</b>	1,56E+05
<b>1550</b>	1,63E+05
<b>1600</b>	1,71E+05
<b>1650</b>	1,80E+05
<b>1700</b>	1,90E+05
<b>1750</b>	2,02E+05
<b>1800</b>	2,14E+05
<b>1850</b>	2,29E+05
<b>1900</b>	2,46E+05
<b>1950</b>	2,65E+05
<b>2000</b>	2,90E+05
<b>2050</b>	3,21E+05
<b>2100</b>	3,66E+05

Se puede apreciar que el aumento de flujo de refrigerante corrigió el problema, estableciendo el nuevo valor mínimo posible del refrigerante a utilizar.

#### 4.7 ESTIMACIÓN DE INVERSIÓN INICIAL Y RENTABILIDAD

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 49.** Costo unitario de los equipos y costo unitarios de los equipos instalados en MUS\$.

EQUIPO	COSTO DEL EQUIPO (MUS\$)	COSTO DEL EQUIPO INSTALADO (MUS\$)
<b>K-101</b>	1063,8	1382,94
<b>K-102</b>	947,23	1231,40

**Continuación Tabla 49.** Costo unitario de los equipos y costo unitarios de los equipos instalados en MUS\$.

EQUIPO	COSTO DEL EQUIPO (MUS\$)	COSTO DEL EQUIPO INSTALADO (MUS\$)
<b>K-103</b>	742,13	964,77
<b>E-101</b>	25,79	49,0
<b>E-102</b>	25,79	49,0
<b>E-103</b>	25,79	49,0
<b>DesMet-01</b>	132,3	277,83
<b>Text-101</b>	118,808	178,212
<b>P-101</b>	7,982	15,964
<b>DesEt-01</b>	205,1	430,71
<b>Text-102</b>	6,982	10,473
<b>DesPro-01</b>	260,2	546,42
<b>DesBut-01</b>	254,7	534,87
<b>TOTAL</b>	<b>3819,60</b>	<b>5720,59</b>

Los costos de inversión de los equipos para el año 1985 es de 3819,60 MUS\$ (millones de dólares americanos) y el costo con instalación es de 5720,59 MUS\$. Para obtener los costos actuales se realizó un escalamiento hasta el año 2013, utilizando los índices de costo del año 1985 y 2012, los cuales son 325 y 572,7 respectivamente dando como resultado que para el año 2012 el siguiente resultado:

**Tabla 50.** Inversión total de la planta para el año 2012.

Costo sin instalación (MU\$)	<b>6730,72</b>
Costo con instalación (MU\$)	<b>10080,56</b>

A continuación se muestran los precios de los productos en el mercado internacional así como la cantidad producida por año en toneladas de los mismos.

**Tabla 51.** Precios de los productos en el mercado internacional

Componentes	Precios por tonelada (\$)
Metano	550
Etano	660
Propano	790
Butanos	835

**Tabla 52.** Toneladas obtenidas por producto

Componentes	Toneladas por año (Ton/año)
Metano	245.116,8
Etano	8.449,92
Propano	13.098,24
Butano	11.888,64
<b>TOTAL</b>	<b>278.553,6</b>

En base a lo anterior expuesto se tiene entonces la ganancia de cada producto:

$$\text{Ganancia (\$)} = \text{Precios por tonelada} * \text{Toneladas por año} \quad \text{Ecuación 03}$$

$$\text{Ganancia (\$)} = 550 * 245.116,8 = 134.814.240$$

**Tabla 53.** Ganancia de los productos

Componentes	Ganancia por año (\$)
Metano	134.814.240,0
Etano	5.576.947,2
Propano	10.347.609,6
Butano	9.927.014,4
<b>TOTAL</b>	<b>160.665.811</b>

De lo anterior expuesto si tiene entonces que las ganancias generadas por los productos dan un total de 160,7 MM\$.

Para obtener la rentabilidad del proceso se resta las ganancias generadas menos los costos de los equipos dando un total de 150,6 MM\$ por lo cual se puede concluir que el proceso es rentable. Cabe destacar que estas cifras son un cálculo aproximado.



## CONCLUSIONES

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

- La mejor tecnología para la separación de gases de quema y/o venteo fue la Turbo expansión (según la matriz de selección de tecnología).
- Se logró realizar una integración energética pero la misma no permitió reducir costos en el proceso.
- El análisis de sensibilidad para una variación de flujo de alimentación un 15% por debajo de lo establecido inicialmente, no arrojó ninguna complicación.
- El análisis de sensibilidad para una variación de flujo de alimentación un 15% por encima de lo establecido inicialmente, arrojó problemas en el condensador E-103 y la columna DesPro-01, teniendo que aumentar el flujo de refrigerante y el diámetro respectivamente para poder procesar mayor cantidad de flujo de alimentación sin problemas.
- La estimación económica del proceso arrojó un proceso rentable, obteniendo una ganancia de 150,6 MM\$.

## 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:

- Antes de entrar al simulador se debe tener un conocimiento amplio de la tecnología y el proceso a simular.
- 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.
- Al realizar cualquier integración de equipos se debe simular el proceso completo para así evitar la propagación de errores.
- Observar los costos de purificación del gas natural como los costos de recolección para evaluar la rentabilidad de todo el proceso.
- Evaluar el tren de compresión para determinar costos más ajustados.
- Se recomienda realizar la simulación dinámica del proceso para: establecer los sistemas de control, realizar análisis de sensibilidad bajo el mismo esquema de procesamiento.
- Evaluar la posibilidad de sustituir Metano como refrigerante.
- Con los datos del presente trabajo realizar un diseño riguroso para establecer un flujo de caja y determinar TIR y VPN.

## BIBLIOGRAFÍA

**American Petroleum Institute** (API). (2012). Compendium of greenhouse gas emissions methodologies for the oil and gas industry. Pagina web API: [http://www.api.org/ehs/climate/new/upload/2004\\_COMPENDIUM.pdf](http://www.api.org/ehs/climate/new/upload/2004_COMPENDIUM.pdf) [Consulta: Diciembre, 2012]

**Aerzen**. (2013). Sopladores de desplazamiento positivo. Disponible en: [http://www.aerzen.com.mx/Productos/SOPLADORES-DE-DESPLAZAMIENTO-POSITIVO/SOPLADORES-DE-DESPLAZAMIENTO-POSITIVO-TIPO-GM/\(c\)/1](http://www.aerzen.com.mx/Productos/SOPLADORES-DE-DESPLAZAMIENTO-POSITIVO/SOPLADORES-DE-DESPLAZAMIENTO-POSITIVO-TIPO-GM/(c)/1) [Consulta: 2013, Mayo]

**Azuaje, N.** (2010). Valoración del gas de baja presión como recurso energético de la costa oriental del lago de Maracaibo. Venezuela. Trabajo de Grado de Maestría. Universidad Central de Venezuela. Caracas, Venezuela.

**Barberii, E.E.** (1985). El pozo ilustrado, 3ra ed. Caracas: PDVSA. 372 p.

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

**Ente Nacional del Gas**. (2002). Glosario de términos. Pagina web de Ente Nacional del Gas: <http://www.enagas.gob.ve/info/gasnatural/glosarioterminos/index.php>. [Consulta: 2013, Mayo]

**García L, Franklin.** (2011). Estimación técnico económica de la separación de los compuestos de gas licuado de petróleo a partir de gases de quema y/o venteo. Trabajo de Grado. Universidad Central de Venezuela. Venezuela, Caracas.

**Gas Extremadura** (sf). ¿Qué es el gas natural?. Disponible en: <http://www.dcgasextremadura.es/gas.htm> . [Consulta: 2013, Marzo]

**Global Gas Flaring Reduction a Public- Private Partnership.**(2008). Pagina web de World Bank Group: [http://: www.worldbank.org](http://www.worldbank.org) [Consulta: 2013, Enero]

**Gragirena, K.** (2011). Simulación de una planta de generación eléctrica utilizando gas de baja presión del Distrito Norte del estado Monagas, como combustible en un ciclo de potencia. Trabajo Especial de Grado. Universidad Central de Venezuela. Caracas, Venezuela.

**Hermoso, V.** (2008). Desarrollo de la Ingeniería Conceptual y Básica para la disposición de compuestos de BTEX, emitidos en la unidad de regeneración de glicol de la Planta de Refrigeración San Joaquín, ubicada en el Estado Anzoátegui. Trabajo Especial de Grado. Universidad Central de Venezuela. Caracas, Venezuela.

**Hurtado, M.** (2006) Una mirada hacia el futuro. México.

Hydrocarbon processing, gas process handbook (2004).

**Iglesias, E.** (2003) Petróleo y gas natural: industria, mercados y precios. España.

**Innergy, 2013.** Gas natural. Disponible en: <http://www.innergy.cl/quees.htm>. [Consulta: 2013, Mayo]

**International association of oil & gas producers (OGP)** (2000). Flaring & Venting in the Oil Gas Exploration Production Industry. Pagina web de OGP: <http://www.ogp.org.uk/pubs/288.pdf>. [Consulta: 2012, diciembre]

**Martínez S, Víctor H. Alonso D, Pedro A.** (2003). Simulación de procesos en ingeniería química. México.

**Marval U, Aquiles J.** (2010). Evaluar los procesos de endulzamiento del gas natural con aminas al norte del Estado Monagas. Disponible en: <http://ri.biblioteca.udo.edu.ve/bitstream/123456789/1566/1/16-TEISIS.IP009.M54.pdf>. [Consulta: 2013, Mayo]

**Ministerio del Poder Popular para la Energía y Petróleo (MENPET)** (2008). Petróleo y otros datos estadísticos PODE2008. Pagina web de MENPET: <http://www.menpet.gob.ve/secciones.php?option=view&idS=21>. [Consulta: 2012, diciembre]

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

**Petróleos de Venezuela S, A.** (2005). Página web de Petróleos de Venezuela S, A: [www.pdvsa.com](http://www.pdvsa.com). [Consulta: 2013, enero 25]

**Petróleos de Venezuela S, A.** (2010). Informe de Gestión Anual 2010. Página web de Petróleos de Venezuela S, A.: [http://www.pdvsa.com/index.php?tpl=interface.sp/design/biblioteca/readdoc.tpl.html&newsid\\_obj\\_id=5319&newsid\\_temas=111](http://www.pdvsa.com/index.php?tpl=interface.sp/design/biblioteca/readdoc.tpl.html&newsid_obj_id=5319&newsid_temas=111). [Consulta: 2013, enero]

**Petróleos de Venezuela S, A.** (2010). Procesamiento del gas natural. Pagina web de Petrolero de Venezuela S, A: [http://www.pdvsa.com/index.php?tpl=interface.sp/design/readmenu.tpl.html&newsid\\_obj\\_id=395&newsid\\_temas=95](http://www.pdvsa.com/index.php?tpl=interface.sp/design/readmenu.tpl.html&newsid_obj_id=395&newsid_temas=95) . [Consulta: 2013, Mayo]

**REPSOL-YPF.** (2002). Procesamiento del gas natural. Disponible en: [http://www.minas.upm.es/gaviota/Apuntes/rtorra/procesamiento\\_gas.ppt](http://www.minas.upm.es/gaviota/Apuntes/rtorra/procesamiento_gas.ppt). [Consulta: 2012, Noviembre]

**Rojas S, Azucena.** (sf). Estudio y optimización del sistema de deshidratación del gas natural con trietilenglicol (TEG) en la planta de procesamiento de gas Malvinas. Disponible en : <http://es.scribd.com/doc/40579049/Tesis-Gas-Natural> [Consulta: 2013, Mayo]

**Rodríguez, Mercy.** (2007, Marzo). Extracción de líquidos del gas natural (LGN). Exposición presentada en la Universidad Central de Venezuela, Caracas.

**T.K. Ghosh and M.A. Prelas.** (2009). Energy resources and systems. Estados Unidos

**U. S. Energy Information Administration.** (2005). Disponible en: <http://www.eia.gov/> [Consulta: 2012, Diciembre]

**Valderrama, José O.** (2002). Información tecnológica. Brasil.

**Vepica C.A.** (2011). Optimización integración térmica. Disponible en: [https://extranet.vepica.com/normas\\_pdvsa/ityp/suc/instruc/procesos/scip-ig-p-14-i.pdf](https://extranet.vepica.com/normas_pdvsa/ityp/suc/instruc/procesos/scip-ig-p-14-i.pdf). [Consulta: 2013, Mayo]

**Walas, S. M.** (1988). Chemical process equipment selection and design. Estados Unidos

## ANEXOS

ANEXOS 1. 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 centrífugo (US\$)**

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

**Donde:**

C= costo (US\$)

HP= energía del compresor

- **Condensador (US\$)**

Material Stainless steel 304.

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

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

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

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

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



**Donde:**

C= costo (US\$)

A= área del intercambiador  $150 < A < 12000$  pies<sup>2</sup>

- **Columna de destilación (US\$)**

Material Stainless steel 304.

$$C = f_1 x C_b + N x f_2 X f_3 X f_4 x C_t + C_{p1}$$

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

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

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

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

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

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

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

**Donde:**

C= costo (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\$).**

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

**Donde:**

C= costo (US\$)

HP= Energía del turbo expansor

- **Bomba centrífuga (US\$)**

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

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

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

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

$$b_1 = 5, 1029 \text{ (adim).}$$

$$b_2 = -1,2217 \text{ (adim).}$$

$$b_3 = 0,0771 \text{ (adim).}$$

**Donde:**

C=costo (US\$)

Q= caudal. (gpm)

H= cabezal. (Pies)

## 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.

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

**Donde:**

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

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

## 4.- INVERSIÓN TOTAL DE LA PLANTA INSTALADA.

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

**Donde:**

$C_{ti}$  = 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 2012.

$$C_{2012} = C_{1985} \times \left( \frac{IC_{2012}}{IC_{1985}} \right)$$

**Donde:**

$C_{2012}$ = costo para el año 2012 (US\$).

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

$IC_{2010}$ = índice de costo para el año 2012 (572,7).

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