

**ESTUDIO TÉCNICO ECONÓMICO PARA LA REDUCCIÓN DE COSTOS DE
PRODUCCIÓN MEDIANTE LA INSTALACIÓN DE UNA TORRE
DESPROPANIZADORA EN LA EMPRESA GAS DE SANTANDER S.A. E.S.P.**

**FRANCISCO GERMÁN HERRERA NAVARRO
ÁLVARO DÍAZ SERPA**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICO – QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN PRODUCCIÓN DE HIDROCARBUROS
BUCARAMANGA**

2.016

**ESTUDIO TÉCNICO ECONÓMICO PARA LA REDUCCIÓN DE COSTOS DE
PRODUCCIÓN MEDIANTE LA INSTALACIÓN DE UNA TORRE
DESPROPANIZADORA EN LA EMPRESA GAS DE SANTANDER S.A. E.S.P.**

**FRANCISCO GERMÁN HERRERA NAVARRO
ÁLVARO DÍAZ SERPA**

**Trabajo de Grado para optar al título de Especialista en Producción de
Hidrocarburos**

**Director
MANUEL CABARCAS SIMANCAS
Ingeniero de Petróleos**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICO – QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN PRODUCCIÓN DE HIDROCARBUROS
BUCARAMANGA**

2.016

A Dios,

A mi Familia porque aunque en el dinero encuentre un poco de felicidad, en las amistades alegrías, en las medicinas la cura para la enfermedad; solo el amor lo encontrare en mi familia.

Y a todos los que hicieron posible este logro.

PACHO.

A Dios por darme entendimiento, la perseverancia y constancia para realizarme como persona, como estudiante y como profesional.

A mi hijo Luciano Díaz Martínez por ser el motor de mi vida, con mucho cariño a mi madre Soraya Isabel Serpa Mejía, a mi hermana Tania Isabel Díaz Serpa pero en especial a mi padre Eulises Díaz Duran por siempre brindarme el apoyo necesario.

Hoy puedo decir que he culminado una de mis metas ascendiendo un escalafón más, aunque el camino sigue y cada nuevo rumbo no será igual que el anterior puedo tener la seguridad de recorrerlo acompañado de mi hijo, de mis padres y hermana, que son las personas incondicionales en mi vida.

ÁLVARO DIAZ SERPA.

AGRADECIMIENTOS

El autor expresa su agradecimiento a:

A la Universidad Industrial de Santander y a la Escuela de Ingeniería de Petróleos por la formación dada como profesionales en esta rama de la ciencia.

A Manuel Cabarcas Simancas, Ingeniero de Petróleos, director del proyecto, por su respaldo, confianza y colaboración oportuna.

A la empresa Gas de Santander por su apoyo incondicional, confianza y por fomentar el vínculo UNIVERSIDAD-EMPRESA.

A todos los amigos que de una u otra forma contribuyeron a mi formación integral.

A todos mis familiares, que me motivaron de una u otra forma a culminar este gran trabajo.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCION	18
1. GAS DE SANTANDER S.A. E.S.P.	21
1.1 LINEAS DE NEGOCIOS.....	21
1.2 DIAGRAMAS DEL PROCESO.....	21
1.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO EN LA PLANTA DE ENVASADO DE GLP ..	24
1.3.1 Descripción del producto.....	24
1.3.2 Características del glp.	25
1.3.3 Especificación técnicas del GLP.....	26
1.3.4 Usos del GLP	27
1.3.5 Precauciones para el uso del GLP.....	29
1.4 ESTRUCTURA DE LA INDUSTRIA.....	30
1.5 LOGÍSTICA DE DISTRIBUCIÓN.....	31
1.6 PROCESO DE ABASTECIMIENTO DE GLP EN LA PLANTA DE ENVASADO.	32
1.6.1 Descargue de cisternas. (Trasiego).....	33
1.6.2 Trasiego o transferencia interna de glp.....	34
1.7 PROCESO PRODUCTIVO EN PLANTA DE ENVASADO GLP	35
1.7.1 Llenado de cilindros en plataforma (Convencionales y Montacargas)	35
1.7.2 Llenado de carrotanque para tanques estacionarios.	36
2. ESTUDIO CONCEPTUAL.....	38
2.1 FRACCIONAMIENTO DE LIQUIDOS.....	38
2.1.1 Tipos de fraccionamiento.....	39
2.1.2. Dimensionamiento de un tren de fraccionamiento	40
2.2. TIPOS DE TORRES	41

2.2.1 Torres Empacadas.....	41
2.2.2. Torres de Platos.....	41
2.3. TIPOS DE PLATOS.....	42
2.4. Descripción del proceso de destilación.....	44
2.4.1. Alimentación.....	46
2.4.2. Rectificación.....	47
2.4.3. Reflujo.....	48
2.4.4. Corte lateral.....	49
2.5. EQUIPOS PRINCIPALES DE UNA TORRE DE FRACCIONAMIENTO.....	49
2.5.1. Rehervidor.....	49
2.5.2. Tambor de destilado.....	49
2.5.3. Condensadores.....	50
2.5.4. Intercambiadores de calor.....	50
2.6. ANORMALIDADES DEL PROCESO.....	51
2.6.1. Arrastre.....	51
2.6.2. Vomito.....	52
2.6.3. Goteo.....	52
2.6.4. Inundación.....	52
2.7. SISTEMA DE CONTROL ASOCIADO A ESTE TIPO DE TORRES.....	53
2.7.1. Sistema de control o lazo de control.....	53
2.7.2. Controlador.....	54
3. DISEÑO TORRE DESPROPANIZADORA A TRAVÉS DE SOFTWARE ESPECIALIZADO.....	55
3.1 PREMISAS DE SIMULACION.....	55
3.2 METOLOGÍA DE DISEÑO.....	56
3.3 MODELO DE SIMULACIÓN.....	57
3.3.1 Bases de simulación.....	57
3.4 SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO.....	58
3.4.1 Diseño básico de la torre de destilación.....	61
3.4.2 Modelado de la torre despropanizadora.....	65

3.4.3. Desempeño de la columna	70
3.5 DISEÑO DE LOS EQUIPOS.....	71
3.5.1 Diseño de la Sección de platos de la columna.....	71
3.5.2 Áreas Seccionales	72
3.6 DISEÑO DEL ACUMULADOR DE REFLUJO Y DE LA BASE DE LA COLUMNA.....	75
4. ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL	78
4.1 REQUISITOS PARA SOLICITAR UNA LICENCIA AMBIENTAL	78
4.2 IDENTIFICACIÓN DE LOS IMPACTOS	81
4.2.1 Identificación de los impactos en la fase de construcción.....	82
4.2.2 Identificación de los impactos en la fase de explotación.....	84
4.3 CARACTERIZACIÓN Y ÁMBITO TERRITORIAL DE AFECTACIÓN DE LOS IMPACTOS	89
4.3.1 Caracterización y ámbito territorial de afectación fase de construcción.....	90
4.3.2 Caracterización y ámbito territorial de afectación en la fase de funcionamiento.....	90
4.4 MEDIDAS CORRECTORAS Y ALTERNATIVAS.....	91
4.4.1 Medidas protectoras	91
4.4.2 Medidas Correctoras.....	92
4.4.3 Medidas Compensatorias.	92
4.5 CONCLUSIONES DEL EIA.....	92
5. ANÁLISIS ECONÓMICO	94
5.1 COSTOS DE TRANSPORTE FUENTE DE PRODUCCIÓN CUSIANA (OPERACIÓN ACTUAL).....	94
5.2 COSTOS DE TRANSPORTE FUENTE DE PRODUCCIÓN CARTAGENA (OPERACIÓN CON TORRE DESPROPANIZADORA)	95
5.3 INVERSIÓN INICIAL.....	96
5.3.1 Descripción de costos inversión inicial.....	99
5.4 COSTOS DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO	100
5.5 DEPRECIACIÓN.....	101

5.6 FLUJO DE EFECTIVO.....	101
5.7 EVALUACIÓN DE RENTABILIDAD DEL PROYECTO.....	103
5.7.1 Valor presente neto (VPN).....	103
5.7.2 Tasa interna de retorno (TIR).....	103
5.8 RESULTADOS Y ANÁLISIS	104
5.8.1 Valor presente neto (VPN).....	104
5.8.2 Tasa interna de retorno (TIR).....	105
6. CONCLUSIONES	107
7. RECOMENDACIONES.....	109
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	110
BIBLIOGRAFÍA.....	111

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Líneas de negocios manejadas.	21
Figura 2. Cadena de Abastecimiento a Granel	23
Figura 3. Cadena de Abastecimiento de Cilindros.	24
Figura 4. Componentes del GLP.....	25
Figura 5. El GLP y los Puntos de Ebullición.....	25
Figura 6. Usos del GLP.....	28
Figura 7. Esquema de operación.....	31
Figura 8. Planta principal de envasado de GLP.....	32
Figura 9. Trasiego de cisternas.....	33
Figura 10. Transferencia interna entre tanques.	34
Figura 11. Envasado de cilindros.....	35
Figura 12. Envasado de Carro tanques.	36
Figura 13. Paso del flujo de vapor a través del área de burbujeo.	44
Figura 14. Esquema general de los elementos principales presentes en una torre de destilación.	46
Figura 15. Metodología de diseño de una fraccionadora.	57
Figura 16. Esquema de compresión.	59
Figura 17. Entrada de la corriente de alimento al compresor.	60
Figura 18. Entrada de la corriente de alimento a un scrubber.	60
Figura 19. Parámetros introducidos por el autor.	64
Figura 20. Parámetros calculados por el software.	66
Figura 21. Conexiones de la columna Despropanizadora.	66
Figura 22. Opción Monitor, especificaciones de la columna.	67
Figura 23. Condiciones de las diferentes corrientes alrededor de la columna.	67

Figura 24. Composición en la corriente de destilado.	68
Figura 25. Composición en la corriente de fondo.....	69
Figura 26. Esquema de corrientes en flujos molares.	70
Figura 27. Perfil de flujos en la torre destiladora.....	74
Figura 28. Dimensiones de los platos.	75
Figura 29. Especificación del volumen del acumulador de reflujo.....	76
Figura 30. Especificación del volumen de la base de la columna.	77
Figura 31. Visión de la unidad Despropanizadora a 100 m de distancia.	86
Figura 32. Visión de la unidad Despropanizadora a 200 m de distancia. (En la parte superior derecha, imágenes del observador y la unidad a vista de pájaro y desde la parte posterior del observador).	87
Figura 33. Visión de la unidad Despropanizadora a 500 m de distancia.	88
Figura 34. Operación de abastecimiento fuente de producción Cusiana.....	94
Figura 35. Operación de abastecimiento fuente de producción Cartagena.	95
Figura 36. Diseño de la planta Despropanizadora en aspen HYSYS.	97
Figura 37. Grafica de valor presente neto Vs. Interés (TIR).	106

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Especificaciones técnicas del GLP.	26
Tabla 2. Composición corriente de entrada.	58
Tabla 3. Composición destilado 90[%]- C3.	62
Tabla 4. Composición en la base de la columna 10[%]-C3.....	62
Tabla 5. Balance de materia en la torre despropanizadora.	70
Tabla 6. Ruido de maquinaria industrial.....	84
Tabla 7. Impacto paisajístico.....	85
Tabla 8. Impacto en la fase de construcción.....	90
Tabla 9. Impacto fase de explotación	90
Tabla 10. Costos de transporte desde la fuente de producción Cusiana.....	95
Tabla 11. Costos de transporte desde la fuente de producción Cartagena.	96
Tabla 12. Descripción de costos de equipos de la planta Despropanizadora 1600 ft ³ /h.....	99
Tabla 13. Descripción de costos de equipos de la planta Despropanizadora 8800 ft ³ /h.....	100
Tabla 14. Flujo de caja torre Despropanizadora.	102
Tabla 15. Valores presentes de los flujos de caja netos y acumulados del proyecto.	105

GLOSARIO

CILINDRO: Envase de diferentes tamaños según la cantidad a distribuir, utilizado para la comercialización de GLP.

ENVASADO: Operación por medio de la cual se llenan cilindros bajo límites establecidos.

GLP: Gas Licuado del Petróleo.

DESTILACION: La destilación es la operación de separar, mediante vaporización y condensación en los diferentes componentes líquidos, sólidos disueltos en líquidos o gases licuados de una mezcla, aprovechando los diferentes puntos de ebullición de cada una de las sustancias ya que el punto de ebullición es una propiedad intensiva de cada sustancia, es decir, no varía en función de la masa o el volumen, aunque sí en función de la presión.

TORRE DE DESTILACION: Torre de destilación o columna de destilación simple es una unidad compuesta de un conjunto de etapas de equilibrio con un solo alimento y dos productos, denominados destilado y fondo. Incluye, por lo tanto, una etapa de equilibrio con alimentación que separa dos secciones de etapas de equilibrio, denominadas rectificación y agotamiento.

TORRE DESPROPANIZADORA: Las refinerías de petróleo utilizan la destilación extensivamente. Una de las separaciones más comunes es la purificación del propano para su uso como LPG. La columna de destilación que realiza esta tarea se llama una Columna Despropanizadora.

RESUMEN

TÍTULO: ESTUDIO TECNICO ECONOMICO PARA LA REDUCCION DE COSTOS DE PRODUCCION MEDIANTE LA INSTALACION DE UNA TORRE DESPROPANIZADORA EN LA EMPRESA GAS DE SANTANDER S.A. E.S.P.

AUTORES: Álvaro Díaz serpa
Francisco Germán Herrera Navarro.**

PALABRAS CLAVES: Torre Despropanizadora, fraccionamiento, destilación, impacto ambiental, rentabilidad.

DESCRIPCIÓN:

Este estudio tiene por objeto la elaboración de un análisis técnico económico para la reducción de costos de producción a través de la instalación de una torre Despropanizadora en la empresa GAS DE SANTANDER S.A. E.S.P. Se realizó en primer lugar un estudio conceptual acerca del fraccionamiento de líquidos, descripción del proceso de destilación, anomalías del proceso y sistemas de control asociados a este tipo de torres, aspectos sobre los cuales está enfocado éste trabajo. Seguidamente se procedió a elaborar la descripción de los principios operacionales, características de diseño, problemas operacionales y simulación de los resultados obtenidos mediante un software especializado para la verificación de todos los parámetros utilizados en el diseño de la torre de fraccionamiento.

Luego de realizar el estudio de todas las variables involucradas en el diseño, construcción y operación de una torre Despropanizadora se identificó el impacto ambiental en la fase de construcción y operación del proyecto que permiten evitar afectaciones significativas al medio ambiente.

Finalmente, se realizó un análisis económico para evaluar la viabilidad del proyecto, donde se relaciona la inversión inicial, costos de operación y mantenimiento, evaluación de la rentabilidad del proyecto y el tiempo de la recuperación de la inversión. Todo lo anterior para que el presente documento se convierta en una herramienta de competitividad en el mercado para la empresa donde se ejecutó el presente trabajo de grado.

* Trabajo de grado.

** Facultad de Ciencias Físico-Químicas, Escuela de Ingeniería de Petróleos, Ing. Manuel Cabarcas Simancas.
Ingeniero de Petróleos

SUMMARY

TITLE: ECONOMIC AND TECHNICAL STUDY FOR REDUCING PRODUCTION COSTS THROUGH THE INSTALLATION OF A DEPROPANIZER TOWER AT THE COMPANY GAS DE SANTANDER S.A. E.S.P.

AUTHOR: Álvaro Diaz Serpa**
Francisco German Herrera Navarro.

KEY WORDS: Depropanizer tower, fractionation, distillation, environmental impact, profitability.

DESCRIPTION:

This study aims at elaborating an economic and technical analysis for reducing production costs through the installation of a depropanizer tower at the company GAS DE SANTANDER S.A. E.S.P.

Firstly, it was conducted a conceptual study on fractionation of liquids, distillation process description, process abnormalities, and control systems related to this type of towers. Those are the aspects which this paper is based on.

Next step was the making of the operational principles description, design features, operational issues, and the simulation of the results obtained through specialized software for the verification of all the utilized parameters in the design of the fractionation tower.

After carrying out the analysis of all the variables involved in the design in question, construction and operation of a depropanizer tower, it was identified the environmental impact that avoid meaningful affections to the environment.

Finally, an economic analysis was conducted in order to assess the project viability, where the initial investment, maintenance and production costs, profitability assessment, and the investment recovery time are all related. All of the above is done with the purpose of having this paper work as a competitiveness tool in the market for the company where I am handling this current dissertation.

* Degree Work

** Faculty of Physical and Chemical Sciences, School of Petroleum Engineering, Ing. Manuel Cabarcas Simancas. Petroleum engineer

INTRODUCCION

Gas de Santander S.A. E.S.P. "GASAN" Empresa santandereana del sector energético dedicada a la distribución y comercialización del gas licuado del petróleo (GLP); hace parte de un grupo empresarial llamado INVERSIONES DEL NORDESTE S.A. (INSA) con capital chileno, con experiencia en la distribución de gas propano y, basados en su solidez, confiabilidad y conocimiento, están aportando al desarrollo de una Colombia con energía. INVERSIONES DEL NORDESTE es un grupo empresarial conformado por 5 empresas distribuidoras de Glp (GAS DE SANTANDER, NORTESANTANDEREANA DE GAS, COLGAS DE OCCIDENTE, ASOGAS y GASES DE ANTIOQUIA), una empresa transportadora de Glp (COTRANSCOL) y una empresa para fabricación y mantenimiento de cilindros (CINSA).

INSA Lleva más de 50 años en operación, tiempo en el cual ha fomentado dentro de un marco de profesionalismo diversos proyectos de carácter tecnológico con el fin de lograr un mejoramiento continuo en sus procesos y en la calidad de sus productos para tres tipos de clientes: clientes con cilindros de marca (Cilindros Convencionales), Clientes con cilindros montacargas y clientes con tanques estacionarios.

La tendencia en el mejoramiento de los procesos ha sido en la inversión de nuevos proyectos para lograr una mayor competitividad en el mercado y reducción de costos de producción, estos proyectos por su inversión, exigen un análisis técnico y económico muy detallado ya que cualquier error en dicho análisis conllevaría a pérdidas significativas para la empresa.

En el diagnóstico de los costos de producción asociados al envasado de Glp en las plantas, se evidencio que GASAN no cuenta con fuentes de producción de Glp cercanas para la obtención de Glp con una mayor concentración de Propano y sin presencia de olefinas para la atención de clientes industriales con tanques estacionarios instalados o clientes con cilindros montacargas. Principalmente el Glp requerido por los clientes con tanques estacionarios y montacargas es transportado desde la fuente de producción Cusiana – Ecopetrol hasta la planta principal de envasado en Bucaramanga y de allí se trasladan cantidades menores para las plantas de Bosconia y Cartagena, esto se debe a que el Glp proveniente de Barrancabermeja que llega directamente por poliducto a la planta principal de Gasan ubicada en la zona industrial Chimita Girón – Santander tiene más del 90% de Butano lo cual baja drásticamente su rata de vaporización afectando nuestros clientes con tanques estacionarios; sumado a esto también está la presencia de olefinas que afectan nuestros clientes Montacargas ya que estas se solidifican dentro del motor de la Montacargas. Finalmente toda esta situación trae como consecuencia un gasto adicional muy elevado en fletes del transporte del Glp desde Cusiana a Bucaramanga, Cartagena y Bosconia.

La falta de una solución adecuada para los clientes con tanques estacionarios y montacargas trae consigo muchas quejas y reclamos de clientes insatisfechos y un aumento exponencial de los gastos de abastecimiento de la empresa GAS DE SANTANDER S.A. E.S.P.

Para dar una solución definitiva y más económica a los problemas de vaporización y generación de olefinas se planteó realizar un estudio técnico económico de la instalación de una torre Despropanizadora en la planta de envasado de Cartagena y disminuir los costos de abastecimiento ya que la fuente de producción Cartagena es más cercana que Cusiana. Después de dicho estudio la empresa podrá tomar la mejor decisión para solucionar todos los problemas por los motivos descritos anteriormente.

El presente trabajo de monografía presentara un estudio técnico económico para la instalación de un sistema de separación por destilación para la obtención de Glp con alta concentración de propano a partir de un Glp con concentraciones de propano moderadas. Esto con el fin de disminuir los costos de abastecimiento y aumentar los márgenes de rentabilidad de la organización mediante una solución definitiva con un retorno de la inversión a corto plazo.

Para tal fin, se realizó en primer lugar la descripción de todos los procesos ejecutados en una planta de envasado de Glp para entrar en contexto y hacernos una idea clara del problema que estamos solucionando.

Luego de realizar la descripción de todos los procesos en planta y con un panorama más preciso de la situación se hará un estudio conceptual acerca del fraccionamiento de líquidos, descripción del proceso de destilación, anormalidades del proceso y sistemas de control asociados a este tipo de torres, aspectos sobre los cuales estará enfocado éste trabajo. Seguidamente se elaborara la descripción de los principios operacionales, características de diseño, problemas operacionales y simulación de los resultados obtenidos mediante un software especializado para la verificación de todos los parámetros utilizados en el diseño de la torre de fraccionamiento. Finalmente, se realizara un análisis económico para evaluar la viabilidad del proyecto, donde se relaciona la inversión inicial, costos de operación y mantenimiento, evaluación de la rentabilidad del proyecto y el tiempo de la recuperación de la inversión. Todo lo anterior para que el presente documento se convierta en una herramienta de competitividad en el mercado para la empresa donde se ejecutara el trabajo de grado.

1. GAS DE SANTANDER S.A. E.S.P.

1.1 LINEAS DE NEGOCIOS.

Figura 1. Líneas de negocios manejadas.

Inversiones del Nordeste

¿Cuáles son nuestros productos?

- GAS PROPANO RESIDENCIAL**
Distribuimos Gas propano envasado o en cilindros, destinado principalmente a su uso en hogares.
- GAS PROPANO POR REDES DE GAS DOMICILIARIO**
Desarrollamos y llevamos a cabo proyectos de redes de suministro de gas propano a nivel nacional.
- GAS PROPANO EN TANQUES ESTACIONARIOS**
Comercializamos gas propano para tanques de diferentes capacidades de acuerdo a la necesidad de la industria, de fácil instalación, bajos espacios de almacenamiento, suministro continuo y uniforme del gas.
- GAS PROPANO PARA MONTACARGAS**
Distribuimos cilindros y gas propano para cilindros de montacargas utilizados en diferentes industrias.

Colgas **Colgas** **Norgas** **Gasan** **Gases de Antioquia** **Cinsa** **Coirancol**

Fuente: GASAN S.A.

1.2 DIAGRAMAS DEL PROCESO

Para la descripción de los diagramas del proceso primero tenemos que identificar cuáles son los integrantes en la industria del GLP.

➤ **Integrantes de la industria de glp**

• **Empresa comercializadora**

Puede ser un comercializador principal o un suministrador contratado por la empresa comercializadora.

Será responsable de la calidad del GLP que suministre según especificaciones y de la cantidad (conformidad con el peso declarado).

Así mismo, como es la propietaria de los depósitos y envases en los que suministra el GLP, tendrá que asegurar que se cumplan las normativas de diseño y fabricación prescritas, las inspecciones periódicas y el mantenimiento recomendado.

• **Transportador**

Será responsable de tener equipos adecuados con el correcto mantenimiento, cumpliendo las normas de transporte de sustancias peligrosas.

• **Fabricante de equipos y aparatos.**

Los fabricantes de aparatos de gas serán responsables de que éstos tengan un diseño adecuado y operen con eficacia y seguridad con el tipo de GLP que se comercializa en el mercado. Así mismo deberán facilitar al consumidor instrucciones claras de funcionamiento y seguridad.

• **Instalador**

El instalador deberá ser competente y estar acreditado con la certificación adecuada, pues normalmente es el que enseña al consumidor sobre las características de su instalación y su seguridad. Las principales responsabilidades del instalador son:

- Cumplimiento de la normativa y requisitos legales
- La instalación sea fija y segura

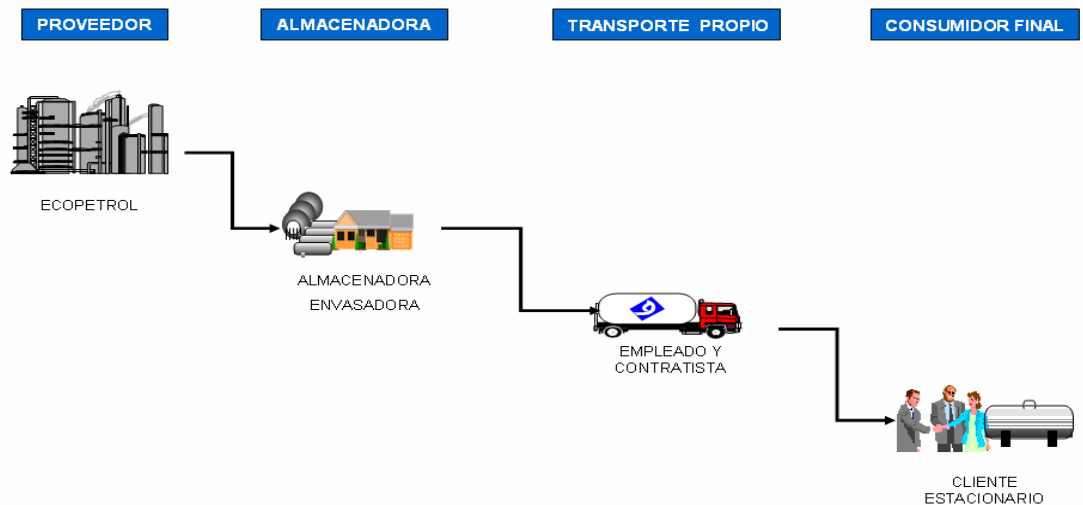
- Se disponga de aire suficiente para la combustión y para la evacuación de los productos de la combustión.
- El consumidor o usuario comprende la operación normal de la instalación, sus necesidades de revisión y mantenimiento, y las medidas a tomar en caso de emergencia.

- **Consumidor**

Se deberá facilitar al consumidor todas las advertencias e instrucciones de seguridad. Una vez facilitados, éste deberá respetarlas, revisando su instalación y haciendo uso correcto de ella.

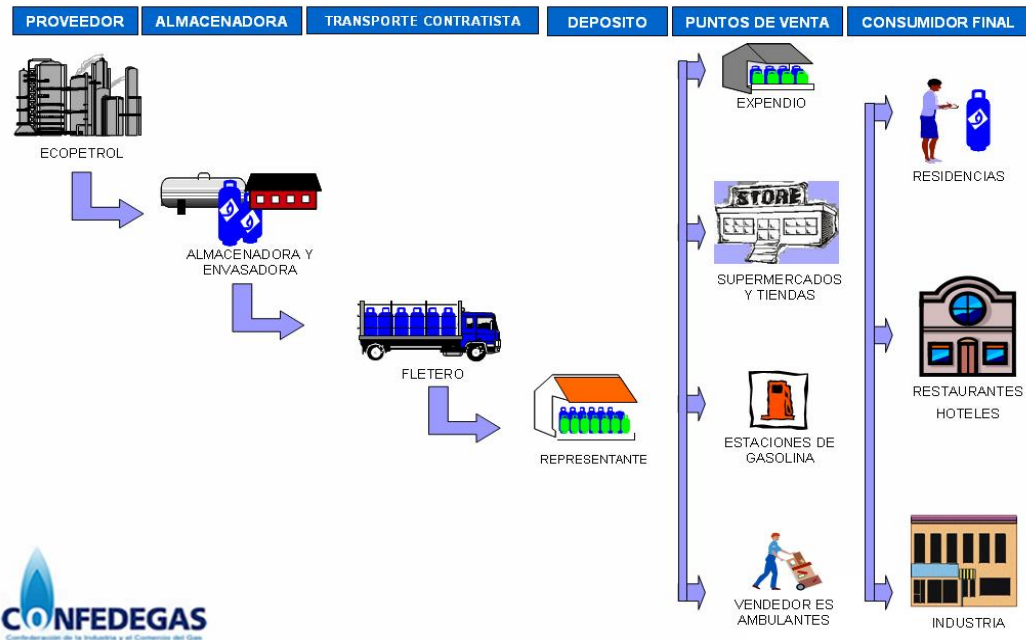
Los diagramas del proceso de distribución son los siguientes:

Figura 2. Cadena de Abastecimiento a Granel



Fuente: GASAN S.A.

Figura 3. Cadena de Abastecimiento de Cilindros.



Fuente: GASAN S.A.

1.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO EN LA PLANTA DE ENVASADO DE GLP

1.3.1 Descripción del producto

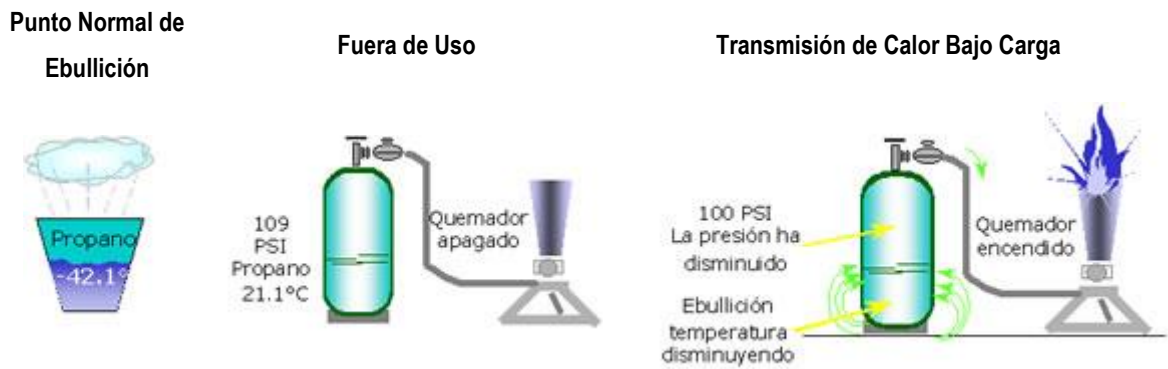
GAS LICUADO DEL PETRÓLEO (GLP) Es un hidrocarburo, derivado del petróleo. Se produce como resultado del proceso de refinación de la gasolina, en estado de vapor, pero mediante compresión y enfriamiento se condensa hasta convertirse en líquido, necesiándose 273 litros de vapor para obtener 1 litro de gas líquido.

Figura 4. Componentes del GLP



Fuente: GASAN S.A.

Figura 5. El GLP y los Puntos de Ebullición.



Fuente: GASAN S.A.

1.3.2 Características del glp.

- No tiene color en su estado líquido es transparente, similar al agua.
- No tiene olor el GLP puro no tiene olor, sin embargo, se le agrega una sustancia combinada de mercaptano etílico, tiofane y mercaptano américo caracterizada por un olor penetrante para detectarlo en caso de fuga, en proporción de 1 libra por cada 10.000 galones.

- No es tóxico, sin embargo, no es recomendado respirarlo por mucho tiempo debido a que desplaza el oxígeno.
- Es inflamable, enciende fuertemente cuando se libera y vaporiza con la más mínima llama o chispa.
- Es muy frío, al pasar rápidamente del estado líquido a vapor y tener contacto con la piel puede producir quemaduras de la misma manera que lo hace el fuego.
- Es limpio, en comparación con otros combustibles es limpio ya que cuando se combina con el aire no forma hollín ni deja mal sabor en los alimentos preparados con éste.
- Es económico, es más económico que otros combustibles, presentando niveles de rendimiento alto por su poder calorífico.

1.3.3 Especificación técnicas del GLP.

Tabla 1. Especificaciones técnicas del GLP.

Producto : Gas Licuado del Petróleo (GLP)				
Grado	Gas combustible doméstico			
Referencia	ASTM D 1835 / NTC 2303 (Norma Técnica Colombiana)			
Actualización	19 de Mayo, 2010			
Características	Unidades	Métodos	Mínimo	Máximo
Presión de Vapor a 37.8°C (100°F),	Kpa	ASTM D 2598 (1)		1434 (2)
Residuo volátil:		ASTM D 2163		

Producto : Gas Licuado del Petróleo (GLP)				
Pentano y más pesados.	mL/100 mL			2,0
Material Residual:		ASTM D 2158		
Residuo por evaporación de 100mL	mL			0,05
Observación mancha de aceite			Pasa	
Densidad relativa a 15.6°C/15.6°C		ASTM D 2598 (3)	Reportar	
Corrosión a la lámina de Cobre	Clasificación	ASTM D 1838		1 (4)
Azufre	mg/Kg	ASTM D 6667 (5)		140
Sulfuro de Hidrógeno		ASTM D 2420	Pasa	
Poder calorífico	kJ/kg	ASTM D 3588 (6)	Reportar	
Contenido de agua libre		Visual	Nada (7)	

Fuente: ASTM D 1835 / NTC 2303 (Norma Técnica Colombiana)

(1) Método alternativo ASTM D 1267

(2) Las presiones de vapor permisibles de los productos clasificados como mezclas propano-butano no deben exceder 208 psi (1434 KPa) y adicionalmente no deben exceder los valores calculados de las siguientes relaciones entre la presión de vapor observada y la densidad relativa. Presión de vapor, máx. = 1167-1880x (densidad relativa a 15,6 °C).

Una mezcla específica debe designarse por la presión de vapor a una temperatura de 100 °F en psi.

Para cumplir con la especificación, la presión de vapor de la mezcla debe estar entre +0 a -10 psi. de la presión de vapor especificada.

(3) Método alternativo D 1657

(4) El valor 1 se refiere a valores 1a o 1b

(5) Método alternativo ASTM D 2784

(6) Para realizar los cálculos de poder calorífico es necesario también las normas ASTM D 2421 GPA 2145

(7) La presencia o ausencia de agua deberá ser establecida por inspección visual de las muestras sobre las cuales se determina el residuo

1.3.4 Usos del GLP

- En las actividades agrícolas el GLP permite incrementar la producción y la calidad de los productos de granja gracias a las cosechas, al secado de los productos y a la quema de las malas hierbas.

- Se utiliza también para calentar las naves de cría de ganado y de aves, y para alimentar con energía los equipos de dichas granjas como puedan ser las bombas de riego.
- La agricultura y la horticultura utilizan el GLP como combustible para las aplicaciones agrícolas.
- Se hace uso del GLP para alimentar desecadoras de arroz, de maíz o de granos aún más eficaces y efectivas, preservando a un tiempo el valor económico de dichas cosechas con independencia de las condiciones climáticas.
- También resulta factible el control eficaz de malas hierbas con ayuda de las antorchas portátiles alimentadas con GLP. El calor intenso quema los rastrojos y elimina las malas hierbas verdes que le roban a las cosechas sus más preciados nutrientes

Figura 6. Usos del GLP.



Fuente: GASAN S.A.

1.3.5 Precauciones para el uso del GLP. Este producto en estado gaseoso puede causar asfixia simple y deprimir el sistema nervioso central. En estado líquido puede provocar quemaduras por congelamiento e irritación de la piel. No hay suficiente información de que produzca efectos sistémicos crónicos por exposición industrial, no obstante que contiene compuestos de azufre (mercaptanos) propios o que se le adicionan como odorizantes para identificar escapes.

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

Al evaporarse, el GLP ocupa en forma gaseosa un volumen aproximado de 250 veces su volumen en forma líquida.

Para el diseño de las instalaciones para el transporte y manejo de gas deben aplicarse las normas API, NFPA, DOT, ICONTEC; y las reglamentaciones expedidas por los ministerios de Minas y Energía y del Medio Ambiente y demás autoridades competentes. Merecen especial y fuerte vigilancia las válvulas, conexiones y accesorios de tanques, cisternas y cilindros que se utilicen para almacenar este producto, debido a que son los puntos de mayor riesgo de escape. Así mismo, el sitio donde se ubiquen los recipientes y las instalaciones que

conduzcan este producto, debe tener suficiente ventilación para evitar concentración de vapores explosivos en caso de algún escape.

1.4 ESTRUCTURA DE LA INDUSTRIA

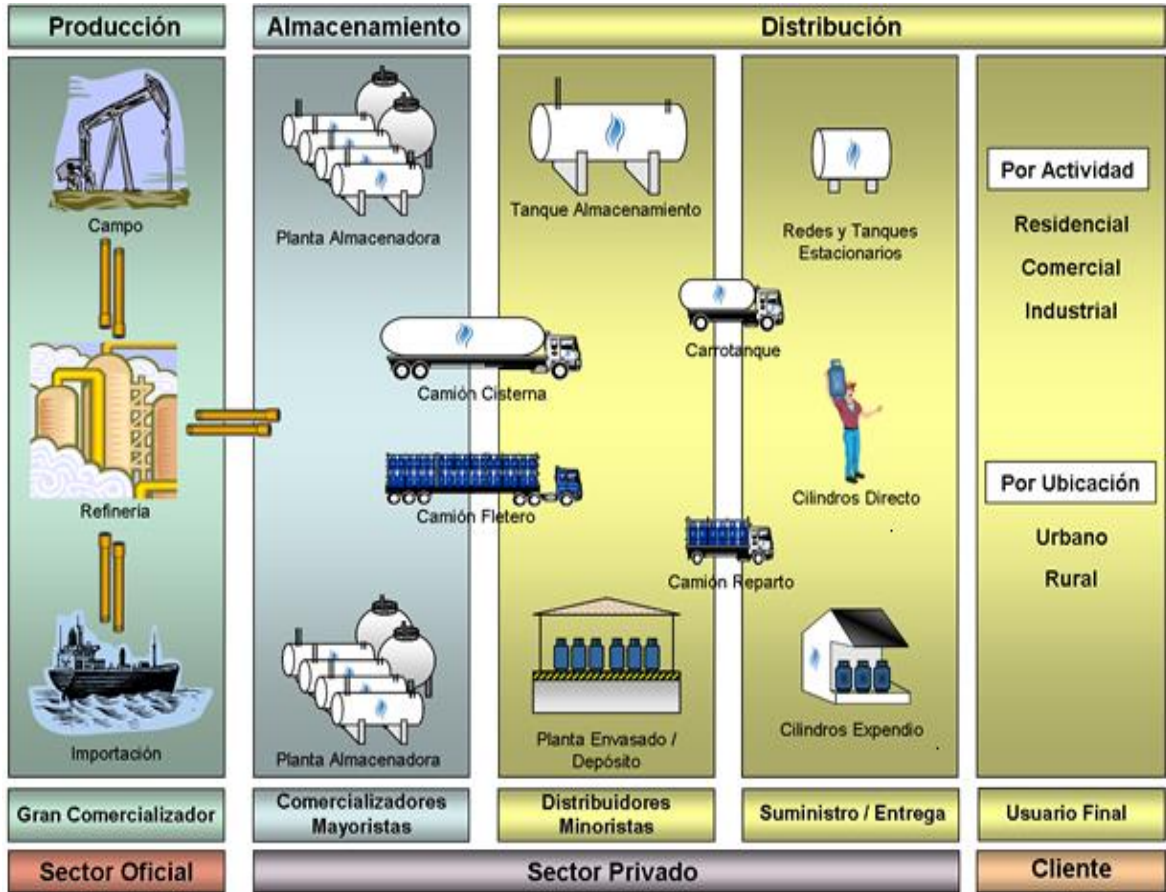
Las fuentes de producción de Barrancabermeja, Cartagena y Cusiana son las principales fuentes de abastecimiento de GLP para el mercado nacional con participaciones que han variado entre el 80 y el 90% del GLP suministrado. A su vez la fuente de producción de Termoyopal juega un papel primordial en el abastecimiento de este energético, debido a su ubicación estratégica y a su flexibilidad en el manejo de las variaciones de la producción dependiendo de las necesidades operativas. Esta flexibilidad se convierte en respaldo primario para las fuentes anteriormente mencionadas en momentos de restricción. La participación de Termoyopal en el total ha variado entre el 9 y 5% durante los últimos 5 años y las Plantas de Apiay y Dina lo han hecho en promedio de un 4,5% durante el mismo periodo.

La producción de GLP en los últimos diez años ha oscilado entre los 18.000 y los 24.500 barriles diarios, con fluctuaciones significativas que han dependido de la operación de las plantas en la refinería de Barrancabermeja. La expansión de la capacidad de producción de GLP en esta refinería se originó por las presiones en el mercado de gasolina y diesel.

➤ Esquema actual de operación del mercado colombiano.

Ecopetrol entrega el gas licuado de petróleo en estado líquido, bajo la modalidad de trasiego, a las compañías almacenadoras de GLP, y el Sitio de entrega se realiza en los terminales del poliducto y en las plantas de procesamiento y envasado de GLP.

Figura 7. Esquema de operación.



Fuente: GASAN S.A.

1.5 LOGÍSTICA DE DISTRIBUCIÓN.

Para la distribución del Propano en toda la extensión de su área de influencia GASAN S.A. E.S.P cuenta con 4 Plantas Almacenadoras, 9 Depósitos y una flota de más de 135 vehículos de distribución, además de una red de Expendios Minoristas de Gas Propano que son soporte importante en la cadena de Distribución de la Compañía.

Figura 8. Planta principal de envasado de GLP.



Fuente: Autores del proyecto.

1.6 PROCESO DE ABASTECIMIENTO DE GLP EN LA PLANTA DE ENVASADO.

En las plantas de envasado de GLP el proceso de abastecimiento de la minorista se realiza por dos procedimientos: trasiego de cisternas y transferencia interna de GLP entre tanques de almacenamiento, los cuales se describirán a continuación.

1.6.1 Descargue de cisternas. (Trasiego)

Figura 9. Trasiego de cisternas.



Fuente: Autores del proyecto.

- Recibir GLP del proveedor establecido por cisterna o carro tanque.
- Determinar la cantidad de producto a recibir teniendo en cuenta la demanda pronosticada y el inventario diario de GLP en tanques
- Garantizar el trasiego seguro de GLP
- Verificar condiciones técnicas y de seguridad adecuadas que no impliquen posibles riesgos para la continuidad de la operación de este equipo.

1.6.2 Trasiego o transferencia interna de glp.

Figura 10. Transferencia interna entre tanques.



Fuente: Autores del proyecto.

- Verificar el porcentaje (%) de nivel con el rotogage, presión (psi) y temperatura (°F) de los tanques de salida de GLP.
- Verificar periódicamente las medidas del nivel de cada tanque a llenar. No debe superar el 95%. El tanque de salida debe mantener lectura de nivel de líquido en rotogage.
- Cuando el tanque llega al nivel requerido por la operación se debe proceder a cerrar válvulas de entrada de líquido y vapor de los tanques a los que se les suministró GLP.

1.7 PROCESO PRODUCTIVO EN PLANTA DE ENVASADO GLP

En el departamento de operaciones se tienen en cuenta dos procesos: llenado de cilindros en plataforma y llenado de carro tanques para estacionarios.

1.7.1 Llenado de cilindros en plataforma (Convencionales y Montacargas)

Figura 11. Envasado de cilindros.



Fuente: Autores del proyecto.

- Conteo de cilindros llenos a la entrada de la plataforma.
- Descargue de cilindros vacíos.
- Descargue de cilindros en plataforma de envasado.
- Registro de devoluciones y verificación de residuos.

- Drenaje de cilindros y verificación del estado de los cilindros.
- Envasado de cilindros según referencia (C-20 LB, C-33 LB, C-40 LB, C-77 LB Y C-100 LB) y detección de escapes.
- Sellado de cilindros e instalación del tapón en la válvula del cilindro
- Cargue de cilindros en vehículos y conteo de salida.

1.7.2 Llenado de carro tanque para tanques estacionarios.

Figura 12. Envasado de Carro tanques.



Fuente: Autores del proyecto.

- Garantizar el suministro adecuado de GLP de acuerdo a los estándares establecidos.
- Garantizar las condiciones seguras para el llenado de GLP
- Suministrar GLP según solicitud del cliente o conductor
- Garantizar el suministro adecuado a satisfacción del usuario.
- Controlar la disponibilidad de producto en tanques.

- Tanques estacionarios son los que almacenan desde 60 galones hasta 3000 galones de GLP.

2. ESTUDIO CONCEPTUAL

2.1 FRACCIONAMIENTO DE LIQUIDOS

El sistema de fraccionamiento es usado para separar una mezcla en productos individuales de salida. El fraccionamiento es posible cuando dos productos tienen diferentes puntos de ebullición. La operación consiste en que al introducir una mezcla de hidrocarburos, los componentes que tengan menor punto de ebullición (más livianos) se vaporizan primeramente y tienden a subir y los componentes de puntos de ebullición más altos (más pesados) se quedan en el fondo.

Debido a que el calor sufre por el fondo del fraccionador y se retira por el tope, se crea un gradiente de temperatura entre los platos del tope y los del fondo de la columna, el cual fluye hacia arriba, plato a plato. Debido a que el vapor encuentra continuamente puntos de baja temperatura, el componente más volátil se condensa. Su condensación produce calor, que a su vez vaporiza el componente más volátil del líquido que entra al plato, desde la bandeja inmediata superior. Este proceso de condensación y vaporización alternativa origina un producto de tope enriquecido en el componente más volátil y un producto de fondo enriquecido en el componente menos volátil. Cuando la carga está formada por dos o más componentes, estos se distribuyen hacia el tope y el fondo de la columna en cantidades apreciables. Si existen solamente dos componentes, el más volátil se denomina componente clave pesado. En pocas palabras fraccionamiento es una operación de destilación a contracorrientes en etapas múltiples en la cual el vapor obtenido en el tope se condensa y una porción del mismo retorna en la parte superior.

El fraccionamiento se puede llevar a cabo en la práctica por cualquiera de dos métodos principales. El primer método consiste en la producción de un vapor por ebullición de la mezcla líquida que se va a separar en una sola etapa, para recuperar y condensar los vapores. En este método no se permite que el líquido regrese al destilador de una sola etapa y se ponga en contacto con los vapores que se desprenden.

El segundo método implica el retorno de una porción de condensado al destilador. Los vapores se desprenden a través de la serie de etapas o platos a contracorriente con respecto a los vapores. Este segundo método se llama destilación fraccionada, destilación con reflujo o rectificación.

Se utilizan varios tipos de dispositivos, como por ejemplo, los empaques vaciados u ordenados y las bandejas o platos, para que las dos fases entren en contacto íntimo.

Los platos se colocan uno sobre otro y se encierran con una cubierta cilíndrica para formar una columna.

2.1.1 Tipos de fraccionamiento. De acuerdo a la presión existen tipos de fraccionamiento los cuales son:

Destilación atmosférica: Ocurre cuando la presión de la torre oscila entre 0.4 5.5 atmósferas absolutas.

Destilación al vacío: Es aquella que se opera por debajo de la presión atmosférica, a una presión no mayor de 3000 mm Hg como presión tope de la columna.

Destilación presurizada: Normalmente usa en el tope de la columna una presión de 80 psia o mayor.

2.1.2. Dimensionamiento de un tren de fraccionamiento

Consideraciones Teóricas:

Se usa para separar dos o más corrientes en base a la diferencia de las volatilidades o puntos de ebullición (punto de burbujeo).

La volatilidad relativa de dos componentes determina la dificultad de su separación; mientras más cercanos estén los puntos de burbujeo más difícil es la separación.

El componente más volátil es aquel con menor punto de burbujeo y el menos volátil tiene mayor punto de burbujeo.

El principio de separación consiste en crear un gradiente de temperatura mediante la adición de calor por el fondo y el retiro de calor por el tope.

Cuando la alimentación está formada por dos o más componentes, estos se distribuyen en cantidades apreciables hacia el fondo y tope en base a su volatilidad.

Cuando se fracciona un sistema de dos componentes, el más liviano se denomina llave liviana y la más pesada llave pesada.

Si se fracciona un sistema multi-componente, puede haber más de dos componentes distribuidos; en este caso, los componentes llave serán los que demuestren mayor cambio en la composición entre el tope y el fondo.

Una columna de fraccionamiento está dividida en dos secciones respecto al plato de alimentación: zona de rectificación o enriquecimiento (tope) y zona de despojamiento (fondo). En la zona de despojamiento, los platos tienen mayor

cantidad de líquido que de vapor mientras que en la zona de rectificación ocurre lo contrario.

2.2. TIPOS DE TORRES

2.2.1 Torres Empacadas. Se recomiendan para los siguientes casos:

Operaciones al vacío: Se puede diseñar para caídas de presión menores.

Para líquidos espumantes: se produce menor altura de espumas.

Se reduce la retención de líquido, lo que permite manejar procesos con materiales sensibles al calor.

La construcción suele ser más sencilla y económica en sistemas corrosivos.

En torres de diámetro pequeño, son más económicas que las de platos.

2.2.2. Torres de Platos. Existen numerosos diseños de dispositivos de fraccionamiento. En la industria, ellos se pueden clasificar en bandejas con bajante y sin bajantes.

Un plato o bandeja típica consiste en un área de burbujeo, el área de sello del bajante y el área del bajante. Usualmente, la bandeja está equipada con un rebosadero de salida en el extremo de salida de la corriente del área de burbujeo.

El líquido que desciende de la bandeja superior a través del bajante, cambia su dirección en el área del sello del bajante y entra al área de burbujeo. Aquí el líquido entra en contacto con el vapor ascendente a través de la bandeja. El rebosadero de salida sirve primariamente para mantener el nivel del líquido de la bandeja, así como para constituir o suministrar un sello al bajante. Las bandejas con bajantes se diseñan para tener una trayectoria de líquido, o dos o más trayectorias si la tasa de flujo líquido es lo suficientemente elevada.

2.3. TIPOS DE PLATOS.

Los platos con campanas. Fueron los preferidos por parte de la industria, y aún son usadas en muchas instalaciones. Una bandeja de este tipo, diseñada apropiadamente, puede tener prácticamente una ilimitada relación de cambio ("turndown", o relación entre flujo máximo y flujo mínimo de operación), es decir, que puede ser operada hasta con flujo de vapor casi nulo, sin un significativo descenso de su funcionamiento. Se muestra una bandeja de campanas de burbujeo en operación, con una tasa de flujo de 10 % de su valor de inundación.

Las bandejas de plato perforado (tipo tamiz). Son uno de los dispositivos más ampliamente usados en la industria. Ellas son fáciles de diseñar con el nivel actual de desarrollo del orificio, y se operan con confiabilidad para la mayoría de los campos la tasa de flujo de vapor.

No hay "lagrimeo" de líquido desde la bandeja superior aún a esta tasa tan baja.

Las bandejas de válvulas. Hay varios diseños de válvulas disponibles para el usuario, de varios fabricantes. Básicamente, bandejas de válvulas son bandejas de plato perforado con válvulas móviles colocadas sobre las perforaciones. Este

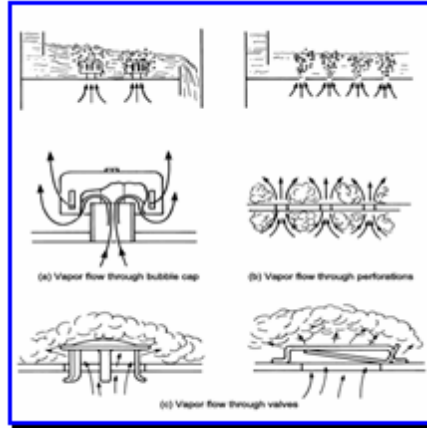
diseño tiene alta capacidad, amplio campo de operación y buena eficiencia de separación. Hay también bandejas equipadas con válvulas rectangulares. La mezcla del líquido y vapor sobre la bandeja cubre una amplia gama de regímenes de flujo, desde burbujeo hasta la condición de pulverización, dependiendo de los sistemas y de las condiciones de operación.

La mayoría de las bandejas deben operarse por encima de una cierta tasa, a fin de obtener comportamiento satisfactorio. Esto es particularmente cierto con bandejas tipo tamiz; ellas comienzan el "lagrimeo" cuando la tasa de flujo de vapor está por debajo de cierto valor. Este es el "punto de lagrimeo" para una bandeja tipo tamiz, el cual es función de la geometría de la bandeja y de las propiedades físicas del sistema líquido / vapor manejado. Si la tasa de vapor se reduce aún más, la bandeja perforada "lagrimeará" todavía más y su eficiencia de separación se hará inferior.

Sin embargo, algunos experimentos han demostrado que el "lagrimeo" considerable, aún del 20 % del líquido circulado, no será necesariamente perjudicial para la eficiencia de la separación. El "lagrimeo" de bandejas perforadas puede reducirse y aún eliminarse, mediante disminución del área perforada de la bandeja; no obstante, esta disminución de área puede reducir la capacidad de la bandeja.

Hay varias maneras de aumentar la capacidad de una bandeja cuando está siendo limitada por arrastre. Una manera es disminuir la caída de presión a través de la bandeja; con una bandeja tipo tamiz, esto se puede lograr incrementando el área de los orificios. Otra manera es incrementar el área de burbujeo si el área del bajante no está restringiendo ya el diseño. Finalmente, se puede lograr una mayor capacidad aumentando el espacio entre bandejas. (Ver figura 13).

Figura 13. Paso del flujo de vapor a través del área de burbujeo.



Fuente: Briseño Fajardo, Yeison Luis, Matheus Deidamia, Josefina, Evaluación de la filosofía de operación del sistema de control de una torre fraccionadora de propano (C3).

Ventajas:

Permite la instalación de serpentines internos de enfriamiento en los platos.

Se pueden manejar flujos más altos de líquidos.

Para flujos de líquido extremadamente bajos se pueden diseñar para brindar tiempos de retención más altos.

Para procesos con deposición de sólidos permite la limpieza periódica sin remover las bandejas.

Para el mismo servicio, el peso es menor que el de una torre empacada.

Para operaciones que requieren un alto número de etapas, ya que permite patrones de distribución más estables que las torres empacadas.

2.4. Descripción del proceso de destilación. El proceso de destilación consiste en introducir dentro de la torre de destilación la alimentación multicomponente (metanol-agua, mezcla de hidrocarburos, etc.). En el tope de la columna se obtiene una mezcla de los componentes más livianos en fase vapor, la cual se condensa al pasar a través de un condensador, donde una parte de este

condensado se retorna de nuevo a la torre y el resto es el destilado producto de la operación.

En el fondo de la columna se obtiene una mezcla de los productos más pesados en fase líquida, este líquido se introduce en un rehervidor, en donde se evapora por medio de un condensador tipo parcial, este vapor es retornado a la torre de destilación y el líquido sobrante es el residuo producto de la destilación.

El condensador en la torre de destilación puede ser total, parcial o mixto, ya sea que el destilado se necesite en fase vapor o en fase líquida respectivamente. En un condensador total, todo el vapor a la salida de la torre es condensado, y posteriormente se separa, donde una parte del líquido se regresa a la torre (reflujo) y la otra es el producto deseado.

En un condensador parcial o mixto se obtiene una mezcla líquido-vapor en equilibrio, que luego entra a un separador. En el condensador parcial, el destilado es exclusivamente vapor, mientras que todo el líquido que sale del separador regresa como reflujo a la torre, mientras que para el condensador mixto, el destilado es tanto líquido como vapor, y una parte del líquido se regresa a la torre como reflujo. El reflujo siempre debe entrar a la columna en fase líquida.

Figura 14. Esquema general de los elementos principales presentes en una torre de destilación.



Fuente: Briseño Fajardo, Yeison Luis, Matheus Deidamia, Josefina, Evaluación de la filosofía de operación del sistema de control de una torre fraccionadora de propano (C3).

De la columna de destilación, se puede conocer las composiciones en fase vapor de los productos que salen por el tope, así como también su presión y por ende su temperatura, datos que son necesarios para llevar a cabo el diseño del condensador.

De la misma manera, deben conocerse de antemano, los requerimientos del destilado, para trabajar con el tipo de condensador necesario (total, parcial o mixto).

2.4.1. Alimentación. La alimentación es introducida a la torre continuamente. Puede ser líquida en cuyo caso el rehervidor tendrá que evaporar las partes livianas para que suban por la torre.

Puede estar completamente vaporizada, en cuyo caso el condensador enfriará y condensará las partes más pesadas para que bajen por la torre. El caso más común es de una alimentación semi-vaporizada. Las partes livianas estarán

vaporizadas al entrar a la torre y subirán. Las partes más pesadas bajaran hacia el fondo.

A medida que las partes livianas (vapor) vayan subiendo por la torre, estarán en contacto con el líquido de cada plato. El intercambio que existe resulta en la condensación de las partes más pesadas del vapor ascendente y la evaporación de las partes más livianas del líquido descendente. Este intercambio ocurre en cada plato, y a medida que el vapor vaya subiendo se hace cada vez más liviano. Así llega al tope de la torre donde sale hacia al condensador. La parte superior de la torre se llama sección de rectificación.

La parte líquida de la alimentación cae hacia el fondo de la torre. En su camino se encuentra con vapores que suben. El líquido es despojado de los más livianos que suben con el vapor, el cual ha dejado sus partes más pesadas con el líquido. Este, al llegar al fondo contiene las partes más pesadas de la alimentación y sale por el fondo de la torre. Esta parte inferior de la torre se llama sección de despojamiento; y la parte de la torre donde se inyecta la alimentación se llama zona de vaporización instantánea.

2.4.2. Rectificación. La operación de rectificación consiste en hacer circular en contracorriente el vapor de una mezcla con el condensado procedente del mismo vapor, en un aparato denominado columna de rectificación.

Las partes esenciales de una columna de rectificación son: columna propiamente dicha, que es en donde se verifica el contacto íntimo entre el líquido y el vapor; el calderín, situado en la base de la columna en donde se hace hervir la mezcla a separar y el condensador de reflujo situado en la cúspide de la columna, que se encarga de suministrar el líquido descendente para su contacto con el vapor.

Para lograr el íntimo contacto entre las fases líquidas y vapor a objeto de establecer el intercambio de materia entre ambas fases, interesa que la superficie y el tiempo de contacto sean suficientes. En la práctica éste contacto se logra con dispositivos diferentes al de los platos de borboteo que retienen el líquido a través del cual se ve obligado a pasar el vapor, y el de los cuerpos de relleno que llenan el interior de la columna verificándose el contacto entre fases sobre la superficie de éstos cuerpos de relleno.

2.4.3. Reflujo. El objeto de sacar el reflujo (como vapor) de la torre y volver a introducirlo como líquido frío es de enfriar la parte superior, y a veces toda la torre. El reflujo entra en contacto con los vapores ascendentes, en el plato superior, los enfría y condensa las partes más pesadas de ese vapor. Parte del reflujo se evapora, y el efecto neto es un aumento de temperatura de la parte del reflujo que como líquido baja al plato siguiente. Allí se repite el mismo proceso: sube la temperatura del líquido, se evapora más líquido y se condensa más vapor. El líquido, a medida que baja, se va haciendo más pesado y el vapor, a medida que sube, se va haciendo más liviano.

Si no hubiera reflujo, los vapores subirían desde abajo sin condensarse ni bajar temperatura, y no habría fraccionamiento. Si la cantidad de reflujo fuera muy baja se evapora antes de bajar todos los platos de la parte rectificadora de la torre (se secan los platos situados más abajo). Si hay exceso de reflujo, la temperatura de la parte superior de la torre sería muy baja, y no podría evaporar todas las partes livianas deseables. Un reflujo total significaría que no se obtiene ningún producto de tope, es decir, todo el producto obtenido se introduce nuevamente en la torre.

2.4.4. Corte lateral. Cuando se desea, se extrae de la torre parte del líquido que cae en un cierto plato. Si se desea un producto más liviano, se extrae de un plato de la parte superior de la torre. Si el “corte” lateral se desea más pesado, se saca de un plato situado más abajo.

Cuando se saca el “corte” lateral, hay que tener cuidado de no retirar todo el líquido de ese plato. Si se hace un retiro completo, los platos de abajo se “secan”: no habrá reflujo interno, y el fraccionamiento será pobre. En algunas torres, uno o más cortes se extraen de platos de retiro total. Estos platos no permiten que el líquido que cae a ellos baje al plato inferior. En este caso, hay que introducir un reflujo externo por debajo del plato de “retiro total” y por encima del plato inferior para que haya líquido por debajo del plato de “retiro total”. Este método nos permite un mejor control de la temperatura del plato de retiro del producto, pudiéndose así controlar las características del producto.

2.5. EQUIPOS PRINCIPALES DE UNA TORRE DE FRACCIONAMIENTO.

2.5.1. Rehervidor. Equipo cuyo único propósito es el de vaporizar parte de los líquidos que están en el fondo de la torre produciendo vapores que fluyen desde el fondo hacia el tope. Cualquier líquido que no se vaporice en el rehervidor pasa a ser producto de fondo.

2.5.2. Tambor de destilado. El propósito del tambor de destilado es proporcionar un flujo estable de reflujo y producto de tope. El tambor debe ser lo suficientemente grande como para absorber variaciones pequeñas en el flujo de condensación.

También ayuda en la separación del vapor y del líquido y en algunos casos es usado para separar dos fases líquidas inmiscibles.

2.5.3. Condensadores. Se conoce como unidad condensadora a todo aquel intercambiador que cumple una función de disminución de temperatura, ya sea para gases, vapores y otros. La configuración de un condensador puede ser de varios tipos, es decir, de tubo y coraza, placas y superficies extendidas.

Estos equipos se encuentran generalmente en los procesos de cambios de fase de gases a líquidos, los equipos de calefacción de líquidos con vapor son a su vez condensadores de vapor. En los ciclos de refrigeración los condensadores tienen la función de enfriar el gas refrigerante ya sea por flujo cruzado gas-aire o gas-agua. Los intercambiadores son diseñados para satisfacer requerimientos específicos, existiendo en el mercado una gran diversidad de tipos que difieren en tamaño y forma, estos tipos son clasificados de acuerdo a diferentes criterios, tales como procesos y mecanismos de transferencia de calor, grado de compacticidad de la superficie, patrón de flujo, número de fluidos, geometría y tipo de construcción.

2.5.4. Intercambiadores de calor. Es un equipo cuyo objetivo principal es la transferencia de energía térmica entre dos o más fluidos a diferentes temperaturas.

2.5.4.1. Funciones de los intercambiadores de calor: En un intercambiador el calor fluye, como resultado del gradiente de temperatura, desde el fluido caliente hacia el frío a través de una pared de separación, la cual se le denomina superficie o área de transferencia de calor. Si los fluidos son inmiscibles, el área física de transferencia de calor puede ser eliminada, y la interfase formada entre los fluidos puede servir como área de transferencia de calor. En resumen, las funciones

típicas de un intercambiador de calor en los procesos industriales son las siguientes:

Recuperación de calor: La corriente fría recupera parte del calor contenido en la corriente caliente. Es decir, calentamiento y enfriamiento de las corrientes involucradas, las cuales fluyen simultáneamente a ambos lados del área de transferencia de calor.

Evaporación: Ocurre cuando una de las corrientes involucradas en el intercambio de calor cambia de fase líquida a vapor.

Condensación: Ocurre cuando una de las corrientes involucradas en el intercambio de calor cambia de fase vapor a fase líquida.

2.6. ANORMALIDADES DEL PROCESO.

El uso de platos y dispositivos tales como válvulas, copas de burbujeo, empaques, etc., propicia una buena rectificación; pero, al mismo tiempo, esos dispositivos funcionan como restricciones al flujo de vapores y líquidos. En el caso de flujos excesivos de vapores o líquidos, el tráfico de materiales sufre una sobrecarga y las funciones generales de la torre se alteran. Por eso es conveniente mantener en observación los efectos de cambios recientes de las variables de operación.

2.6.1. Arrastre. Un arrastre grave puede ser el comienzo de una inundación. Normalmente, sobre la superficie del líquido en un plato, existe un gran volumen de gotas arrastradas por la velocidad de los vapores en ascenso.

Altas cargas de vapores aumentan las velocidades de estos, produciéndose un exceso en el arrastre de líquido que irá a contaminar el plato superior con partículas pesadas. El fraccionamiento se ve afectado pues el proceso de rectificación se anula.

Es posible normalizar la situación bajando la temperatura de la carga, la tasa de alimentación del vapor despojado.

2.6.2. Vomito. Consiste en la inundación del plato de tope y, en casos más severos, también de los platos inferiores. Puede resultar por un exceso de reflujo de tope, del cual una gran parte regresa por la línea de vapores de cabecera como líquido en oleadas. Deben dirigirse acciones para bajar temperaturas y para disminuir las tasas de reflujo a tope.

Por ejemplo, aumentando el reflujo intermedio, bajar tasas y/o temperatura de la carga y tratar de mantener o subir levemente la presión.

2.6.3. Goteo. Cuando el flujo de vapor es bajo, existe una capacidad limitada para sustentar el líquido en la bandeja; la columna hidrostática vence la energía de los vapores y comienza un goteo rápido que puede llegar a secar el nivel de la bandeja si estas condiciones se mantienen.

La manera de controlar o corregir el goteo es mantener o retornar las condiciones operacionales de la torre dentro de las especificaciones del proceso establecido en el diseño.

2.6.4. Inundación. Por altas cargas de líquido o de vapores, uno o más platos pueden llenarse completamente de líquido o espuma. El tubo o los tubos de rebose no pueden desalojar efectivamente el torrente de líquido, particularmente si

hay dificultades en el flujo de vapores y formaciones de contrapresiones entre los platos.

Las condiciones pueden normalizarse si se baja controladamente la carga, temperatura, vapor despojador, reflujos, y extrayendo más productos laterales, etc. La presión, como variable, puede intervenir en última instancia, y en todo caso sería para aumentarla, buscando disminuir el volumen y la velocidad de los vapores.

2.7. SISTEMA DE CONTROL ASOCIADO A ESTE TIPO DE TORRES.

2.7.1. Sistema de control o lazo de control. Sistema que compara el valor de las variantes o condiciones por controlar con un valor deseado y ejecuta una acción de corrección de acuerdo con la desviación existente sin que el operario intervenga.

Los lazos de control pueden ser de dos tipos:

Lazos abiertos: Aquel en el cual la señal que circula por sus elementos nace en un punto y termina en otro, es decir, que carece de retroalimentación.

Lazos cerrados: Aquel en el cual la señal nace en un punto y regresa al lugar de origen, es decir, tiene retroalimentación.

2.7.1.1. Ventajas del sistema lazo abierto: La estabilidad no es afectada por los cambios de carga del proceso.

Son más sencillos y menos costosos

2.7.1.2. Desventaja: El sistema es menos exacto.

2.7.1.3. Ventajas del sistema lazo cerrado: Control más exacto de las variables.

Reduce los costos de operación.

2.7.1.4. Desventaja: La estabilidad es afectada por las perturbaciones por lo tanto requiere de personal especializado.

2.7.2. Controlador. Es un dispositivo que mide el comportamiento del circuito de control, compara el valor de la variable con el punto de ajuste realizando la acción correctiva correspondiente al error. Son de gran dominio en el valor de la variable pues permite realizar tareas de control ininterrumpidamente reduciendo los gastos de operación, aumentando la calidad y productividad.

2.7.2.1. Principio de funcionamiento: El primero en tomar acción es el elemento de medición, censa los cambios de la variable y comunica una señal de movimiento al sistema tobera – obturador y si la señal es neumática por ser débil requiere un amplificador que eleva la señal. La señal de respuesta es proporcional a la diferencia entre el valor medido y el valor deseado, y para lograr esta proporcionalidad se utiliza en los controladores proporcionales un fuelle proporcional, siendo el que se encarga de variar esta proporcionalidad.

3. DISEÑO TORRE DESPROPANIZADORA A TRAVÉS DE SOFTWARE ESPECIALIZADO

3.1 PREMISAS DE SIMULACION

A continuación se enuncian algunas consideraciones realizadas al modelo de simulación, con el fin de obtener el mejor diseño posible, desde una perspectiva funcional y económica.

En general, la presión de operación de las columnas de destilación, está determinada por la temperatura del agua de enfriamiento. El consumo de energía de la columna plantea una relación directa con la volatilidad relativa, y esta última, casi siempre incrementa cuando se reduce la temperatura, a diferencia, con la presión, que decrece (Costa , y otros, 2004).

Por lo tanto, para disminuir el consumo de energía, es entonces recomendable operar a una presión tan baja como sea posible, siendo la temperatura del agua de enfriamiento la variable limitante. De tal manera que, si la presión de la columna se fija en un valor significativamente bajo, no se recomienda implementar el agua como medio de enfriamiento, y por consiguiente, se debe recurrir a un refrigerante, siendo varios órdenes de magnitud más caro (Luyben, 2002).

El agua de enfriamiento típica tiene una temperatura de 90 °F (McCabe, Smith, & Harriott, 1998), de modo que muchas columnas operan a una presión lo suficientemente alta para tener una temperatura de 110 °F en el acumulador de reflujo. Resultando en diferencias de temperaturas satisfactorias para la transferencia de calor, y áreas razonables del condensador. Esto constituye una

transacción entre el costo de la energía en el rehervidor y la inversión de capital en el costo del condensador (Luyben, 2002).

Algunas columnas tienen topes en la presión de operación debido a las restricciones que imponen los límites de una temperatura máxima. Esto puede deberse a reacciones indeseables que ocurren a altas temperaturas (polimerización, coquización, explosión, etc.). Los componentes pesados se concentran en la base de la columna, donde se da entonces la máxima temperatura. La presión de la base tiene que reducirse para que no sobrepase la máxima temperatura (Luyben, 2002). Se asumirá que la diferencia de presión entre el condensador y el rehervidor es de 7.34 [psia], cifra promedio a las implementadas en la literatura (Luyben 2002; AspenTech, 2003). De tal manera, que la presión en el rehervidor es de 207.34 [psia].

A la postre, se determinará el diseño de la columna despropanizadora, para un destilado de 90[% molar] de propano.

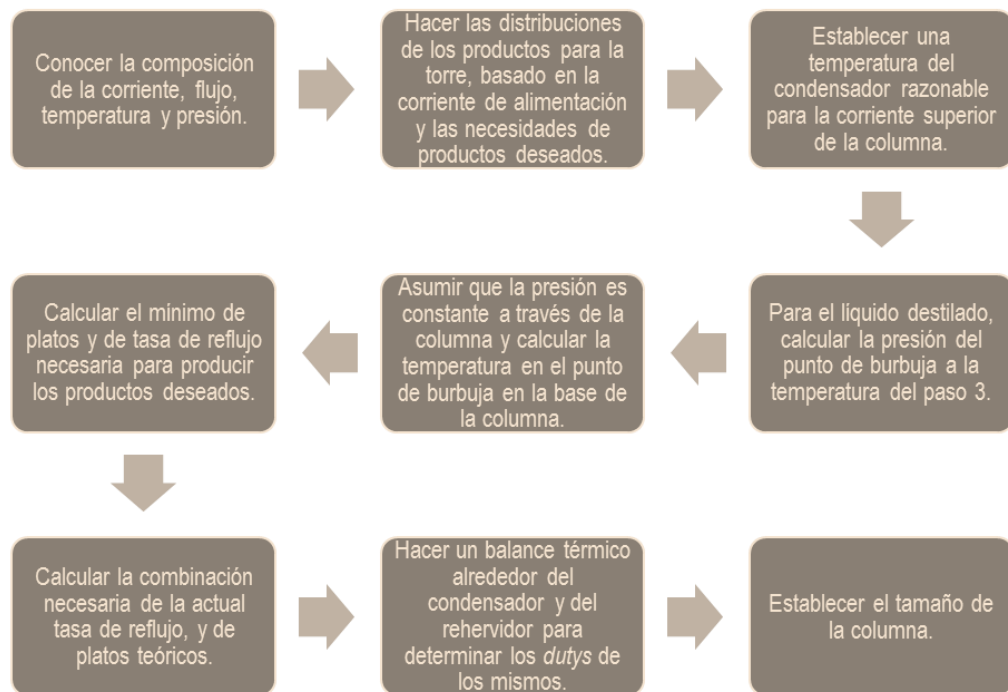
3.2 METODOLOGÍA DE DISEÑO

El diseño de una fraccionadora involucra los siguientes pasos(Campbell, 1984) mostrados en la **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.5**. Sin embargo, para racticidad en este estudio, se efectuará en conjunto con un simulador especializado en procesos, con el fin de reducir esfuerzos.

3.3 MODELO DE SIMULACIÓN

3.3.1 Bases de simulación. En la Tabla 2 se visualiza la composición de la corriente de entrada, enmarcada a unas condiciones de presión y temperatura de 114.7 [psia] y 90[°F], respectivamente. La ecuación de estado a implementar será Peng Robinson.

Figura 15. Metodología de diseño de una fraccionadora.



Fuente: Adaptado de (Campbell, 1984).

Tabla 2. Composición corriente de entrada.

Componente	Vol [%]
Metano	0
Etano	0
Etileno	0.00706
Propano	17.702936
Propileno	5.03956
Isobutano	42.745196
N-butano	20.874776
T2C4=	4.066159
1C4=	2.773094
IC4=	4.491823
C2C4=	2.228279
Isopentano	0.065057
N-pentano	0.004515
Hexanos+	0.001545
Agua Libre	0

Fuente: Adaptado de (Ecopetrol, 2016).

3.4 SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO

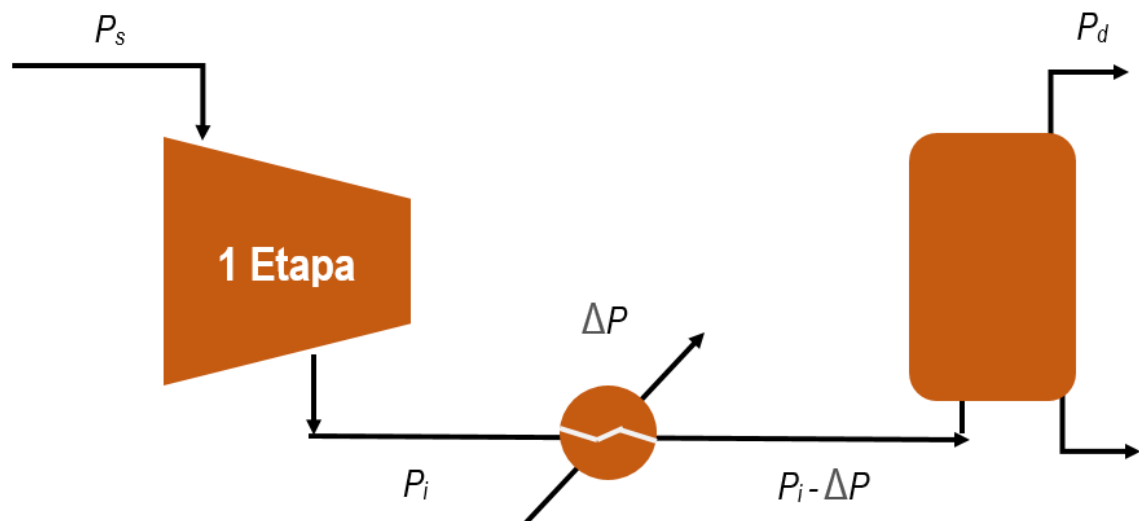
La corriente de alimento se especifica con una presión de 114.7 [psia], y se alimenta a la columna a través de un sistema de bombeo con un aumento de presión de 108.3 [psia]. En consecuencia se procede a plantear el diseño de la bomba considerando que la presión deseada es 223 [psia], a razón de que a 110 °F, la presión de vapor del propano es ligeramente mayor que 200 [psia] (por consiguiente esta será la presión del condensador). Se aclara, que no se implementan esquemas de compresión debido a la inexistencia del gas (metano, etano). Sin embargo para corroborar esta afirmación se procede a realizar el modelado, considerando, que no será necesario el uso de unidades de manejo de alta presión (i.e > 214.7 [psia]), de tal manera, que los esquemas *HP tank* y *HP*

Scrubber planteados en la literatura, serían descartados (Pennybaker, 2000). En contraste con las configuraciones *LP tank* y *Cascada recycle*. Se recomienda para validar la hipótesis planteada, la implementación de un esquema *LP tank*, debido a que no existirá reciclaje de fluidos, producto de la relación de compresión (RC) de 1.944 (**Ecuación 1**), por la cual se debe utilizar una sola etapa de compresión.

$$RC = \left(\frac{P_D}{P_1}\right)^{1/n} \quad (1)$$

Donde RC es la relación de compresión, PD la presión de descarga, P1 la presión anterior al Aero-enfriador, y n el número de etapas. En la **Figura 16** se evidencia la configuración para la etapa de cálculo de presiones.

Figura 16. Esquema de compresión.



La caída de presión de un intercambiador de calor inter-etapa es de aproximadamente de 7 [psi]. En la

Figura 17 y 18, se observan las inconsistencias arrojadas por el software para la entrada de la corriente de alimento: i) al compresor, ii) al *scrubber* (antes del compresor), respectivamente. Para el primer caso, se evidencia presencia de líquidos a través de la unidad, por lo cual, el sistema no funcionará de manera correcta. Para el segundo caso, se observa, que al pasar la corriente por el *scrubber*, el flujo molar de la corriente superior es cero, denotando que no hay presencia de gas. Con lo anterior, se comprueba la hipótesis.

Figura 17. Entrada de la corriente de alimento al compresor.

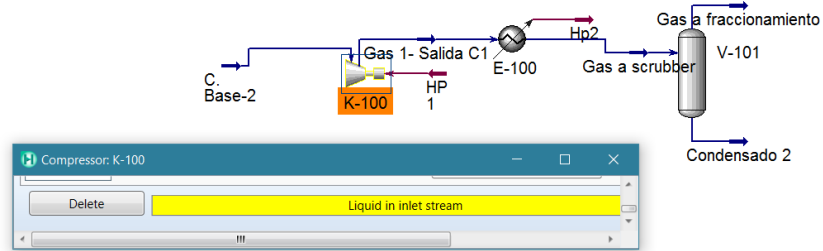
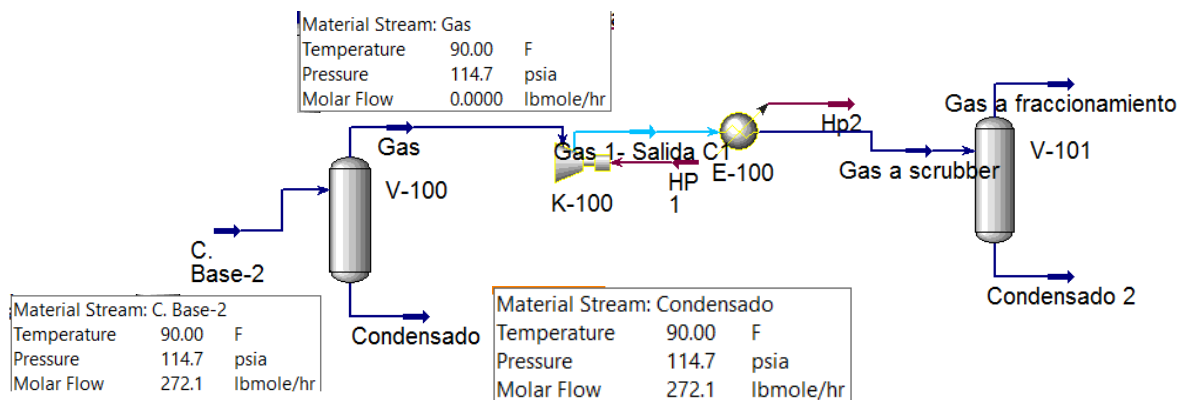


Figura 18. Entrada de la corriente de alimento a un scrubber.



Por lo tanto, se utilizará una bomba para aumentar la presión del fluido, cuya eficiencia adiabática es del 75 [%] y *duty* de 3.60150 [Hp].

3.4.1 Diseño básico de la torre de destilación. Antes de insertar la operación *Distillation Column* en el diagrama de flujos del proceso, se deben conocer ciertos parámetros de la misma. Para ello se utiliza la operación *Short Cut Distillation* como herramienta auxiliar. Se definen los componentes claves liviano y pesado (Propano e Isobutano, respectivamente), especificando los límites correspondientes a cada uno, por medio de un balance de material, estableciendo la composición del destilado, 90[%] de Propano- corriente superior (Ver Tabla 3), y de fondo, 10 [%] de Propano- corriente inferior (Ver

Tabla 4).

El objeto de este balance es tener un aproximado, para establecer la composición del propano en la corriente superior e inferior.

En la

Figura 19, se evidencian las características de diseño introducidas (casillas amarillas), y, las calculadas por el software (casillas blancas). La relación de reflujo actual *External Reflux Ratio* se define como 1.45 veces la relación mínima, *Minimum Reflux Ratio*.

Tabla 3. Composición destilado 90[%]- C3

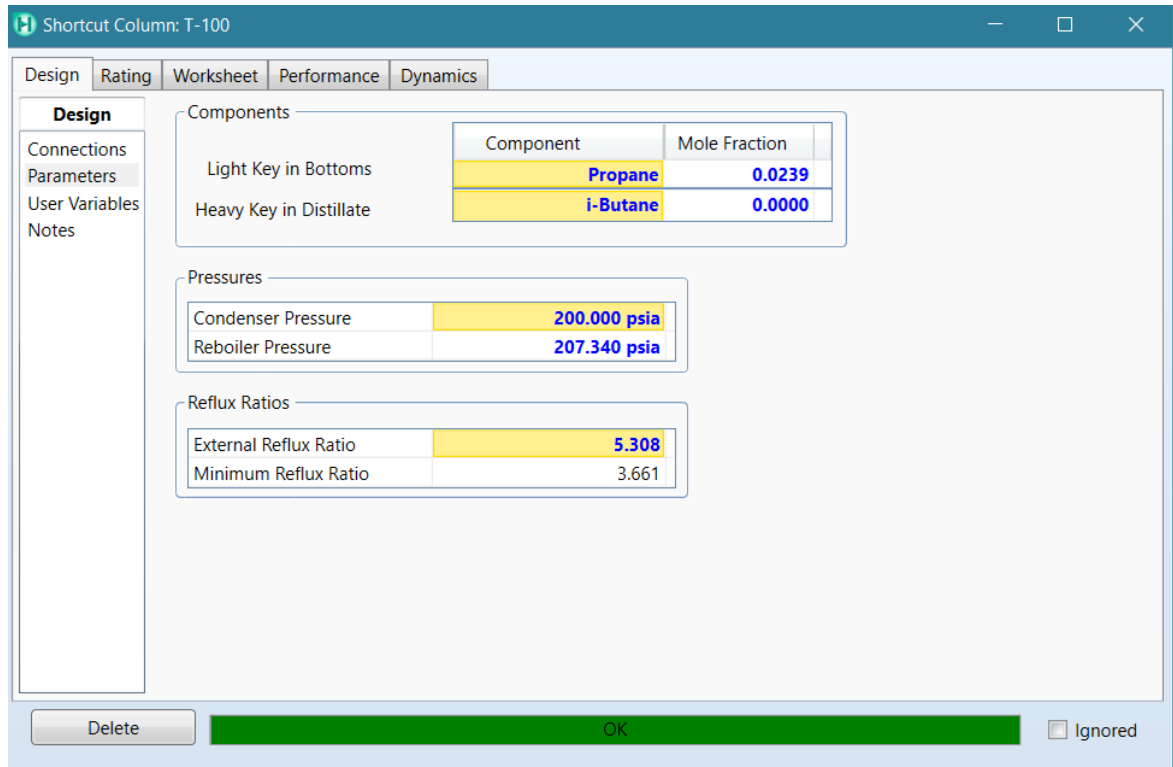
Componente	Mol	Moles [%]
Metano	0	0
Etano	0	0
Etileno	9.31792E-05	0.052653643
Propano	0.176873048	99.94734636
Propileno	0	0
Isobutano	0	0
N-butano	0	0
T2C4=	0	0
1C4=	0	0
IC4=	0	0
C2C4=	0	0
Isopentano	0	0
N-pentano	0	0
Hexanos+	0	0
Agua Libre	0	0

Tabla 4. Composición en la base de la columna 10[%]-C3

Componente	Mol	Moles [%]
Metano	0	0
Etano	0	0
Etileno	0	0
Propano	0.019652561	2.387819504
Propileno	0.060278406	7.323928577
Isobutano	0.399293923	48.51488926

N-butano	0.202372654	24.58862091
T2C4=	0.042619135	5.178297236
1C4=	0.028354704	3.445144623
IC4=	0.045851558	5.571042102
C2C4=	0.024018156	2.918246761
Isopentano	0.000543123	0.065990425
N-pentano	3.80732E-05	0.004625964
Hexanos+	1.14783E-05	0.00139463
Agua Libre	0	0

Figura 19. Parámetros introducidos por el autor.



En la **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.20** aparecen todos los parámetros alculados por el software, los cuales a continuación se utilizarán para definir la torre de destilación que formara parte del diagrama de flujo.

3.4.2 Modelado de la torre despropanizadora. En continuidad con el diseño de la torre de fraccionamiento el asistente para la columna de destilación guía al usuario para la introducción de las especificaciones enunciadas en la descripción del proceso. La

Figura 21 muestra la ventana del asistente con los requerimientos de la misma: Las corrientes conectadas a la columna, el número de platos, el plato de alimentación, las presiones y caídas de presión en condensador y rehervidor, valor de la relación de reflujo(página tres del asistente).

En la

Figura 22 se observan las especificaciones activas para esta sección, las cuales son la fracción molar de 2.38781 [%] para el propano en el producto de fondo, y la relación de reflujo establecida en la sección 3.2.1. Al presionar el botón *Run*, si es necesario, el simulador converge satisfactoriamente y muestra, por defecto, el perfil de temperaturas a lo largo de la columna. En la

23 se ilustra las condiciones de las diferentes corrientes alrededor de la columna.

Figura 20. Parámetros calculados por el software.

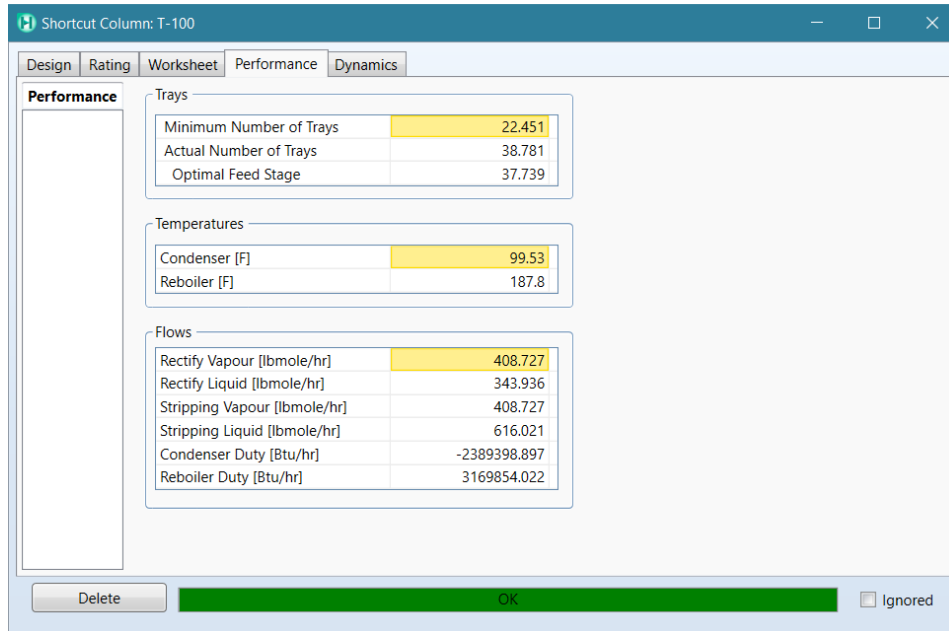


Figura 21. Conexiones de la columna Despropanizadora.

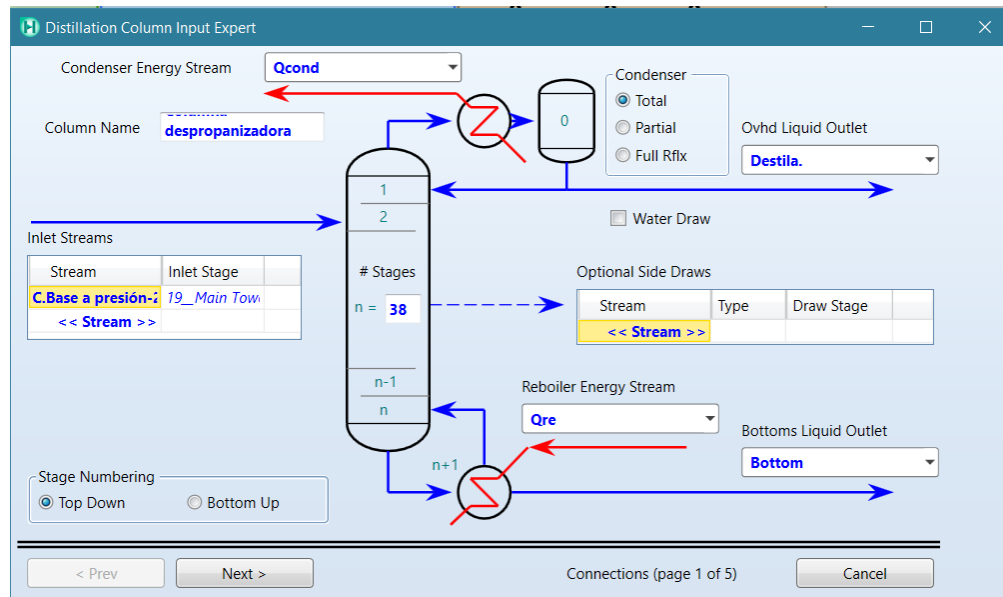


Figura 22. Opción Monitor, especificaciones de la columna.

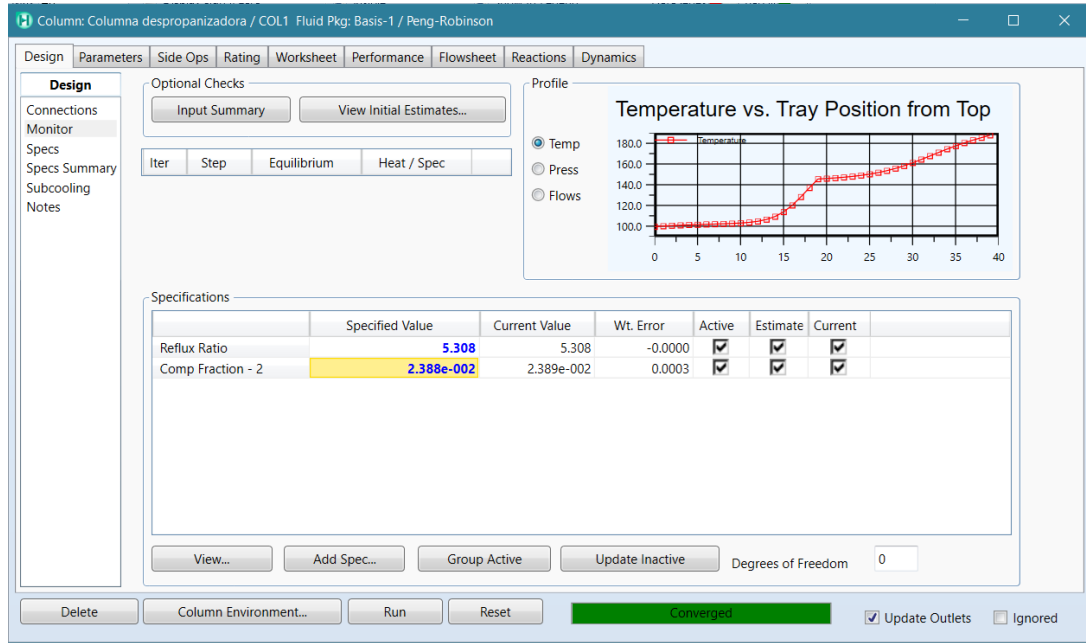
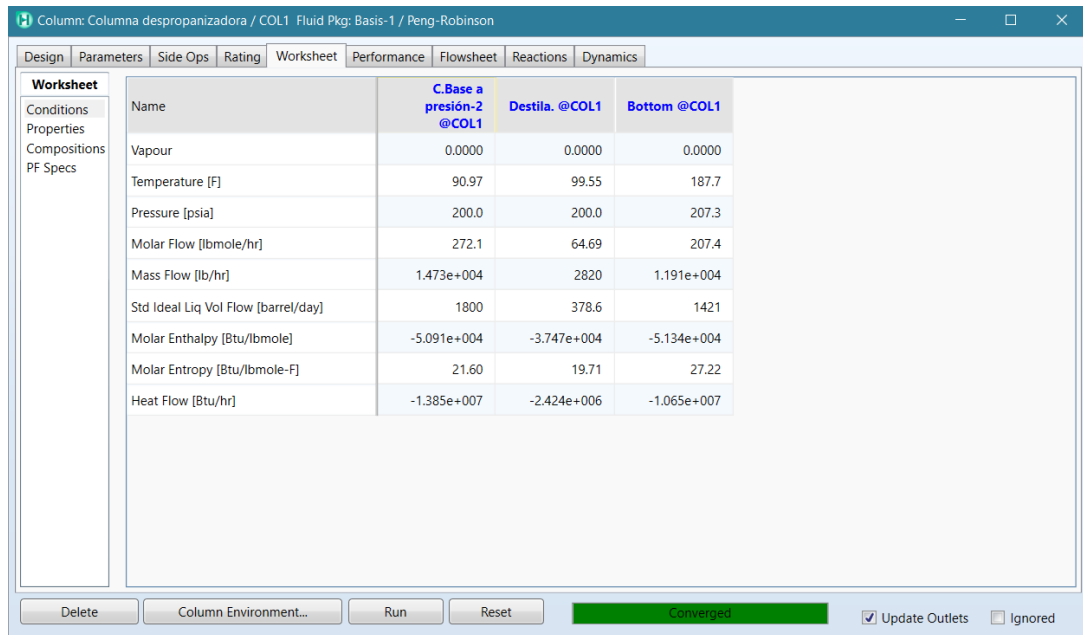


Figura 23. Condiciones de las diferentes corrientes alrededor de la columna.



Se procede a verificar la composición de las corrientes obtenidas por el software, a fin de corroborar que exista un 90[%] de destilado de propano (corriente superior), y de un 10[%] del mismo en la base (Corriente inferior).

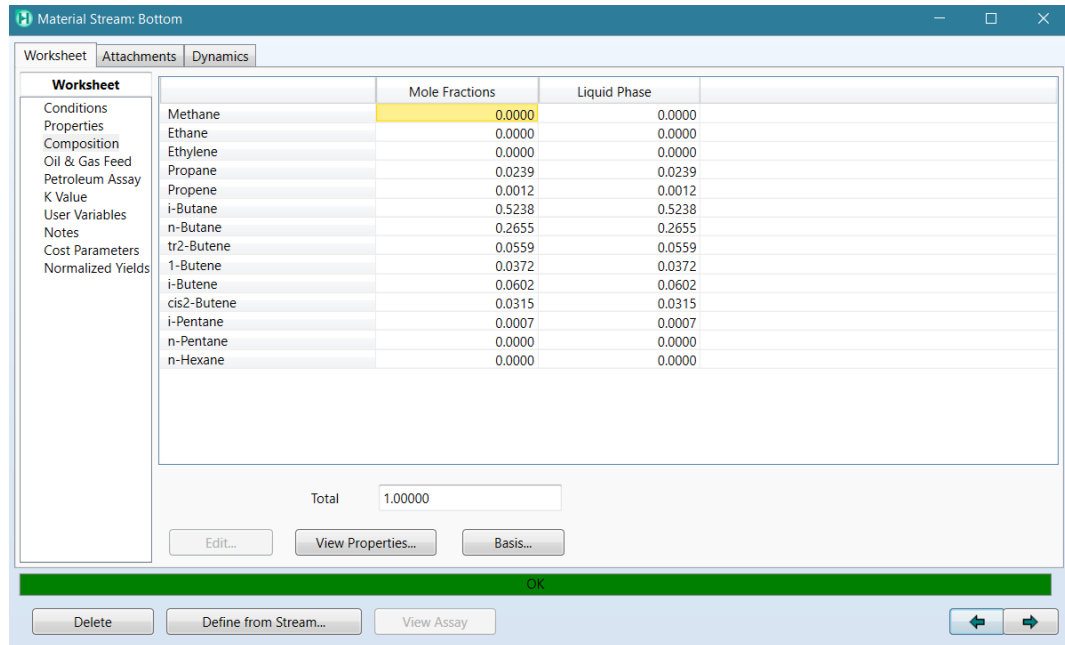
Figura 24. Composición en la corriente de destilado.

The screenshot shows the 'Material Stream: Destila.' window with a 'Worksheet' tab selected. The main area contains a table with columns for 'Mole Fractions' and 'Liquid Phase'. The 'Propane' row is highlighted in blue, and the 'Methane' row is highlighted in yellow. The total mole fraction is shown as 1.00000. Below the table are buttons for 'Edit...', 'View Properties...', and 'Basis...'. At the bottom of the window are buttons for 'Delete', 'Define from Stream...', 'View Assay', and navigation arrows.

	Mole Fractions	Liquid Phase
Methane	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000
Ethylene	0.0004	0.0004
Propane	0.7500	0.7500
Propene	0.2496	0.2496
i-Butane	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000
tr2-Butene	0.0000	0.0000
1-Butene	0.0000	0.0000
i-Butene	0.0000	0.0000
cis2-Butene	0.0000	0.0000
i-Pentane	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000

Total: 1.00000

Figura 25. Composición en la corriente de fondo.



	Mole Fractions	Liquid Phase
Methane	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000
Ethylene	0.0000	0.0000
Propane	0.0239	0.0239
Propene	0.0012	0.0012
i-Butane	0.5238	0.5238
n-Butane	0.2655	0.2655
tr2-Butene	0.0559	0.0559
1-Butene	0.0372	0.0372
i-Butene	0.0602	0.0602
cis2-Butene	0.0315	0.0315
i-Pentane	0.0007	0.0007
n-Pentane	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000

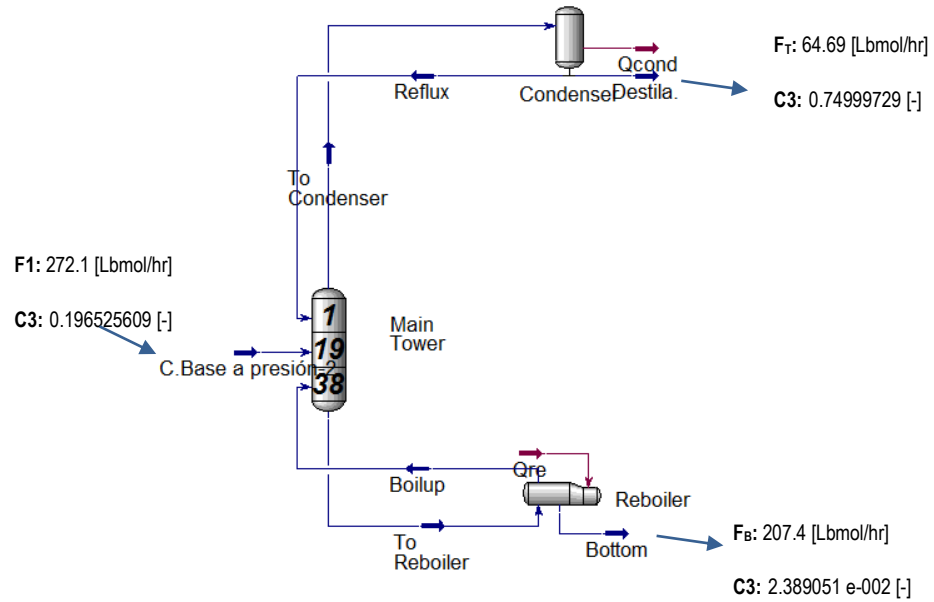
Total: 1.00000

Buttons: Edit..., View Properties..., Basis...

Bottom Bar: Delete, Define from Stream..., View Assay, OK, Navigation arrows

Se determinan los flujos molares correspondientes al componente de propano, a partir de las tasas de corrientes obtenidas. En la referencia.26 se esquematiza este proceso.

Figura 26. Esquema de corrientes en flujos molares.



En la Tabla 5, se observa el balance de materia, y se confirmando el correcto diseño de la torre.

Tabla 5. Balance de materia en la torre despropanizadora.

Corriente	Flujo molar de C3 [Lbmol/hr]	Porcentaje molar [%]
F1	53.47461832	100
F _T	48.51732481	90.72963273
F _B	4.95489185	9.265876045

3.4.3. Desempeño de la columna. En la [Figura 27](#) se aprecia el perfil de flujos. El flujo de vapor en el plato 1 (el primer plato de la parte superior) es de 408.08 lbmol/h. Los flujos de vapor en la sección rectificadora disminuyen a medida que se desciende en la columna. Sin embargo, los flujos de vapor son mayores en la sección despojadora, debido a que la temperatura del alimento es menor a la de los platos en esta sección, y por las

diferencias en calores molares de vaporización de los componentes. El máximo flujo de vapor se da en el plato 38 (485.26 [lbml/hr]).

3.5 DISEÑO DE LOS EQUIPOS

3.5.1 Diseño de la Sección de platos de la columna

3.5.1.1 Densidades: Para calcular la velocidad máxima del vapor por medio del factor F, se necesita la densidad del vapor. De esta manera, la densidad del vapor que entra al condensador es de 1.888 [lb/Ft³] y la relacionada con el *Boilup* (corriente de entrada a la columna) es de 2.307 [lb/Ft³].

3.5.1.2 Velocidades Máximas: A continuación se calcula la velocidad máxima del vapor en la cima y en el fondo de la columna, por medio de la **Ecuación 2** (Luyben, 2002).

$$V_{m\acute{a}x} = \frac{F}{\sqrt{\rho_v}} \quad (2)$$

Donde F es una constante igual 1, ρ_v es la densidad del vapor en [Lb/Ft³].

En el plato superior:

$$V_{m\acute{a}x} = \frac{F}{\sqrt{\rho_v}} = \frac{1}{\sqrt{1.88}} = 0.7293 \left[\frac{Ft}{s} \right]$$

En el plato inferior:

$$V_{m\acute{a}x} = \frac{F}{\sqrt{\rho_v}} = \frac{1}{\sqrt{2.307}} = 0.6583 \left[\frac{Ft}{s} \right]$$

3.5.2 Áreas Seccionales. Se calculan las áreas seccionales rectas en la cima y en el fondo de la columna, disponiendo de los flujos másicos, las densidades y las velocidades máximas, e implementando la Ecuación 3.

$$\text{Área} = \frac{\text{Flujo Volumétrico}}{\text{Velocidad}} \quad (3)$$

En el plato superior:

$$\text{Área} = \frac{17787.65 \left(\frac{Lb}{h} \right) * \left(\frac{1h}{3600s} \right)}{\left(0.7923 \frac{Ft}{s} \right) * \left(1.88 \frac{Lb}{ft^3} \right)} = \frac{4.9410}{1.489} = 3.603 Ft^2$$

En el plato inferior:

$$\text{Área} = \frac{27794.68 \left(\frac{Lb}{h} \right) * \left(\frac{1h}{3600s} \right)}{\left(0.6583 \frac{Ft}{s} \right) * \left(2.307 \frac{Lb}{ft^3} \right)} = \frac{7.7207}{1.518} = 5.083 Ft^2$$

Para calcular el diámetro, se utiliza la **Ecuación 4**. Se debe seleccionar el área mayor, lo que resulta en un diámetro de 2.54 [Ft].

$$\text{Diámetro} = \sqrt{\frac{4 * \text{Área}}{\pi}} \quad (4)$$

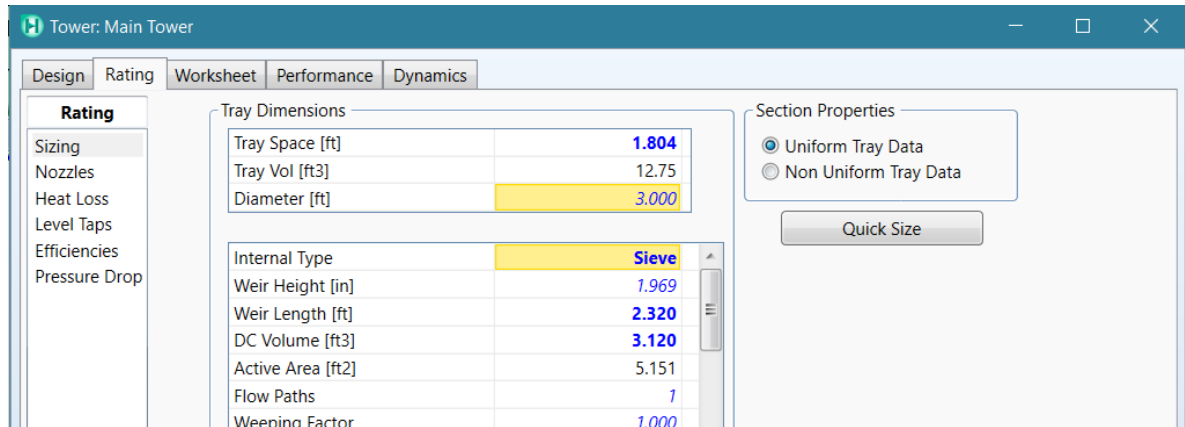
En la **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.28**, se evidencia el cálculo del amaño apropiado del mismo por medio del software. Es importante considerar,

que al realizar cálculos manuales se suelen despreciar algunas cifras significativas. Observe que se suministran los valores para el diámetro, el espacio entre los platos y la longitud del vertedero (80% del diámetro del plato).

Figura 27. Perfil de flujos en la torre destiladora.

	Temperature [F]	Pressure [psia]	Net Liquid [lbmole/hr]	Net Vapour [lbmole/hr]
Condenser	99.55	200.0	343.399	
1_Main Tower	100.1	200.0	343.431	408.089
2_Main Tower	100.6	200.2	343.550	408.120
3_Main Tower	101.0	200.4	343.652	408.240
4_Main Tower	101.3	200.6	343.741	408.342
5_Main Tower	101.6	200.8	343.812	408.430
6_Main Tower	101.8	201.0	343.853	408.501
7_Main Tower	102.1	201.2	343.840	408.542
8_Main Tower	102.3	201.4	343.734	408.530
9_Main Tower	102.6	201.6	343.459	408.423
10_Main Tower	103.0	201.8	342.884	408.148
11_Main Tower	103.7	202.0	341.785	407.573
12_Main Tower	104.7	202.2	339.807	406.474
13_Main Tower	106.5	202.4	336.469	404.497
14_Main Tower	109.3	202.6	331.300	401.158
15_Main Tower	113.8	202.8	324.237	395.989
16_Main Tower	120.2	203.0	316.082	388.926
17_Main Tower	128.3	203.2	308.380	380.771
18_Main Tower	137.1	203.4	302.452	373.069
19_Main Tower	145.5	203.6	674.548	367.141
20_Main Tower	146.0	203.8	674.922	467.153
21_Main Tower	146.6	204.0	675.249	467.527
22_Main Tower	147.2	204.2	675.530	467.854
23_Main Tower	148.0	204.4	675.764	468.135
24_Main Tower	149.0	204.6	675.954	468.369
25_Main Tower	150.2	204.8	676.114	468.559
26_Main Tower	151.7	205.0	676.275	468.719
27_Main Tower	153.6	205.2	676.490	468.880
28_Main Tower	155.7	205.4	676.840	469.095
29_Main Tower	158.3	205.6	677.427	469.445
30_Main Tower	161.2	205.8	678.357	470.032
31_Main Tower	164.4	206.0	679.711	470.962
32_Main Tower	167.7	206.1	681.510	472.316
33_Main Tower	171.1	206.3	683.695	474.115
34_Main Tower	174.4	206.5	686.121	476.300
35_Main Tower	177.5	206.7	688.583	478.726
36_Main Tower	180.4	206.9	690.842	481.187
37_Main Tower	183.0	207.1	692.658	483.447
38_Main Tower	185.5	207.3	693.881	485.263
Reboiler	187.7	207.3		486.486

Figura 28. Dimensiones de los platos.



3.6 DISEÑO DEL ACUMULADOR DE REFLUJO Y DE LA BASE DE LA COLUMNA

Se emplea la heurística de 10 [min] para el volumen de líquido en el acumulador de reflujo y en la base de la columna. El flujo total que sale del acumulador de reflujo es de 14969.55 [Lb/h] y su densidad es de 29.65 [Lb/Ft³]. Por consiguiente, para que un tanque lleno de líquido en un 50 [%], tenga un volumen total equivalente a 10 minutos de operación debe tener un volumen de

$$10 \text{ min} * 14969.55 \frac{\text{Lb}}{\text{h}} * \frac{1}{\frac{29.65 \text{ Lb}}{\text{Ft}^3}} * \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 84.145 \text{ Ft}^3$$

El líquido que entra al rehervidor (base de la columna) es de 39701.8 [Lb/h] y su densidad es de 29.6 [Lb/Ft³]. Por lo tanto, un recipiente equivalente a 10 minutos de operación debe tener un volumen de

$$10 \text{ min} * 39701.8 \frac{\text{Lb}}{\text{h}} * \frac{1}{\frac{29.6 \text{Lb}}{\text{Ft}^3}} * \frac{1 \text{h}}{60 \text{ min}} = 223.54 \text{ Ft}^3$$

Se procede a introducir los valores de los volúmenes calculados. La **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.** 29 y 30, muestran las especificaciones de los volúmenes tanto en el condensador como en el rehervidor, respectivamente. Asimismo, los *dutys* manejados por estos son 937.5 [Hp] (Condensador) y 1244 [Hp] (rehervidor).

Figura 29. Especificación del volumen del acumulador de reflujo

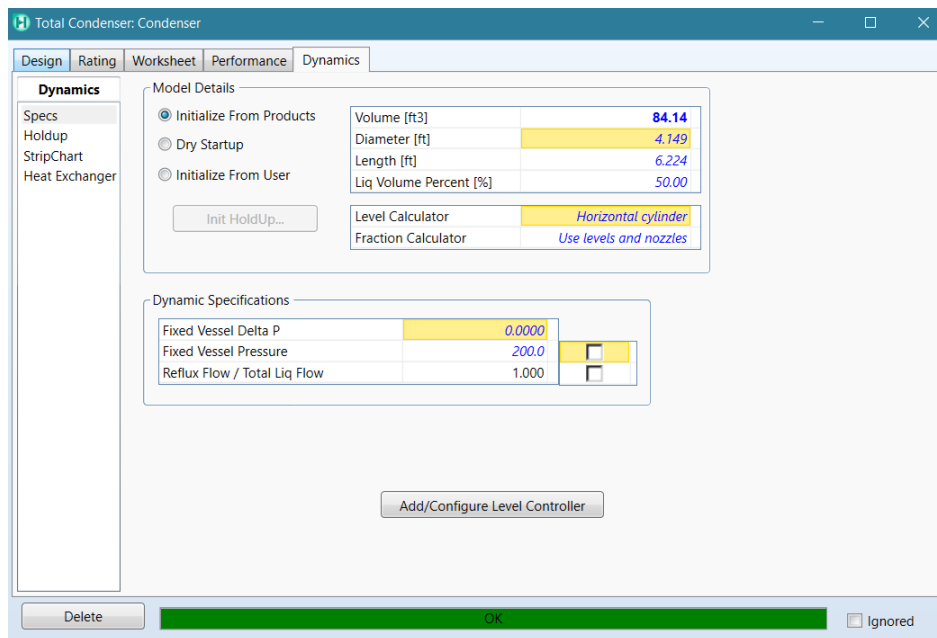


Figura 30. Especificación del volumen de la base de la columna.

The screenshot displays the 'Reboiler: Reboiler' software interface, specifically the 'Dynamics' tab. The interface is divided into several sections:

- Design**: Includes 'Specs', 'Holdup', 'StripChart', and 'Heat Exchanger'.
- Model Details**: Contains three radio buttons for initialization: 'Initialize From Products' (selected), 'Dry Startup', and 'Initialize From User'. Below these is an 'Init HoldUp...' button. To the right, a table lists parameters:

Volume [ft ³]	223.5
Diameter [ft]	5.746
Length [ft]	8.620
Liq Volume Percent [%]	50.00
- Dynamic Specifications**: Contains two input fields: 'Feed Delta P' (0.0000) and 'Fixed Vessel Pressure' (207.3) with a small square icon to its right.
- Level Calculator**: Set to 'Horizontal cylinder'.
- Fraction Calculator**: Set to 'Use levels and nozzles'.
- Buttons**: 'Add/Configure Level Controller' is located below the dynamic specifications.
- Footer**: Includes a 'Delete' button on the left, an 'OK' button in the center, and an 'Ignored' status on the right.

4. ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL

Cabe resaltar la deslocalización del proyecto, es decir, que el diseño fruto del presente estudio se elabora sin saber dónde se va a construir. Esta falta de información dificultará y reducirá el contenido del EIA. Dependiendo de las características del marco territorial en donde se proyecte el EIA, las conclusiones y el planteamiento global pueden tomar uno u otro enfoque.

4.1 REQUISITOS PARA SOLICITAR UNA LICENCIA AMBIENTAL

El interesado en obtener licencia ambiental deberá radicar ante la autoridad ambiental competente, el estudio de impacto ambiental que trata el artículo 21 del decreto 2041 de 2014 y anexar la siguiente documentación: Formulario Único de Licencia Ambiental, Planos que soporten el EIA, de conformidad con lo dispuesto en la Resolución 1415 de 2012, que modifica y actualiza el Modelo de Almacenamiento Geográfico (Geodatabase) o la que la sustituya, modifique o derogue.

A continuación se describen los diferentes aspectos a tener en cuenta en el estudio de impacto ambiental según artículo 21 del decreto 2041 de 2014.

Artículo 21. Del estudio de impacto ambiental (EIA). El estudio de impacto ambiental (EIA) es el instrumento básico para la toma de decisiones sobre los proyectos, obras o actividades que requieren licencia ambiental y se exigirá en todos los casos en que de acuerdo con la ley y el presente reglamento se requiera. Este estudio deberá ser elaborado de conformidad con la Metodología General para la Presentación de Estudios Ambientales de que trata el artículo 14

del presente decreto y los términos de referencia expedidos para el efecto, el cual deberá incluir como mínimo lo siguiente:

1. Información del proyecto, relacionada con la localización, infraestructura, actividades del proyecto y demás información que se considere pertinente.
2. Caracterización del área de influencia del proyecto, para los medios abiótico, biótico y socioeconómico.
3. Demanda de recursos naturales por parte del proyecto; se presenta la información requerida para la solicitud de permisos relacionados con la captación de aguas superficiales, vertimientos, ocupación de cauces, aprovechamiento de materiales de construcción, aprovechamiento forestal, recolección de especímenes de la diversidad biológica con fines no comerciales, emisiones atmosféricas, gestión de residuos sólidos, exploración y explotación de aguas subterráneas.
4. Información relacionada con la evaluación de impactos ambientales y análisis de riesgos.
5. Zonificación de manejo ambiental, definida para el proyecto, obra o actividad para la cual se identifican las áreas de exclusión, las áreas de intervención con restricciones y las áreas de intervención.
6. Evaluación económica de los impactos positivos y negativos del proyecto.
7. Plan de manejo ambiental del proyecto, expresado en términos de programa de manejo, cada uno de ellos diferenciado en proyectos y sus costos de implementación.

8. Programa de seguimiento y monitoreo, para cada uno de los medios abiótico, biótico y socioeconómico.
9. Plan de contingencias para la construcción y operación del proyecto. que incluya la actuación para derrames, incendios, fugas, emisiones y/o vertimientos por fuera de los límites permitidos.
10. Plan de desmantelamiento y abandono, en el que se define el uso final del suelo, las principales medidas de manejo, restauración y reconfiguración morfológica.
11. Plan de inversión del 1 %, en el cual se incluyen los elementos y costos considerados para estimar la inversión y la propuesta de proyectos de inversión, de conformidad con lo dispuesto en el Decreto 1900 de 2006 o la norma que lo modifique, sustituya o derogue.
12. Plan de compensación por pérdida de biodiversidad de acuerdo con lo establecido en la Resolución 1517 del 31 de agosto de 2012 o la que modifique, sustituya o derogue.

Parágrafo 1°. El Estudio de Impacto Ambiental para las actividades de perforación exploratoria de hidrocarburos deberá adelantarse sobre el área de interés geológico específico que se declare, siendo necesario incorporar en su alcance, entre otros aspectos, un análisis de la sensibilidad ambiental del área de interés, los corredores de las vías de acceso, instalaciones de superficie de pozos tipo, pruebas de producción y el transporte en carro-tanques y/o líneas de conducción de los fluidos generados.

Parágrafo 2°. El Ministerio de Ambiente y Desarrollo Sostenible fijará los criterios que deberán aplicar los usuarios para la elaboración de la evaluación económica de los impactos positivos y negativos del proyecto, obra o actividad con base en la propuesta que presente la Autoridad Nacional Licencias Ambientales (ANLA), en un término no mayor a seis (6) meses a partir de la fecha de publicación del presente decreto. Las actividades de importación de que tratan los numerales 10.2 Y 11 del artículo 8° del presente decreto, no deberán presentar la evaluación económica de la que trata el numeral 6 del presente artículo.

Artículo 22. Criterios para la evaluación del estudio de impacto ambiental. La autoridad ambiental competente evaluará el estudio con base en los criterios generales definidos en el Manual de Evaluación de Estudios Ambientales de proyectos. Así mismo, deberá verificar que este cumple con el objeto y contenido establecidos en los artículos 14 y 21 del presente decreto; contenga información relevante y suficiente acerca de la identificación y calificación de los impactos, especificando cuáles de ellos no se podrán evitar o mitigar, así como las medidas de manejo ambiental correspondientes.

4.2 IDENTIFICACIÓN DE LOS IMPACTOS

Para la mejor identificación de los impactos se discriminarán las fases del proyecto en dos niveles:

- Fase de construcción
- Fase de explotación

En cada una de estas fases se producirán impactos diferentes. La fase de desmantelamiento no se considerará, ya que los impactos producidos serán equivalentes o muy similares a los que se produzcan en la fase de construcción. Nótese además que la Unidad desbencenizadora se sitúa en una posición intermedia en el conjunto global de una posible planta de refino, es decir, no tiene emisiones de ningún tipo al exterior.

4.2.1 Identificación de los impactos en la fase de construcción. En la construcción de infraestructuras industriales, los impactos más significativos sobre el medio ambiente provienen en mayor medida de emisiones indirectas, principalmente de la creación, a partir de recursos naturales, de los materiales usados en la construcción (Jose M^a Baldasano 2007). El consumo de dichos materiales es la fuente principal de emisiones de contaminación a la atmósfera. En el caso de la Unidad despropanizadora, el material usado mayoritariamente es el acero inoxidable. Analizando el origen de este material se puede constatar que la propia creación de este metal será la causante de un impacto mucho más significativo que el propio procedimiento de obras. No obstante, este estudio se limitará a los efectos directos de la fase de construcción.

En la fase de construcción distinguiremos principalmente cuatro tipos de impactos.

- Impacto por emisiones de polvo
- Impacto por emisiones de gases
- Impacto por ruido
- Impacto por vertidos

Cada uno de ellos se analizará por separado. Posteriormente, se caracterizarán y valorarán. Finalmente, se propondrán medidas correctoras, si es posible, con el fin de minimizar el efecto de cada uno de ellos.

4.2.1.1 Impacto por emisiones de polvo: Los movimientos de tierras y la circulación de vehículos y maquinaria sobre terrenos sin pavimentar darán lugar a la generación de polvo y partículas en suspensión, deteriorando la calidad del aire en el periodo de construcción. Las emisiones de polvo tendrán su origen en el movimiento de camiones y motoniveladoras, pero sobre todo por la maquinaria empleada en la fase inicial de movimiento de tierras: cargador con pala mecánica, martillos demolidores de hormigón y retroexcavadoras.

4.2.1.2 Impacto por emisiones de gases: Las emisiones de gases y partículas proceden de la maquinaria de obra (SO₂, NO_x, partículas en suspensión, CO, etc.). Estas emisiones van determinadas en cada caso dependiendo del tipo de máquina que se utilice y del tipo de combustible que la alimente.

4.2.1.3 Impacto por ruido: Durante la ejecución de las obras el ruido vendrá producido, fundamentalmente, por el funcionamiento de la maquinaria y de los medios auxiliares, además de por los vehículos de obra. (VERDEJO, Álvaro 2001)

En la Tabla 6 adjunta se detallan los niveles de dB producidos por cada una de las máquinas en cada etapa del proceso de construcción.

Tabla 6. Ruido de maquinaria industrial.

ETAPAS DE LA CONSTRUCCIÓN	MAQUINARIA UTILIZADA	NIVELES DE PRESIÓN SONORA (dB) a 15 m
Movimiento de tierras: - Desbroce del terreno. - Demoliciones. - Excavaciones.	- Cargador frontal o pala mecánica - Martillos neumáticos o demoledores de hormigón. - Retroexcavadoras - Camiones tolva	75-96 80-98 74-92 83-95
Fundaciones Cimientos y sobrecimientos	- Betoneras (hormigón preparado en obra) - Vibradores de inmersión - Carretillas, combos y martillos (retirada de encofrados).	74-87 68-82 80-98
Estructura: - Hormigón. - Metálica.	- Betoneras (hormigón preparado en obra) - Camiones hormigoneras - Vibradores de inmersión - Carretillas, combos y martillos - Bomba motor diesel (hormigón bombeado) - Grúa móvil, torre autopropulsada, o torre elevadora - Máquinas soldadoras (estructura metálica).	- 83-98 68-82 80-98 68-78 70-84 -
Radieres y urbanización	- Moto-niveladora - Apisonadora (rodillo motorizado) - Bomba motor diesel	72-92 90 68-78
Terminaciones	- Esmeril angular, sierras, taladro, atornillador, pistola de calafateo...	72-82

4.2.1.4. Impacto por vertidos: Los vertidos previstos en la fase de construcción son únicamente aquellos que se produzcan de forma accidental durante el mantenimiento de la maquinaria (aceites, combustibles). Estos vertidos pueden contaminar el suelo, son de carácter accidental y pueden ser evitados.

4.2.2 Identificación de los impactos en la fase de explotación. En la fase de explotación distinguiremos principalmente tres tipos de impactos.

- Impacto paisajístico
- Impacto por riesgo de accidente
- Impacto por elevado consumo energético

Cada uno de ellos se analizará por separado. Posteriormente se caracterizarán y valorarán. Finalmente se propondrán medidas correctoras, si es posible, con el fin de minimizar el efecto de cada uno de ellos.

4.2.2.1 Impacto paisajístico: La magnitud del impacto paisajístico va fuertemente ligada a que se desconoce por el momento la ubicación en el territorio de la unidad despropanizadora.

Independientemente de esto, se puede determinar con un alto coeficiente de seguridad que una torre de destilación de casi 30 metros de altura influirá en la calidad del paisaje.

Desde un punto de vista antropogénico, la instalación proyectada podría influir en la armonía y fragilidad del paisaje natural. Es decir, la creación de grandes estructuras artificiales podría degradar las sensaciones positivas que el contacto con la naturaleza provoca en las personas.

Mediante una simulación en 3D utilizando “Solidworks”, se ha construido la unidad despropanizadora y se ha calibrado la incidencia del impacto paisajístico en función de la distancia a un posible observador. Posteriormente, se ha elaborado la Tabla 7 con criterios de carácter personal en donde se resumen las conclusiones. Las figuras y representaciones 3D se recogen seguidamente.

Tabla 7. Impacto paisajístico.

Impacto paisajístico	Distancia del observador
ALTO	0-100 metros
MEDIO	200-500 metros
BAJO	A partir de 500 metros

Si finalmente se plantea el análisis desde un punto de vista ecocéntrico, la creación de una unidad despropanizadora trae una probabilidad relativamente alta de extinción, supresión o alteración degenerativa tanto de la flora como la fauna que habita el lugar.

(Para un análisis más profundo se necesitaría saber la localización del proyecto así como sus ecosistemas y hábitats.)

Figura 31. Visión de la unidad Despropanizadora a 100 m de distancia.

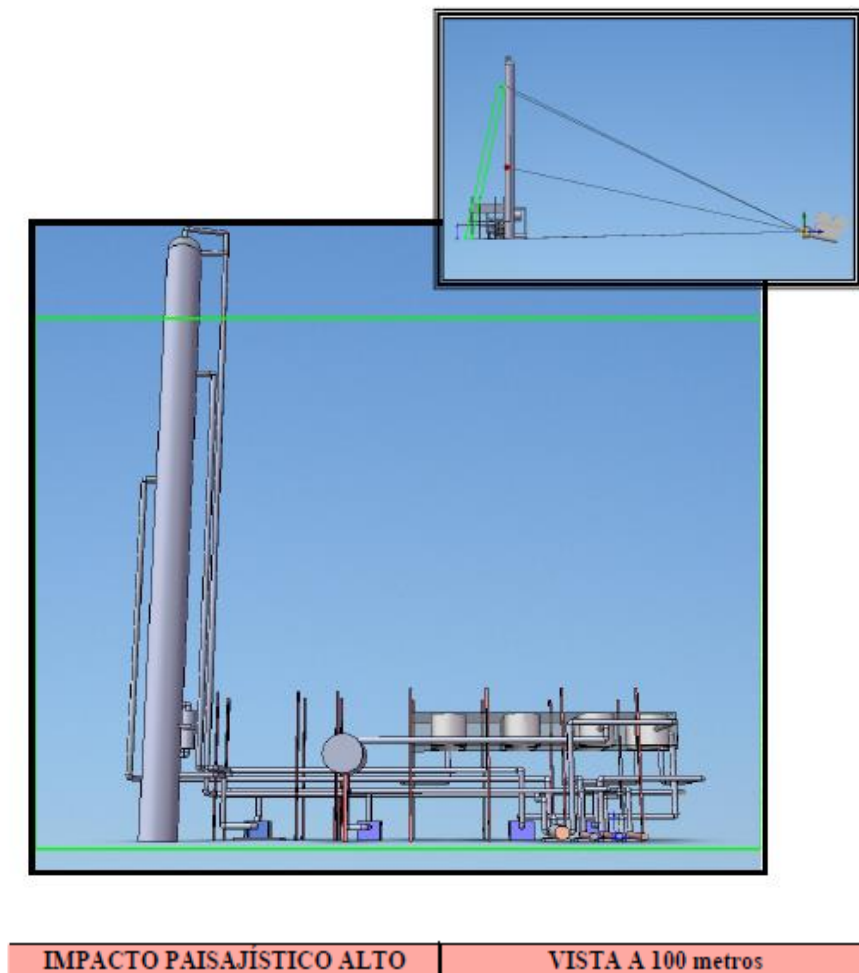
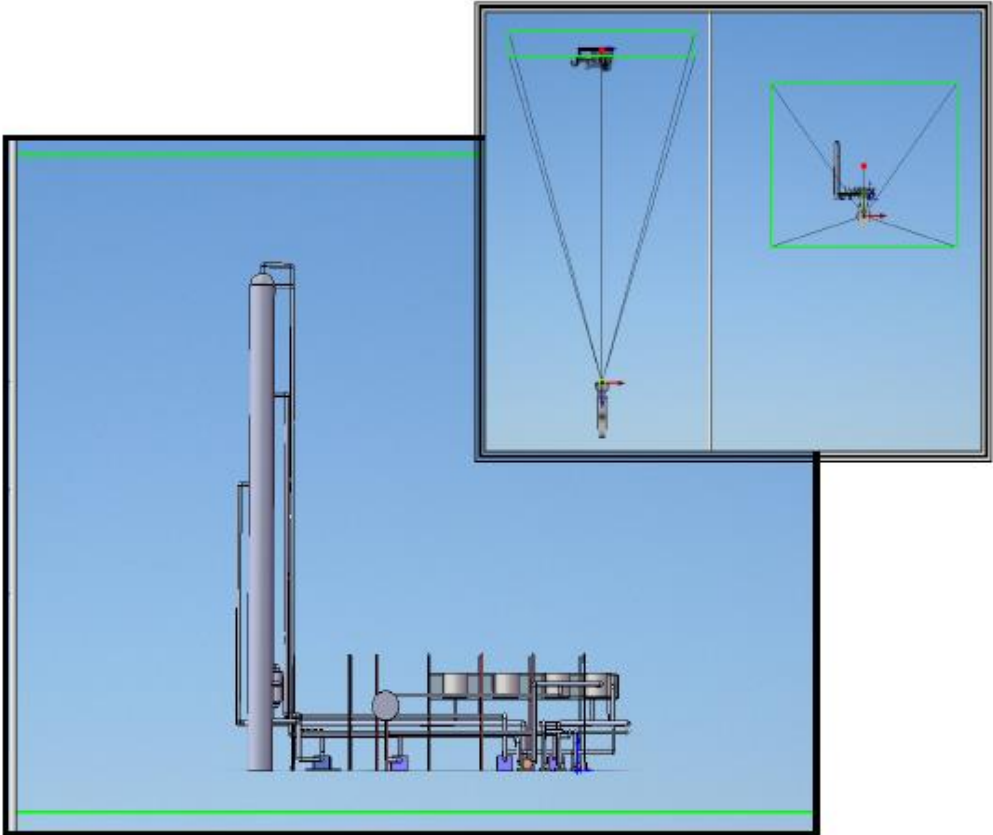
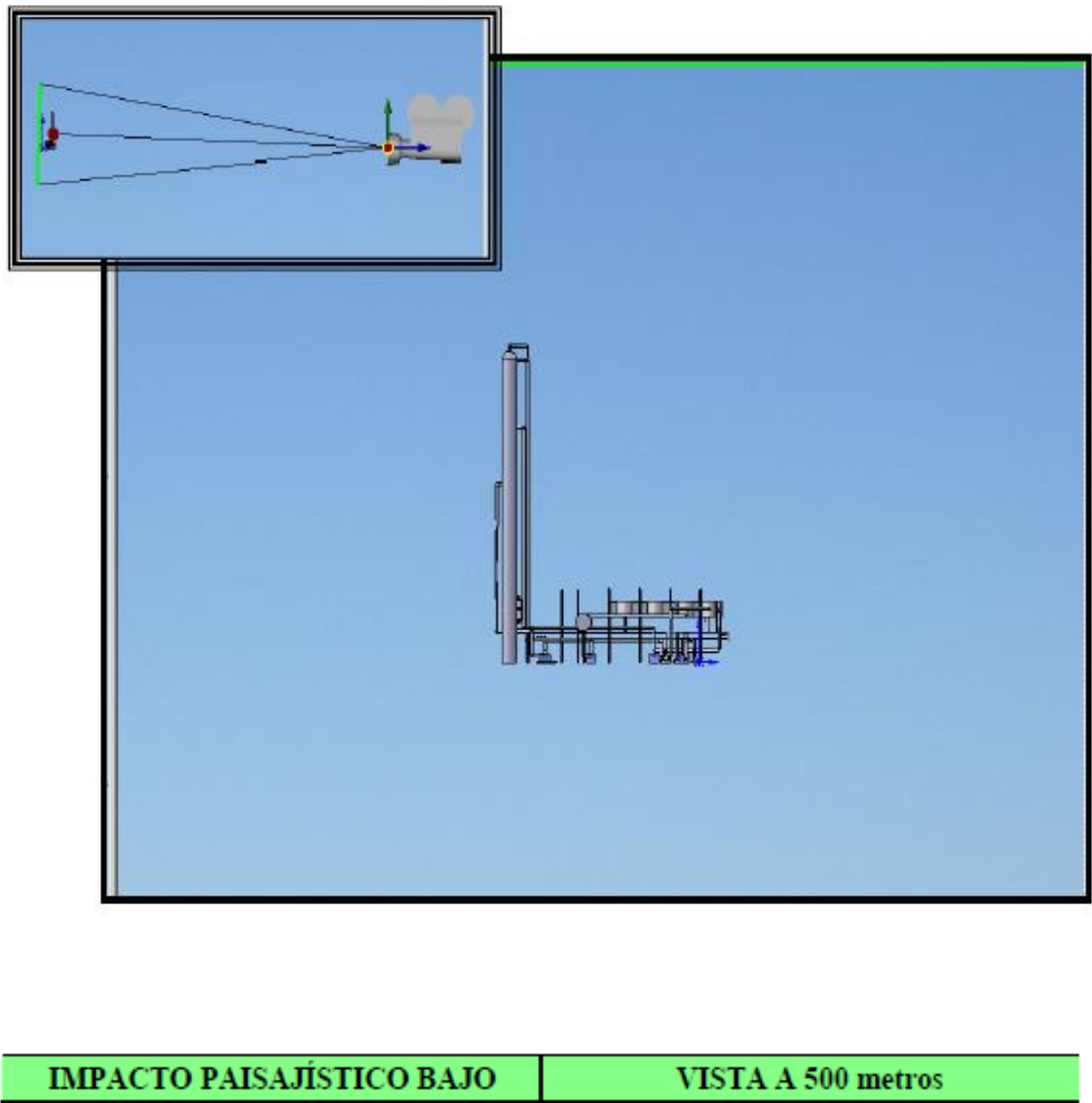


Figura 32. Visión de la unidad Despropanizadora a 200 m de distancia. (En la parte superior derecha, imágenes del observador y la unidad a vista de pájaro y desde la parte posterior del observador).



IMPACTO PAISAJÍSTICO MEDIO	VISTA A 200 metros
-----------------------------------	---------------------------

Figura 33. Visión de la unidad Despropanizadora a 500 m de distancia.



4.2.2.2 Impacto por riesgo de accidente: La probabilidad de que se produzca un incendio o un escape en esta unidad no es nula.

Debido a la peligrosidad de las sustancias con las que trata, este riesgo debe ser contemplado. El principal contaminante con el que se trabaja es el Glp (Propano o Butano).

4.2.2.3 Impacto por elevado consumo energético: La unidad despropanizadora consume una elevada cantidad de energía. Esto no genera un impacto medioambiental directo, ya que el hecho de consumir grandes cantidades de energía no implica emitir ningún contaminante, pero sí un impacto medioambiental indirecto.

Para generar grandes cantidades de energía se suelen quemar combustibles fósiles. La unidad despropanizadora consumirá anualmente 1,00E+06kWh, por lo tanto se puede concluir la aproximación estableciendo que, a causa del funcionamiento de la unidad, se emitirán anualmente a la atmósfera 491,2 toneladas de CO₂.

4.3 CARACTERIZACIÓN Y ÁMBITO TERRITORIAL DE AFECTACIÓN DE LOS IMPACTOS

Para definir el ámbito territorial de afectación se tendrá en cuenta la cantidad de territorio que se puede ver sometido a cualquiera de los impactos.

Para clarificar el análisis también se discriminarán los impactos en función de si estos se generan en la fase de construcción o en la de funcionamiento.

4.3.1 Caracterización y ámbito territorial de afectación fase de construcción

Tabla 8. Impacto en la fase de construcción

Impacto	Caracterización del impacto	Zonas de afectación
Impacto por emisiones de Polvo	<ul style="list-style-type: none"> • Mínimo y negativo • Directo • Acumulativo • Temporal • Reversible 	<ul style="list-style-type: none"> • Circular de radio variable y centro las obras
Impacto por emisiones de Gases	<ul style="list-style-type: none"> • Mínimo y negativo • Directo (NOx) y Indirecto (CO₂) • Sinérgico • Temporal • Recuperable 	<ul style="list-style-type: none"> • Global para los contaminantes de efecto invernadero y circular para contaminantes locales
Impacto por Ruido	<ul style="list-style-type: none"> • Moderado y negativo • Directo • Sinérgico • Temporal • Recuperable 	<ul style="list-style-type: none"> • Circular de radio variable y centro las obras
Impacto por Vertidos	<ul style="list-style-type: none"> • Ínfimo y negativo 	<ul style="list-style-type: none"> • No se tendrán en cuenta las zonas de afectación de este impacto

4.3.2 Caracterización y ámbito territorial de afectación en la fase de funcionamiento

Tabla 9. Impacto fase de explotación

Impacto	Caracterización del impacto	Zonas de afectación
Impacto paisajístico	<ul style="list-style-type: none"> • Moderado y negativo • Directo • Acumulativo • Permanente • Reversible 	<ul style="list-style-type: none"> • Circular con radios ya especificados y con centro en el punto más alto de la unidad
Impacto por riesgo de accidente	<ul style="list-style-type: none"> • Notable y negativo • Directo • Puede ser sinérgico • Temporal • Recuperable o irrecuperable 	<ul style="list-style-type: none"> • Puede ser puntual, lineal o circular (dependiendo del accidente)
Impacto por elevado consumo energético	<ul style="list-style-type: none"> • Notable y negativo • Indirecto • Sinérgico • Permanente • Recuperable o irrecuperable 	<ul style="list-style-type: none"> • De manera directa, no hay zonas de afectación. De manera indirecta, zona de afectación global.

Finalmente, se debe tener en cuenta que para la elaboración de las Tablas 8 y 9 se ha trabajado con cierto grado de incertidumbre, ya que se trata de un análisis prospectivo.

4.4 MEDIDAS CORRECTORAS Y ALTERNATIVAS

Las medidas correctoras son las modificaciones o incorporaciones que se hacen al proyecto para evitar, reducir, modificar o compensar sus posibles efectos nocivos hacia el medio ambiente.

En este caso, se distinguirán tres tipos de medidas correctoras: medidas protectoras, medidas correctoras o curativas y medidas compensatorias.

4.4.1 Medidas protectoras. Este tipo de medidas evitan el impacto modificando alguno de los elementos o procesos del proyecto. Es más interesante evitar el impacto antes que corregirlo, por lo que estas medidas, en el caso de que así se decida, se llevarán a cabo de forma paralela a la construcción de la unidad despropanizadora.

Existen las propias medidas protectoras que se toman a la hora de diseñar el proceso y hacerlo eficiente. Entre estas cabe destacar la reutilización del agua de refrigeración, el aprovechamiento energético de las corrientes calientes, la inexistencia de emisiones o residuos, etc.

Otra medida protectora que se propone es actuar sobre los materiales utilizados. Se aconseja trabajar con titanio o aleaciones más seguras y resistentes que el acero inoxidable, aunque esto supondría un coste de inversión muy elevado.

4.4.2 Medidas Correctoras. Estas medidas se dirigen a la eliminación, reducción o modificación del efecto.

Se propondrán dos medidas correctoras. La primera, instalar una capa de aislante en el suelo para que, en caso de accidente, no se puedan filtrar los contaminantes. La segunda será construir paneles solares o molinos eólicos para autoabastecerse completamente de energías renovables y no causar impacto por consumo de energía.

4.4.3 Medidas Compensatorias. Estas medidas se refieren a los impactos inevitables que no admiten una corrección, pero sí una compensación mediante otros efectos de su signo positivo.

En este caso también se propondrán dos medidas compensatorias. La primera será plantar árboles para corregir el elevado consumo de CO₂ equivalente que genera indirectamente la unidad.

4.5 CONCLUSIONES DEL EIA

En general, se podrán considerar todos los impactos de la fase de construcción compatibles con el medio, ya que no generan alteraciones permanentes en este.

Los impactos más notables y de carácter severo, con posibles alteraciones en el medio, serán el de riesgo de accidente y el de elevado consumo energético. Ambos se valorarán calificándolos de “peligrosidad severa” sin llegar a ser crítica. Será también necesario elaborar un plan de seguridad, sobre todo para evitar los accidentes.

En general, desde un punto de vista conservador, el proyecto podrá ser llevado a cabo sin cambios notables en su diseño ni alteraciones del proceso.

5. ANÁLISIS ECONÓMICO

5.1 COSTOS DE TRANSPORTE FUENTE DE PRODUCCIÓN CUSIANA (OPERACIÓN ACTUAL)

Para estimar el ahorro total al trasladar el punto de origen del abastecimiento de la fuente de producción Cusiana a la fuente de producción Cartagena, como primer paso debemos analizar el costo del transporte realizado desde los dos puntos.

Figura 34. Operación de abastecimiento fuente de producción Cusiana.

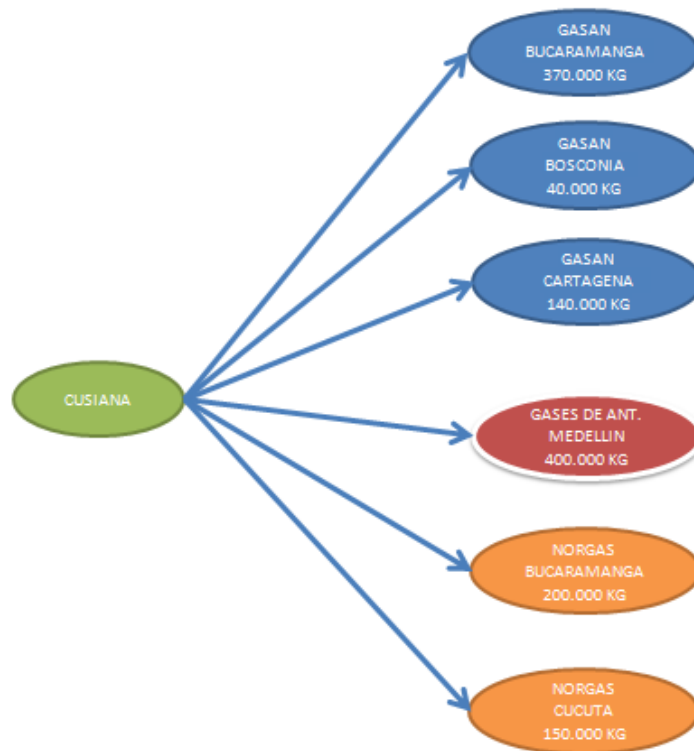


Tabla 10. Costos de transporte desde la fuente de producción Cusiana.

OPERACIÓN FUENTE DE PRODUCCION CUSIANA

EMPRESA	CANT. GLP LIVIANO (KG)	ruta	FLETE PROMEDIO \$/KG	COSTO TOTAL \$
GASAN	370.000,00	CUSIANA - BUCARAMANGA	256,00	\$ 94.720.000,00
GASAN	140.000,00	CUSIANA - CARTAGENA	491,00	\$ 68.740.000,00
GASAN	40.000,00	CUSIANA - BOSCONIA	379,00	\$ 15.160.000,00
SUB TOTAL				\$ 178.620.000,00

EMPRESA	CANT. GLP LIVIANO (KG)	ruta	FLETE PROMEDIO \$/KG	COSTO TOTAL \$
GASES DE ANTIOQUIA	400.000,00	CUSIANA - MEDELLIN	266,00	\$ 106.400.000,00
SUB TOTAL				\$ 106.400.000,00

EMPRESA	CANT. GLP LIVIANO (KG)	ruta	FLETE PROMEDIO \$/KG	COSTO TOTAL \$
NORGAS	200.000,00	CUSIANA - BUCARAMANGA	256,00	\$ 51.200.000,00
NORGAS	150.000,00	CUSIANA - CUCUTA	350,00	\$ 52.500.000,00
SUB TOTAL				\$ 103.700.000,00

TOTAL OPERACIÓN ACTUAL \$ 388.720.000,00

5.2 COSTOS DE TRANSPORTE FUENTE DE PRODUCCIÓN CARTAGENA (OPERACIÓN CON TORRE DESPROPANIZADORA)

A continuación se describe el proceso de abastecimiento desde la fuente de producción de Cartagena.

Figura 35. Operación de abastecimiento fuente de producción Cartagena.

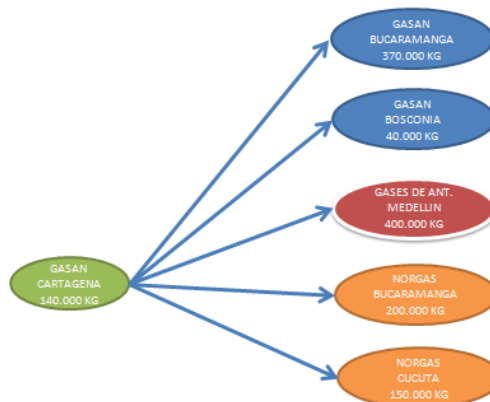


Tabla 11. Costos de transporte desde la fuente de producción Cartagena.

OPERACIÓN FUENTE DE PRODUCCION CARTAGENA				
EMPRESA	CANT. GLP LIVIANO (KG)	RUTA	FLETE PROMEDIO \$/KG	COSTO TOTAL \$
GASAN	370.000,00	CARTAGENA - BUCARAMANGA	235,00	\$ 86.950.000,00
GASAN	140.000,00	CARTAGENA - CARTAGENA		\$ -
GASAN	40.000,00	CARTAGENA - BOSCONIA	132,00	\$ 5.280.000,00
SUB TOTAL				\$ 92.230.000,00

EMPRESA	CANT. GLP LIVIANO (KG)	RUTA	FLETE PROMEDIO \$/KG	COSTO TOTAL \$
GASES DE ANTIOQUIA	400.000,00	CARTAGENA - MEDELLIN	208,00	\$ 83.200.000,00
SUB TOTAL				\$ 83.200.000,00

EMPRESA	CANT. GLP LIVIANO (KG)	RUTA	FLETE PROMEDIO \$/KG	COSTO TOTAL \$
NORGAS	200.000,00	CARTAGENA - BUCARAMANGA	235,00	\$ 47.000.000,00
NORGAS	150.000,00	CARTAGENA - CUCUTA	250,00	\$ 37.500.000,00
SUB TOTAL				\$ 84.500.000,00

TOTAL OPERACIÓN CARTAGENA \$ 259.930.000,00

Analizando los dos panoramas de abastecimiento podemos concluir que la mejor opción es tomando como origen la fuente de producción Cartagena y que asumiendo una igualdad en el costo del producto el ahorro total será de aproximadamente \$ 128'790.000 Mensuales (ciento veintiocho millones setecientos noventa mil pesos).

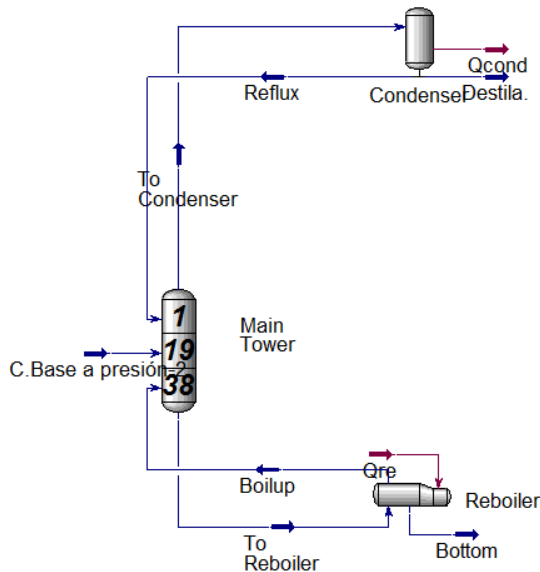
5.3 INVERSIÓN INICIAL

Se refiere al capital requerido para adquirir todos los equipos necesarios para la instalación y puesta en marcha del proyecto. En este ítem se deben relacionar los costos de compra de maquinaria y materiales, transporte e instalación.

A continuación, se presenta el diseño de los equipos necesarios para la planta despropanizadora, a partir del dimensionamiento realizado en la herramienta de simulación Aspen HYSYS. La Figura 35 muestra el diseño simulado para la planta. Los equipos necesarios son: 1 Bomba, 1 torre de fraccionamiento con 38 platos,

Reboiler y condensador. Las condiciones diseño para cada equipo se describen en adelante.

Figura 36. Diseño de la planta Despropanizadora en aspen HYSYS.



- BOMBA

Se planteó un sistema de bombeo que permitiera aumentar la presión de 114.7 psi (presión especificada de corriente de alimento) a 223 psi (presión de operación definida en el diseño), es decir, $\Delta P=108.3$ psi a una temperatura de 110 °F. De acuerdo al diseño la eficiencia adiabática de este equipo será de 75% y *duty* de 3.6 HP.

- CONDENSADOR

El fluido que se usará como refrigerante será agua. Las condiciones operacionales para el condensador son; presión: 200 psi, temperatura: 99.53 °F. El flujo en el condensador es de 504,87 [ft³/h] y su densidad es de 29.65 [Lb/Ft³], por lo cual se

requiere un volumen mínimo en el acumulador de reflujo de 85 ft³. El *duty* es de 937.5 HP y se recomienda el uso de un cilindro horizontal.

- REBOILER

El líquido que entra al rehervidor (base de la columna) es de 1341.27 [ft³/h] y su densidad es de 29.6 [Lb/Ft³], por lo, de acuerdo a diseño, se requiere un recipiente cilíndrico horizontal de 224 ft³. Las condiciones operacionales son; presión 207 psi y temperatura de 187.8 °F. El *duty* requerido para este rehervidor es de 1244 HP.

- TORRE DE FRACCIONAMIENTO

De acuerdo al diseño la torre debe tener las siguientes especificaciones:

- Tipos de platos: Platos perforados
- Columnas de empaques: Columna de empaques estructurados.
- Número de platos: 38 platos
- Espacio entre platos: 1.8 ft
- Diámetro de la columna: 3 ft

Teniendo en cuenta los anteriores requerimientos se contactaron empresas proveedoras de estos equipos. Algunas de estas empresas son:

- ✓ FLARGENT S.A.
- ✓ DISTRAL
- ✓ SURFACE EQUIPMENT CORPORATION
- ✓ INTERCOL LTDA
- ✓ FLOWSERVE
- ✓ FOSTER WHEELER
- ✓ COLMESA
- ✓ IMPSA ANDINA
- ✓ TISSOT

De las cotizaciones realizadas se escogieron las de menor costo y aquellas que tuvieran mayor aproximación al dimensionamiento de la planta que se diseñó.

5.3.1 Descripción de costos inversión inicial. Aquí se presentan los costos de inversión inicial (CAPEX) de la planta despropanizadora de acuerdo a los requerimientos de diseño. Los costos aquí presentados incluyen impuestos (IVA) y están calculados con una TRM= 3000 COP/USD. La ~~Figura 2~~ muestra un escenario en el cual la tasa estaría limitada a 1600 ft³/h, sin embargo para el diseño de este proyecto la torre debe ser capaz de manejar hasta 2000 ft³/h. Por lo tanto hay dos opciones; limitar la tasa o seleccionar los equipos de la tabla 13, que corresponde a un diseño para manejar hasta 8800 ft³/h. Con este diseño se tendrán mayor cantidad de productos y es necesario hacer un análisis financiero para determinar cuál opción puede ser más rentable, de acuerdo a indicadores con el VPN o la TIR.

Tabla 12. Descripción de costos de equipos de la planta Despropanizadora 1600 ft³/h.

COSTOS DE INVERSIÓN INICIAL (CAPEX)				TRM=3000
TIPO DE EQUIPO	DESCRIPCIÓN	PROVEEDOR	CAPACIDAD	COSTO (USD)
INSTALACIÓN	Transporte e instalación	Contratista	2 meses	15.000
ACCESORIOS	Tubería y válvulas	TUVACOL S.A.	60 metros – 6 válvulas	20.000
CONDENSADOR	Intercambiador Condensador	FLARGENT S.A	972 MBTU/h	139.030,00
BOMBA	Bomba Dinámica Centrifuga	FLOWSERVE	3200 ft ³ /h 250 psi	25.285,00
REBOILER	Intercambiador de calor	SURFACE EQUIPMENT CORPORATION	200 MBTU/h	171.837,00
TORRE	Torre Absorbadora	DISTRAL	1665 ft ³ /h	295.000,00
Inversión Total				666.152,00

Tabla 13. Descripción de costos de equipos de la planta Despropanizadora 8800 ft³/h.

COSTOS DE INVERSIÓN INICIAL (CAPEX)				TRM=3000
TIPO DE EQUIPO	DESCRIPCIÓN	PROVEEDOR	CAPACIDAD	COSTO (USD)
INSTALACIÓN	Transporte e instalación	Contratista	2 meses	15.000
ACCESORIOS	Tubería y válvulas	TUVACOL S.A.	60 metros – 6 válvulas	20.000
CONDENSADOR	Intercambiador Condensador	FLARGENT S.A	972 MBTU/h	139.030,00
BOMBA	Bomba Dinámica Centrifuga	FLOWSERVE	9000 ft ³ /h 250 psi	79.087,00
REBOILER	Intercambiador de calor	SURFACE EQUIPMENT CORPORATION	200 MBTU/h	171.837,00
TORRE	Torre Absorbadora	FOSTER WHEELER	8825 ft ³ /h	617.773,00
Inversión Total				1.042.727,00

5.4 COSTOS DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO

En este ítem se incluye aquellos gastos generados por la operación del equipo; estos son:

- Costos de energía eléctrica
- Costos de mantenimiento
- Costos de operación

Para facilitar los cálculos del flujo de caja, estos costos se agruparon en un solo valor estimado en aproximadamente 7.000 dólares mensuales.

5.5 DEPRECIACIÓN

La depreciación es un reconocimiento racional y sistemático del costo de los bienes, distribuido durante su vida útil estimada, con el fin de obtener los recursos necesarios para la reposición de los mismos, de manera que se conserve su capacidad operativa o productiva. Su distribución debe hacerse empleando los criterios de tiempo y productividad, mediante uno de los siguientes métodos: línea recta, suma de los dígitos de los años, saldos decrecientes, número de unidades producidas o número de horas de funcionamiento, o cualquier otro reconocido valor técnico.

$$Depreciacion = \frac{\text{costo} - \text{valor de desecho}}{\text{años de vida util}}$$

La depreciación, para este análisis económico, se evaluó por el método de línea recta, tomando como tiempo de vida útil de los bienes veinte (20) años y el valor de salvamento cero. Entonces, según la ecuación anterior, el valor de la depreciación para el proyecto sería:

$$Depreciacion = \frac{1'027.727-0}{20} = 51.386,35 \frac{US}{año} = 4.282,19 \text{ US/mes}$$

5.6 FLUJO DE EFECTIVO

Los flujos de efectivo netos representan las entradas menos las salidas de dinero que genera el proyecto, durante el tiempo de vida de este. Antes de establecer estos, hay que tener en cuenta que se pueden realizar desde dos puntos de vista: el primero, el del proyecto y el segundo, el del inversionista.

Flujos de efectivo para el proyecto. Son flujos generalizados para el desarrollo del proyecto. Este no tiene en cuenta, si los recursos necesarios para la implementación del mismo, son propios o provienen de una fuente de financiamiento. En el cálculo de los flujos se debe tener en cuenta lo siguiente:

- La inversión, solo se encuentra en el primer periodo o periodo cero (0) y su valor es negativo, mientras que los valores de los ingresos, las regalías, los costos de operación y mantenimiento, las ganancias antes de impuesto, el impuesto de renta y las ganancia después de impuesto; se tiene en cuenta desde el primer periodo de operación hasta el fin del proyecto.
- La depreciación, se evalúa por el método de línea recta, tomando como tiempo de vida útil de los bienes veinte años y el valor de salvamento cero. Por lo tanto, en el flujo de efectivo, aplica solo para los primeros veinte años de la vida del proyecto. El valor de la depreciación se debe descontar antes de aplicar el impuesto de renta, por efectos de contabilidad; sin embargo, se debe adicionar al final cuando se tiene la ganancia después de impuestos.

A continuación, en la tabla 14 se muestra el flujo de caja correspondiente al proyecto de la torres Despropanizadora.

Tabla 14. Flujo de caja torre Despropanizadora.

DETALLE	AÑO 0	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5
INGRESOS POR AHORRO DE ABASTECIMIENTO		515.160,00	515.160,00	515.160,00	515.160,00	515.160,00
EGRESOS POR ENERGIA ELECTICA, MANTENIMIENTO Y OPERACIÓN		84.000,00	84.000,00	84.000,00	84.000,00	84.000,00
DEPRECIACION A DESCONTAR		51.386,35	51.386,35	51.386,35	51.386,35	51.386,35
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTO		379.773,65	379.773,65	379.773,65	379.773,65	379.773,65
IMPUESTO DE RENTA		113.932,10	113.932,10	113.932,10	113.932,10	113.932,10
INVERSION	(1.042.727,00)	-	-	-	-	-
DEPRECIACION A ADICIONAR		51.386,35	51.386,35	51.386,35	51.386,35	51.386,35
FLUJO DE CAJA NETO US \$	(1.042.727,00)	317.227,91	317.227,91	317.227,91	317.227,91	317.227,91
FLUJO DE CAJA ACUMULADO US \$	(1.042.727,00)	(725.499,10)	(408.271,19)	(91.043,28)	226.184,62	543.412,53

Después de realizar los cálculos para el flujo de caja, se procedió a la evaluación de la viabilidad del proyecto con dos indicadores de rentabilidad, estos son: valor presente neto (VPN) y tasa interna de retorno (TIR).

5.7 EVALUACIÓN DE RENTABILIDAD DEL PROYECTO

5.7.1 Valor presente neto (VPN). Se halla el valor presente neto de los flujos de efectivo para diferentes tasas de interés, o para una, si ya se conoce la que va aplicar al proyecto o la que está manejando el mercado en ese momento. Esto proporciona una medida inicial de que tan aceptable es el proyecto, si según la tasa de interés fijada el VPN es positiva, es conveniente aceptar el proyecto, si el VPN es negativo, aceptar el proyecto, no es una buena opción, porque estaría generando pérdidas, y ya si el VPN es igual a cero, se incurre en un punto riesgoso, ya que es incierto si en un futuro, el proyecto genera ganancias o pérdidas.

$$VPN = \sum_{n=0}^N \frac{\text{Flujo de caja}}{(1+i)^n}$$

5.7.2 Tasa interna de retorno (TIR). Después de haber hallado el valor presente neto, y con los flujos de caja del proyecto, se calcula el valor del TIR o la tasa de interés en la cual se equilibrarían los ingresos con los egresos a los largo del proyecto, es decir una tasa de interés en la que el VPN sea cero. Este valor representa la tasa de oportunidad del proyecto.

$$0 = -C + \sum_{n=0}^N \frac{\text{Flujo de caja}}{(1+i)^n}$$

Donde C es la inversión inicial del proyecto.

La tasa interna de retorno es utilizada con frecuencia en la evaluación de alternativas de inversión. El criterio para la aplicación del TIR en la selección de alternativas es: si TIR es mayor que TIO (tasa interna de oportunidad) el proyecto se acepta, si el TIR es menor que TIO el proyecto se rechaza y si el TIR es igual a TIO el proyecto es indiferente aceptarlo o rechazarlo; sien TIO la tasa de oportunidad del inversionista, que es una tasa netamente personal e individual, que depende exclusivamente de la persona o entidad inversionista y no del flujo de caja de la inversión.

5.8 RESULTADOS Y ANÁLISIS

El objetivo de esta sección es presentar los resultados de los cálculos realizados con los índices de rentabilidad, para proceder con la evaluación que permita identificar si el proyecto es viable o no.

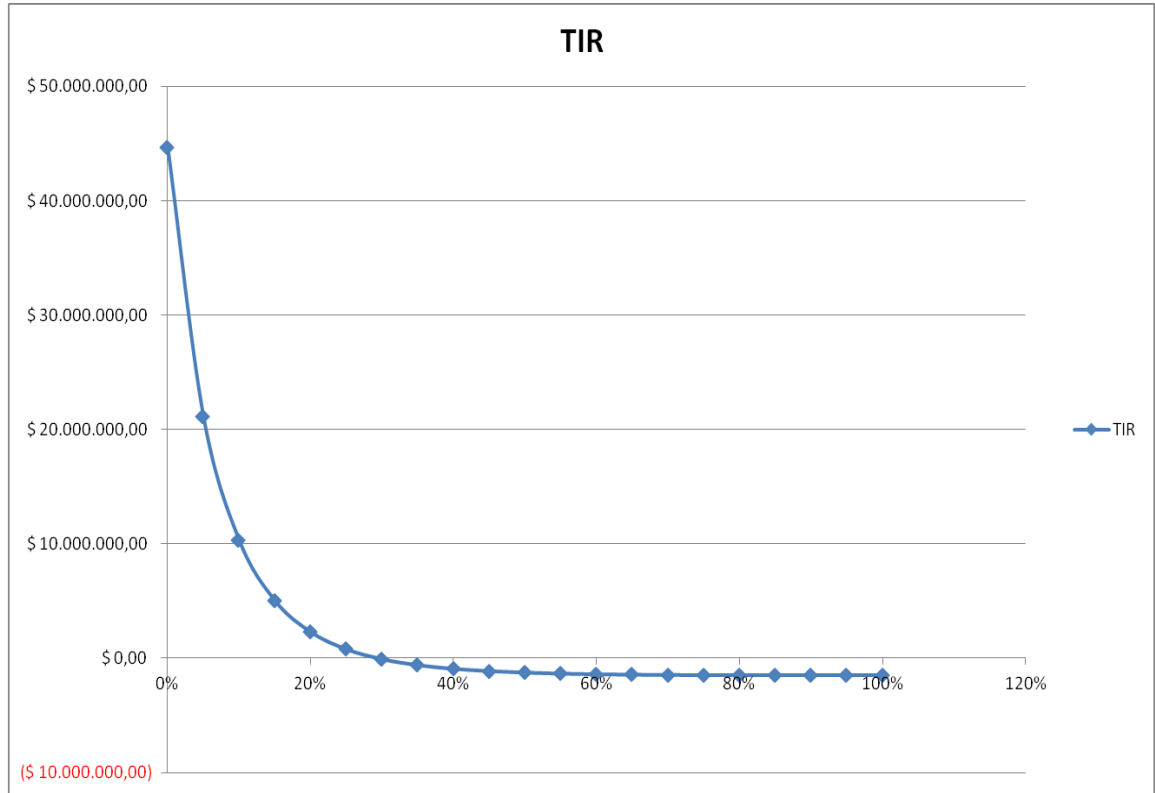
5.8.1 Valor presente neto (VPN). Se presenta a continuación la tabulación de los flujos de caja, el neto y el acumulado, reportados en la tabla 14 y llevados a valor presente (ver tabla 15).

Tabla 15. Valores presentes de los flujos de caja netos y acumulados del proyecto.

AÑO	PERIODO	FLUJO DE CAJA	FLUJO DE CAJA ACUMULADO	i	VPN
2.016	-	(1.042.727,00)	(1.042.727,00)	0%	\$ 44.720.593,05
2.017	1	317.227,91	(725.499,10)	5%	\$ 21.159.223,82
2.018	2	317.227,91	(408.271,19)	10%	\$ 10.357.308,71
2.019	3	317.227,91	(91.043,28)	15%	\$ 5.069.335,95
2.020	4	317.227,91	226.184,62	20%	\$ 2.320.771,24
2.021	5	317.227,91	543.412,53	25%	\$ 813.271,52
2.022	6	317.227,91	860.640,43	30%	(\$ 53.403,55)
2.023	7	317.227,91	1.177.868,34	35%	(\$ 572.083,46)
2.024	8	317.227,91	1.495.096,24	40%	(\$ 892.959,71)
2.025	9	317.227,91	1.812.324,15	45%	(\$ 1.096.715,34)
2.026	10	317.227,91	2.129.552,05	50%	(\$ 1.228.574,79)
2.027	11	317.227,91	2.446.779,96	55%	(\$ 1.314.887,32)
2.028	12	317.227,91	2.764.007,86	60%	(\$ 1.371.551,09)
2.029	13	317.227,91	3.081.235,77	65%	(\$ 1.408.464,17)
2.030	14	317.227,91	3.398.463,67	70%	(\$ 1.431.963,83)
2.031	15	317.227,91	3.715.691,58	75%	(\$ 1.446.209,42)
2.032	16	317.227,91	4.032.919,48	80%	(\$ 1.453.991,25)
2.033	17	317.227,91	4.350.147,39	85%	(\$ 1.457.217,55)
2.034	18	317.227,91	4.667.375,29	90%	(\$ 1.457.215,37)
2.035	19	317.227,91	4.984.603,20	95%	(\$ 1.454.921,11)
2.036	20	317.227,91	5.301.831,10	100%	(\$ 1.451.003,85)

5.8.2 Tasa interna de retorno (TIR). Se halló el VPN a diferentes tasas de interés, para tabular los resultados y graficarlos posteriormente, esto permitió calcular la TIR.

Figura 37. Grafica de valor presente neto Vs. Interés (TIR).



Podemos concluir según la tabulación de resultados y la gráfica, que la TIR es aproximadamente del 29.6%. Con los anteriores resultados los inversionistas del grupo Inversiones del Nordeste pueden determinar si el proyecto de la torre Despropanizadora es viable para su ejecución.

6. CONCLUSIONES

- Los objetivos marcados en el inicio del estudio se han cumplido de manera satisfactoria. La técnica con la que se ha diseñado la unidad Despropanizadora ha sido la de simulación. Para llevarla a cabo, se ha utilizado un conocido programa de aplicación ampliamente extendido en la ingeniería llamado HYSYS.
- Cabe destacar el gran potencial económico que ha demostrado tener la unidad Despropanizadora. Por tal motivo se recomienda la construcción y puesta en funcionamiento de la unidad en la planta de envasado de Glp GASAN – Cartagena.
- A partir de los dos criterios de evaluación de la viabilidad económica del proyecto, se puede concluir que el proyecto es rentable siempre y cuando la tasa interna de oportunidad de los inversionistas este por debajo del 29.6%.
- Los resultados del proyecto, proporcionan unos valores de VPN de 5,3 MM US\$ y una tasa interna de retorno del 29.6 % durante un periodo de explotación de 20 años.
- Es de vital importancia detallar cuidadosamente cada variable que se estudia en un análisis económico, más aun se en este se contemplan inversiones de capital bastantes significativas como las que se observaron en el desarrollo de este trabajo, ya que una de las razones de aceptación o negación de un proyecto en la industria del Glp es que sea rentable.

- La experiencia vivida, en el transcurso de la ejecución de la monografía en la empresa GAS DE SANTANDER S.A. fue muy enriquecedora para los ejecutores de este proyecto, incrementando sus conocimientos técnicos y reafirmando los teóricos.
- Es importante generar proyectos UNIVERSIDAD – INDUSTRIA como un convenio de mutuo beneficio que permita al estudiante interactuar con el sector industrial para la resolución de problemas específicos.

7. RECOMENDACIONES

- Es de gran importancia que las compañías distribuidoras de Glp apliquen nuevas tecnologías con las cuales se puedan cumplir con los requisitos del producto y no ver limitado el sector de sus ventas por tener que adaptarse a las condiciones establecidas por el comercializador mayorista.
- El rendimiento del rehervidor debe ser adecuado para que los componentes livianos (propano) de la mezcla alcancen con facilidad su presión de vapor.
- El reflujo no debe ser tan elevado para que el fenómeno de presión osmótica se lleve a cabo sin inconvenientes y por ende los componentes livianos puedan alcanzar su presión de vapor.
- Los flujos de líquido y de vapor no deben superar los establecidos para el diseño de la torre para evitar así problemas de sobrecarga.
- La presión de operación de la columna debe ser baja para que no disminuya la presión de vapor de los componentes livianos.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] Baldasano, José M^a. Curso de evaluación de impacto ambiental. Cpda, Barcelona. 2007
- [2] Chang. Raymond, “química general”, editorial mc graw hill, 7^o edición. 2001
- [3] Herrera M. José M. “Evaluación del comportamiento de la planta de fraccionamiento de lgn de acroven través de variaciones en las condiciones de calidad de la alimentación”, tesis de grado, departamento de ingeniería química, universidad de oriente, núcleo de Anzoátegui, Venezuela. 2004
- [4] J. Sánchez/ a. itriago. “Curso de ingeniería de gas (fraccionamiento del gas natural) ”, puerto la cruz. 1988
- [5] I. guapache R. “evaluación del comportamiento del sistema desbutanizadora-separadora de butanos, durante la puesta en servicio del tren “a” de la planta de fraccionamiento y despacho José”, tesis de grado, escuela de ingeniería química, udo, puerto la cruz. 2005
- [6] Verdejo, Álvaro. Elaboración de antecedentes relativos a la emisión de ruidos generados por actividades de construcción. Comisión nacional del medio ambiente (conama), gobierno de chile. 2001
- [7] REPSOL PETRÓLEO “A”, S.A., Especificación de diseño para unidades y equipos, Editorial. Repsol YPF, Marzo 1995.
- [8] Luyben W. Plantwide Dynamic Simulators in Chemical Processing and Control. Marcel Dekker Inc. 2002
- [9] ARNOLD, Ken & STEWART, Maurice. Surface Production Operations, Design of gas handling System and facilities. Volumen 2. Second edition. Gulf publishing company. Houston (TEXAS), 1989.
- [10] HYSYS. Gas processing tutorial.

BIBLIOGRAFÍA

ARNOLD, Ken & STEWART, Maurice. Surface Production Operations, Design of gas handling System and facilities. Volumen 2. Second edition. Gulf publishing company. Houston (TEXAS), 1989.

BALDASANO, José M^a. Curso de evaluación de impacto ambiental. Cpda, Barcelona. 2007

CHANG, Raymond, "Química general", Editorial MC Graw Hill, 7^o Edición. 2001.

Guapache R., I. "evaluación del comportamiento del sistema desbutanizadora-separadora de butanos, durante la puesta en servicio del tren "a" de la planta de fraccionamiento y despacho José", tesis de grado, escuela de ingeniería química, udo, puerto la cruz. 2005.

HERRERA M. José M. "Evaluación del comportamiento de la planta de fraccionamiento de Ign de acroven través de variaciones en las condiciones de calidad de la alimentación", tesis de grado, departamento de ingeniería química, universidad de oriente, núcleo de Anzoátegui, Venezuela. 2004.

HYSYS. Gas processing tutorial.

LUYBEN, W. Plantwide Dynamic Simulators in Chemical Processing and Control. Marcel Dekker Inc. 2002.

REPSOL PETRÓLEO "A", S.A., Especificación de diseño para unidades y equipos, Editorial. Repsol YPF, Marzo 1995.

SÁNCHEZ, J.; ITRIAGO, A. "Curso de ingeniería de gas (fraccionamiento del gas natural) ", puerto la cruz. 1988.

VERDEJO, Álvaro. Elaboración de antecedentes relativos a la emisión de ruidos generados por actividades de construcción. Comisión nacional del medio ambiente (conama), gobierno de chile. 2001.